

Incl. 19.7.95

AVALIAÇÃO DAS POSSIBILIDADES
DE INCREMENTO DA COGERAÇÃO
EM USINAS AÇUCAREIRAS
CUBANAS

05/95

Trabalho apresentado à Comissão de Pós-Graduação
da Faculdade de Engenharia Mecânica como parte
dos requisitos para obtenção do título de Mestre
em Engenharia Mecânica.

ESTE EXEMPLAR CORRESPONDE A REDAÇÃO FINAL
DA TESE DEFENDIDA POR Eduardo Rafael
Barrada del Campo E APROVADA PELA
COMISSÃO JULGADORA EM 09/03/95.

Magostera
ORIENTADOR



Cm. 00015377-5

UNIDADE	BC
N.º CHAMADA	T/UNICAMP
	33770
	25036
	433/95
C	<input type="checkbox"/>
D	<input checked="" type="checkbox"/>
PREÇO	R\$ 11,00
DATA	03/07/95
N.º GPU	

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA CENTRAL - UNICAMP

Barreda del Campo, Eduardo Rafael. ?

3374a Avaliação das possibilidades de incremento da cogeração em usinas açucareiras cubanas / Eduardo Rafael Barreda del Campo. - Campinas, SP : [s.n.], 1997.

Orientador : Jorge Isaias Liagostera Beltran.

Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica.

I. Energia elétrica e calor - Cogeração. II. Açúcar - Usinas. III. Liagostera Beltran, Jorge Isaias. IV. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Mecânica. V. Título.

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA
DEPARTAMENTO DE ENERGIA

Tese de Mestrado

AVALIAÇÃO DAS POSSIBILIDADES
DE INCREMENTO DA COGERAÇÃO
EM USINAS AÇUCAREIRAS CUBANAS

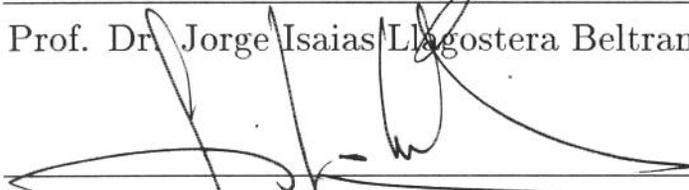
Autor: Eduardo Rafael Barreda del Campo

Orientador: Prof. Dr. Jorge Isaias Llagostera Beltran

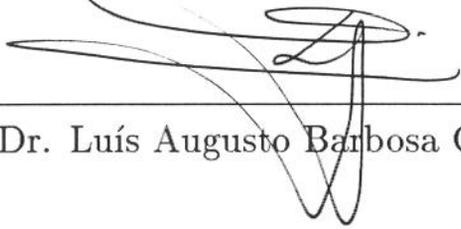
Aprovado por:



Prof. Dr. Jorge Isaias Llagostera Beltran (Presidente)



Prof. Dr. Silvia Azucena Nebra



Prof. Dr. Luís Augusto Barbosa Cortez

Campinas, 9 de Março de 1995

Resumo

A cogeração é uma tecnologia conhecida desde meados do século passado, embora só tenha alcançado uma aplicação mais generalizada a partir da década iniciada em 1980, depois da segunda crise do petróleo.

Dentre as atividades industriais que encontraram atrativos na cogeração, o ramo açucareiro surge como um dos setores mais interessados na técnica, visto que utiliza bagaço - sub-produto do processo industrial - como combustível para produzir vapor, ao passo que os demais valem-se do óleo, muito mais caro.

Nesse trabalho, avalia-se três configurações de sistemas de cogeração em usinas de açúcar, visando à produção de excedentes de energia elétrica a ser comercializados.

Numa primeira etapa, pesquisa-se a influência dos parâmetros do vapor - elevados valores de pressão e temperatura -, a eficiência das caldeiras e, para as configurações de melhor desempenho, a dependência da geração de eletricidade em função da demanda de vapor do processo.

Efetua-se uma análise exérgica das alternativas mais significativas e, por fim, uma avaliação econômica daquelas alternativas que se apresentaram como mais promissoras.

Abstract

Although cogeneration technology has been known since the middle of the last century, its widespread application was observed only after the second oil crisis, in the last decade.

The sugar cane industry may be considered one of the most promising sectors for cogeneration, since the fuel used to produce steam is a "by-product" of the industrial process: the bagasse, which cost is much lower than the cost of oil used in many other sectors (tertiary, chemical, petrochemical, textile, etc.)

This work evaluates three different cogeneration systems, with several configurations for sugar-cane plants aiming to produce an excess of electricity for commercialization.

The influence of the steam generation parameters (pressure and temperature), the boiler efficiency and the dependence of the electricity generation on the demand of process steam is analyzed for the configurations of best performance.

An exergy analysis is made for these configurations and an economical evaluation was done for those configurations where the proposed objective was achieved with the best results.

DEDICATÓRIA

*A meus pais, irmã, sobrinhos e em especial a meu
filho*

AGRADECIMENTOS

Ao professor Llagostera meu orientador pela ajuda e interesse nestes anos.

A meus pais por seu interesse em meu futuro.

À minha irmã pela confiança.

Ao meu amigo Electo por seus conselhos e ajuda desde o início.

Ao meu amigo Valter com quem sempre pude contar.

À Bel por sua ajuda.

Ao Gil por seu interesse e preocupação.

Ao Thomazinho por sua capacidade para suportar nossas brincadeiras.

Ao Admilson pela ajuda.

À doutora Silvia por sua compreensão e confiança.

Ao professor Arnaldo por seu interesse.

Ao Caio e Bete pela força.

À turma por permitir ser um a mais.

A família de Jorge e Estefano pela familiaridade.

À turma da KOMA em especial a Rui pela força.

Ao Chapa por seu caráter e nobreza.

Ao Brasil em especial à FAPESP por permitir meu estudo e viver esta experiência.

A todas aquelas pessoas que conheci neste período e que com seu gesto próprio me incentivaram a terminar este trabalho.

A todos muito obrigado.

Conteúdo

1	Introdução	1
1.1	Cuba no Contexto da Crise Econômica Mundial	2
1.2	Problemática da Energética Cubana na Indústria Açucareira	4
1.3	A Cogeração: possibilidades de resposta à crise	7
1.3.1	Breve Histórico da Cogeração	7
1.3.2	Contexto Internacional da Cogeração	8
1.3.3	Introdução	8
1.4	A Cogeração no Setor Açucareiro	11
1.4.1	Introdução	11
1.4.2	Exemplos de implementação em alguns países produtores de açúcar	11
1.5	A Cogeração no Contexto Cubano	16
1.5.1	Avaliação do Sistema de Cogeração em Cuba	23
1.5.2	Papel Futuro da Cogeração em Cuba	24
1.6	Ciclos Disponíveis em Sistemas de Cogeração	25
1.6.1	Introdução	25
1.6.2	Ciclos Disponíveis	26
2	Análise Termodinâmica de Equipamentos Térmicos	33
2.1	Gerador de vapor (Caldeira)	33
2.1.1	Classificação	35
2.2	Turbinas de Vapor	38

2.2.1	Turbogerador	39
2.3	Misturador	41
2.4	Dosador	43
2.5	Características das Instalações de Potência em Sistemas de Cogeração	44
2.5.1	Parâmetros mais importantes das instalações de potência em sistemas de cogeração	47
2.5.2	Características do turbogerador extração-condensação.	48
2.5.3	Características do turbogruppo extração-contrapressão	48
2.5.4	Características do turbogruppo contrapressão.	49
2.5.5	Alguns aspectos a serem considerados no sistema de cogeração.	49
2.6	Instalação-tipo (parâmetros)	53
2.6.1	Características do Turbo-gerador	55
2.6.2	Sistema de Geração de Vapor	55
2.6.3	Planta de Moagem	56
2.7	Variantes a serem analisadas neste estudo	57
3	Descrição do Programa de Computação e das Subrotinas Utilizadas na Modelagem	61
3.1	Fluxograma	61
3.2	Metodologia Geral do Programa Computacional	63
3.2.1	Procedure Base-Dados-Inicial	64
3.2.2	Procedure Conjunto Caldeira	68
3.2.3	Procedure Turbogenerator e procedure Turb	68
3.2.4	Procedure Turbomoenda	69
3.2.5	Procedure Mistura e Misturador	69
3.2.6	Procedure Dosador	69
3.2.7	Procedure Divisor	70
3.2.8	Procedure Perdas	70
3.2.9	Procedure Expansão	70
3.2.10	Procedure Sorvedor	71
3.2.11	Procedure Processo	71

3.2.12	Procedure Retorno e Bombeamento	71
3.2.13	Procedure Fonte	71
3.2.14	Procedure Conden	71
3.2.15	Procedure Saída de Resultados	71
3.3	Modelagem Computacional de Sistemas Térmicos de Potência	72
4	Simulações	76
4.1	Condições Preliminares para as Simulações	76
4.2	Avaliações a serem efetuadas	79
4.2.1	Influência dos parâmetros do vapor na geração de excedentes de eletricidade	79
4.2.2	Influência do aumento da eficiência do gerador de vapor no excedente de bagaço	81
4.2.3	Análise da variação do fluxo de vapor de processo em relação à produção de eletricidade e ao excedente de bagaço	82
4.2.4	Incidência do aumento da temperatura do vapor gerado nas caldeiras em relação à geração de eletricidade por tonelada de bagaço consumido e por tonelada de cana processada	90
4.2.5	Influência do aumento da temperatura do vapor gerado nas caldeiras em relação à quantidade de água a ser fornecida nos dosadores e a quantidade de vapor gerado nas caldeiras	99
4.2.6	Análise comparativa dos pontos de vista energético e exerético nas variantes 1 e 2	114
5	Análise Econômica	142
5.1	Introdução	142
5.1.1	Informação Preliminar	142
5.2	Análise comparativa de algumas configurações	153
5.2.1	Influência do Preço do Bagaço na relação I/R	163
5.2.2	Influência do Preço da Energia Elétrica na relação I/R	165
5.2.3	Resumo	172
6	Conclusões e Recomendações	173

A Programa de Simulação

180

Lista de Figuras

1.1	Ciclos Bottoming (superior) e Topping (inferior)	28
1.2	Tipos de máquinas térmicas	30
1.3	Ciclo combinado	31
2.1	Misturador	42
2.2	Dosador	43
2.3	Instalação-tipo	54
2.4	Variante 1	58
2.5	Variante 2	59
2.6	Variante 3	60
4.1	Influência do vapor de processo na geração de eletricidade (Variante 1)	85
4.2	Influência do vapor de processo no excedente de bagaço (Variante 1) .	86
4.3	Influência do vapor de processo na geração de eletricidade (Variante 2)	88
4.4	Influência do vapor de processo no excedente de bagaço (Variante 2) .	89
4.5	Influência da temperatura do vapor na energia gerada (kWh/t bag.) .	94
4.6	Influência da temperatura do vapor na energia gerada (kWh/t bag.) .	95
4.7	Influência da temperatura do vapor na energia gerada (kWh/t de cana)	97
4.8	Influência da temperatura do vapor na energia gerada (kWh/t de cana)	98
4.9	Influência da temp.do vapor gerado no fluxo de água ao dosador . . .	102
4.10	Dependência da quantidade e temperatura do vapor gerado em relação à demanda.	103
4.11	Influência da demanda de processo na geração de eletricidade.	104

4.12	Dependência da demanda de processo e temperatura do vapor gerado no fluxo de água aos dosadores.	105
4.13	Influência da temp.do vapor gerado no fluxo de água ao dosador . . .	110
4.14	Dependência da quantidade e temp. do vapor gerado em relação à demanda.	111
4.15	Influência da demanda de processo na geração de eletricidade	112
4.16	Dependência da demanda de processo e a temp. do vapor gerado no fluxo de água aos dosadores.	113
4.17	Diagrama de Grassmann (variante 1)(p=1.8 MPa, t=320 °C)	124
4.18	Diagrama de Sankey (Variante 1)(p=1.8 MPa, t=320 °C)	125
4.19	Diagrama de Grassmann (variante 1)(p=8MPa t=485 °C)	129
4.20	Diagrama de Sankey (Variante 1)(p=8MPa t=485 °C)	130
4.21	Diagrama de Grassmann (variante 2 (P=8MPa t=485 °C)	134
4.22	Diagrama de Sankey (Variante 2 (P=8MPa t=485 °C)	135
5.1	Dependência do custo de abrandamento da água com a capacidade da caldeira	144
5.2	Relação de I/R e o preço da Eletricidade	167
5.3	Relação de I/R e o preço da eletricidade comparados com a Padrão .	169
5.4	Tendência da relação I/R em função dos anos e juros	171

Lista de Tabelas

1.1	Estrutura da Geração Bruta (%) (Sieczka, 1992)	17
1.2	Ramo das Indústrias que Cogeram	19
1.3	Composição da Potência Instalada no ano 1991(Sieczka,1992)	19
1.4	Geração de Eletricidade no ano 1991(Sieczka,1992)	20
1.5	Resumo dos indicadores básicos da cogeração(Sieczka,1992)	21
1.6	Geração média dos períodos(Sieczka,1992)	22
1.7	Estrutura de pressões de trabalho	22
1.8	Geração elétrica em função da tecnologia empregada(Sieczka,1992)	23
2.1	Classificação das caldeiras para bagaço (Prieto, 1982)	36
2.2	Dados e parâmetros para caldeiras de bagaço (Prieto, 1982)	36
2.3	Eficiências termodinâmicas(ENPES,1990)	38
4.1	Configurações	77
4.2	Eficiência de caldeiras	78
4.3	Excedentes de Eletricidade	80
4.4	Excedentes de bagaço	81
4.5	Produção de Eletricidade e Excedente de Bagaço	83
4.6	Produção de Eletricidade e Excedente de Bagaço (Cont.)	84
4.7	Variante 2, Configuração 5	91
4.8	Variante 3, Configuração 7	92
4.9	Variante 2. Fluxo de água aos dosadores	100
4.10	Variante 2. Fluxo de água aos dosadores	101

4.11 Variante 3, Fluxo de água aos dosadores	108
4.12 Variante 3, Fluxo de água aos dosadores	109
4.13 Variante 1 (P=1,8MPa t=320 °C)	121
4.14 Variante 1(P=1,8MPat=320 °C), Fluxos de Exergia	122
4.15 Variante 1(P=1,8MPa t=320 °C), Fluxos de Energia	123
4.16 Variante 1(P=8MPa t=485 °C)	126
4.17 Variante 1(P=8MPa t=485 °C), Fluxos de Exergia	127
4.18 Variante 1 (P=8MPa t=485 °C), Fluxos de Energia	128
4.19 Variante 2 (P=8MPa t=485 °C)	131
4.20 Variante 2 (P=8MPa t=485 °C), Fluxos de Exergia	132
4.21 Variante 2 (P=8MPa t=485 °C), Fluxos de Energia	133
4.22 Variante 1 (P=1,8MPa t=320 °C), Exergia e Energia do Bagaço Quei- mado	136
4.23 Variante 1 (P=8MPa t=485 °C), Exergia e Energia do Bagaço Quei- mado	136
4.24 Variante 2 (P=8MPa t=485 °C), Exergia e Energia do Bagaço Quei- mado	137
4.25 Eficiência Racional Configuração Padrão	138
4.26 Eficiência Racional Configuração 3	138
4.27 Eficiência Racional Configuração 5	139
4.28 Eficiência Racional das Configurações	139
5.1 Variante (1): Configuração Padrão (Tabela de Custo)	148
5.2 Variante (1): Configuração Atual (Tabela de Custo)	149
5.3 Variante (1): Configuração 3 (Tabela de Custo)	150
5.4 Variante (2): Configuração 5 (Tabela de Custo)	151
5.5 Variante (3): Configuração 7 (Tabela de Custo)	152
5.6 Custo do Investimento em Relação à Configuração Padrão	153
5.7 Custo do Investimento em Relação à Configuração Atual	154
5.8 Análise Econômica das Configurações	155
5.9 Comparação em relação a Configuração Padrão	155

5.10	Valor da Receita pela venda de Bagaço R_b	158
5.11	Valor da Receita pela venda de Eletricidade R_e	159
5.12	Valores das Receitas referidas a Toneladas de Cana Moída	160
5.13	Comparação com a configuração Padrão	160
5.14	Cálculo da Relação I/R	160
5.15	Comparação com a Configuração Padrão	161
5.16	Cálculo da Relação I/R com novos valores do Investimento	162
5.17	Comparação com a Configuração Padrão	163
5.18	Valor da Receita pela venda de Bagaço R_b (a 10 US\$/t)	163
5.19	Cálculo da Relação I/R com novo valor do Bagaço	164
5.20	Comparação com a Configuração Padrão	164
5.21	Valores da relação I/R para diferentes preços da Energia Elétrica	166
5.22	Valores da relação I/R Comparados com a Padrão	168
5.23	Valores da relação I/R em função do prazo e da taxa	170
A.1	Linhas e Estados no Fluxograma	181
A.2	Linhas e Estados no Fluxograma (Cont.)	182
A.3	Linhas e Estados no Fluxograma (Cont.)	183

Capítulo 1

Introdução

O aumento do preço do petróleo entre os anos 73/74 e 79/80 foi um indicador de que o mundo se encontrava em uma nova crise.

A crise energética mundial dura até nossos dias. Em seu cerne o petróleo se coloca como a fonte de energia mais usada, em torno da qual gira o sistema produtivo do mundo. Logicamente tal crise não só está associada ao esgotamento deste recurso, pois está demonstrado que com este hidrocarboneto se pode contar ainda por muitos anos, caso seja explorado de uma maneira racional e efetiva, como à ausência de um esforço conjunto a nível mundial para encontrar fontes energéticas alternativas. Devido aos diferentes estágios de desenvolvimento em que se encontram os países, aqueles subdesenvolvidos estão impossibilitados de investir em pesquisas, estando sujeitos aos padrões de consumo impostos pelos monopólios e, portanto, à desigual ordem econômica internacional.

Como fica evidenciado, os países mais afetados com o aumento do preço do petróleo foram os subdesenvolvidos importadores do mesmo, os quais tiveram que dedicar uma maior parte de seus ganhos com exportação para comprá-lo.

É precisamente a partir da segunda metade dos anos setenta que se toma plena consciência das consequências da crise energética no globo. Surge então uma preocupação séria e generalizada de como enfrentá-la, advindo daí a compreensão de que o desenvolvimento de qualquer nação está sujeito à disponibilidade e ao preço do petróleo.

Surge assim uma nova questão às economias de todos os países: Como fazer frente a esta crise?

As soluções propostas são, de maneira geral, as seguintes:

- Diminuição do consumo energético atual (acionamento de energia);
- Utilização de fontes outras de energia, tais como a nuclear, geotérmica, eólica, marinha, hidráulica, carvão mineral, solar, resíduos sólidos industriais e agrícolas, etc;
- Uso de outras fontes de matéria-prima para a indústria química, em substituição aos derivados de petróleo.

Não é surpreendente saber que na busca destas soluções marcham na vanguarda os países desenvolvidos, já que estão melhor preparados, do ponto de vista econômico e científico, para fazer investimentos e desenvolver novas tecnologias.

Embora reconhecidos esforços sejam feitos nos países do terceiro mundo, logicamente o ritmo das pesquisas estará sujeito à política que tenham estabelecido neste setor e às possibilidades econômicas concretas de cada um. Neste último aspecto, desempenha papel fundamental a ajuda que podem oferecer as organizações científicas e financeiras internacionais.

1.1 Cuba no Contexto da Crise Econômica Mundial.

Em Cuba tem havido um esforço incessante na busca de novas fontes energéticas e um uso mais racional dos recursos, fomentado em anos mais recentes devido à sua difícil situação econômica.

Não obstante, continua-se trabalhando no uso da energia solar, através da produção de aquecedores de água com faixa de temperatura compreendida entre 50 °C e 90 °C. A introdução de instalações para destilar água por meio desta energia pode trazer benefícios econômicos. O índice de radiação neste país é da ordem de 1900 kWh/m², e apresenta-se como uma região de grandes perspectivas, embora os resultados obtidos até então sejam discretos.

Outrossim, vem-se trabalhando na utilização da energia eólica e no aproveitamento dos recursos hídricos, os quais são estimados entre 500 e 600 MW, e

estuda-se a possibilidade de construção de 4 unidades de 90 MW (conjunto hidroelétrico Toa-Duaba). Além disso existem 179 micro e mini hidrelétricas em operação (FAKT,1991). Tentativas são feitas a fim de generalizar o uso de biodigestores, sobretudo nas zonas pecuárias. Além disso, difunde-se em todo o país o uso de combustíveis emulsionados, os quais representam considerável economia de hidrocarbonetos; são realizadas experiências com gasogeradores, assim como se começa a ver com muito otimismo a gaseificação do bagaço de cana e o poder energético dos rejeitos sólidos, conta-se com 445 plantas de biogás (FAKT, 1991), isto apenas para mencionar alguns dos empreendimentos.

Dentro do conjunto das possíveis soluções, continua sendo a indústria açucareira um foco de atenção na busca de produtos combustíveis e de fonte de matéria-prima para a indústria química, com a valiosa característica de renovabilidade.

A cana fornece em forma de biomassa, depois de colhida, de 2,7 a 5,4 vezes a energia empregada na sua produção, dependendo do grau de mecanização da colheita (Pedraja et.al,1990), que é destinada fundamentalmente à alimentação humana e animal, e ao uso como combustível.

Uma tonelada de cana produz:

- $43,12 \times 10^4$ kcal como açúcar;
- $9,10 \times 10^4$ kcal como mel;
- $45,60 \times 10^4$ kcal como bagaço;
- $14,90 \times 10^4$ kcal como palha.

Os dois primeiros itens estão relacionados diretamente com a alimentação humana e animal, o mel fermentado destina-se à produção de álcool para bebidas, ao uso doméstico, à medicina e utilizado como combustível no transporte automotor. Os últimos estão relacionados à indústria de derivados, alimento animal e combustível.

O bagaço tem sido a principal fonte de energia na produção de açúcar. Por seu calor de combustão, 5,8 toneladas de bagaço com 50% de umidade equivalem aproximadamente a uma tonelada de petróleo (Pedraja et.al,1990).

De maneira geral, a situação atual das usinas açucareiras no mundo evidencia que as mesmas não estão preparadas para enfrentar a atual crise energética, já que

no passado, devido aos baixos preços do petróleo e ao pouco desenvolvimento da indústria de derivados de cana-de-açúcar, as caldeiras instaladas nas usinas eram de muito baixa eficiência e estavam projetadas para queimar todo o bagaço gerado no próprio processo e ainda mais, dado que o bagaço era considerado como problema. Hoje em dia a situação é muito diferente devido aos altos preços do petróleo, modernização alcançada no processo de produção de açúcar, o qual demanda cada vez mais energia mecânica e elétrica. Há também a forte pressão que se exerce pela conservação do meio-ambiente, impondo a necessidade de economia de energia no processo produtivo, a começar pela elevação da eficiência das caldeiras (já existem atualmente caldeiras de bagaço com até 87 % de eficiência e queima em suspensão).

Isto é de vital importância, posto que o bagaço é hoje considerado um produto do processo, que consiste num material combustível cujo preço deve medir-se como o do petróleo, o do carvão mineral e o do gás, além de configurar-se como matéria-prima fundamental da indústria de derivados, que tem nos dias de hoje um forte desenvolvimento em muitos dos países produtores de açúcar.

Neste contexto, Cuba, como país subdesenvolvido, tem feito inúmeros esforços para resolver os problemas energéticos fundamentais do país, como se supõe pelo grau de atenção dado à indústria açucareira.

1.2 Problemática da Energética Cubana na Indústria Açucareira

Existem diferentes alternativas para aumentar a eficiência da indústria açucareira e economizar combustível. Estas podem ser agrupadas da seguinte maneira:

- Estudo e introdução de melhorias no esquema térmico das usinas;
- Modificações no ciclo térmico visando a uma melhor utilização do calor e do vapor, tendo em vista uma otimização;
- Substituição dos equipamentos de menor eficiência por outros mais eficientes.

Há fatores vários que influenciam o equilíbrio energético de uma usina. São eles:

- Geração de vapor;
- Ciclo energético;
- Parâmetros tecnológicos;
- Estabilidade na operação.

Vejam, de maneira geral, como influi cada um deles.

Geração de Vapor

Na indústria açucareira cubana estão instaladas mais de 800 caldeiras de vapor, sendo que 40 % das mesmas foram instaladas há mais de 30 anos (Sieczka, 1992). A maioria das caldeiras instaladas nas usinas cubanas queimam o bagaço em pilhas, que, como se sabe, operam com até 100 % de excesso de ar para que haja combustão completa, o que traz consigo um consumo adicional de energia para aquecer o forno, tendo baixa eficiência (da ordem de 65 %). Outrossim, essas caldeiras geralmente não possuem elementos recuperadores de calor dos gases de combustão.

Na atualidade há uma forte tendência à introdução de caldeiras que queimam o bagaço em suspensão, pois são muito mais eficientes (da ordem de 82 % a 87 %), permitem operar com excesso de ar entre 15% e 30%, provocando economia de bagaço de até 15%. Além do mais as usinas têm instalado elementos de recuperação de calor sensível, tais como: aquecedores de ar, economizadores e superaquecedores.

Outro fator que influi na eficiência de uma caldeira é a umidade do bagaço, que para o trabalho normal está entre 45% e 50%, sendo que hoje em dia realizam-se esforços para a introdução de secadores que levem esta umidade ao patamar de 35%, com os próprios gases de escape.

Na hora de projetar uma usina, é preciso prever uma interligação flexível entre o ciclo energético, estabilidade da operação e os parâmetros tecnológicos que regem o processo, já que para obter êxito na produção, os mesmos devem estar intrinsecamente relacionados.

Por exemplo, o fornecimento de vapor do processo secundário (cozedores) é gerado no processo primário. Se por um problema de instabilidade de alimentação

de matéria-prima (cana) ou de capacidade no armazenamento de produtos intermediários (massa ou melaço, mel, etc) provoca-se um desequilíbrio entre os processos, isto pode acarretar a necessidade de expelir vapor ou de obtê-lo em maior quantidade, o que afeta a eficiência térmica e o consumo de combustível. Inclusive, o grau de flexibilidade que tenha o ciclo térmico permitirá maior ou menor manobrabilidade durante a falha, o que poderá atenuar a repercussão da mesma de acordo com os parâmetros tecnológicos que regem o processo.

Os itens que definem a tecnologia de produção e que incidem sobre a eficiência térmica são:

- Porcentagem de água administrada durante a moenda;
- Brix(concentração de açúcar) dos líquidos alimentados aos tachos;
- Umidade do bagaço;
- Isolamento térmico.

Porcentagem de Água Administrada Durante a Moagem

Como é sabido, é fundamental para uma boa extração de açúcar, contudo deverá ser evaporada, com o conseqüente consumo de vapor nos evaporadores, para obter o Brix desejado em cada etapa do processo, pelo que deve ser utilizada de maneira razoável e eficiente.

Brix dos Líquidos Alimentados aos Cozedores

A concentração do melaço nos evaporadores a níveis inferiores para evitar a ocorrência de cristais é fonte de ineficiência térmica, posto que significa maior consumo de vapor nos tachos. Da mesma forma, adicionar tais materiais a temperaturas baixas implica em maior consumo de vapor, pelo que deve ser uma prática no trabalho não acionar dois ou mais tachos concomitantemente.

Umidade do Bagaço

Conforme explicado, baixa umidade de bagaço(inferior a 50%) tem repercussão direta no índice de geração da caldeira. Por conseguinte, existe a tendência no país de montar secadores, os quais podem reduzir esta taxa a até 35%, o que representa aumento no índice de geração de 3 kg de vapor por kg de bagaço (Pedraja et al., 1990), provocando uma economia substancial do mesmo. Embora a operação das

caldeiras com bagaço seco (umidade abaixo de 35 %) provoca problemas de operação e a formação de aglomerações de cinza fundida por causa das altas temperaturas na fornalha (Magasiner, 1987).

Isolamento Térmico

Na indústria de produção de açúcar, o emprego de materiais isolantes é uma necessidade econômica do próprio processo. Devido às características das usinas, a maior parte de seus equipamentos são trocadores de calor interconectados mediante linhas de vapor e condensado a alta temperatura e pressão. As perdas de calor por imperfeições no isolamento podem conduzir a prejuízos significativos. Uma tonelada de isolante racionalmente utilizada pode proporcionar uma economia de 30 a 200 toneladas de combustível convencional por ano (Pedraja et al., 1990).

Há um ano atrás, o custo de isolamento correspondia a 2% do custo de construção da planta industrial; hoje em dia é cerca de 4% a 8% (Pedraja et al., 1990). A situação torna-se mais crítica levando-se em conta que Cuba importa todo o isolante de que necessita. No sentido de obter isolantes confeccionados com material nativo, pesquisas estão sendo realizadas.

1.3 A Cogeração: possibilidades de resposta à crise

1.3.1 Breve Histórico da Cogeração

O vocábulo "cogeração" é de origem americana, empregado desde os anos setenta para designar a produção combinada de calor e potência com uso seqüencial da energia liberada por uma mesma fonte combustível (Oliva, 1994).

Perrella (1994) faz referência ao trabalho de Babus'Haq (1986), onde situa o início do desenvolvimento da cogeração em meados de 1870, praticado por máquinas a vapor de eixo alternativo acopladas a geradores elétricos, em áreas urbanas com alta densidade populacional. Segundo esta mesma referência, até 1909 havia nos Estados Unidos apenas 150 sistemas de aquecimento distrital (district heating), muitos deles operando com baixos níveis de eficiência.

As décadas de 1920 e 1930 caracterizam-se por um desenvolvimento nos países do Norte Europeu, e na então União Soviética e bloco socialista, dos sistemas de

aquecimento distrital. Somente depois da Segunda Guerra Mundial é que aparece um número importante de sistemas de cogeração. A lenta difusão de tais sistemas em outras regiões foi devido fundamentalmente ao baixo custo dos combustíveis e/ou abundância de combustíveis fósseis.

A crise do petróleo nos anos 73/74 e 79/80, bem como a resistência à geração de potência por via nuclear, devido a razões de segurança e ambientais, fez com que os sistemas de cogeração adquirissem um papel importante na geração de potência, principalmente nos Estados Unidos.

Nos Estados Unidos, em 1978, foi implementado o PURPA (Public Utility Regulatory Act), cuja seção 210 impunha às concessionárias a compra de energia a preço não discriminatório, sempre que atendam às qualificações estabelecidas neste mesmo conjunto de leis (Perrella 1994), tendo sido instituído para reduzir a dependência dos combustíveis fósseis via racionalização no uso de eletricidade, bem como incentivar a geração elétrica com emprego da tecnologia de cogeração ou uso de fontes energéticas renováveis. Logicamente, esta lei propiciou a entrada de um grande número de produtores independentes em pouco tempo, acarretando problemas às empresas concessionárias de serviço elétrico. Em consequência, foi modificado o PURPA ao final dos anos 80 no sentido de eliminar a obrigatoriedade da compra de excedentes de energia elétrica. Também o custo marginal não é mais necessariamente o valor da tarifa de compra do excedente elétrico. Isso provocou a redução do interesse pela geração descentralizada, embora não tenha inviabilizado o desenvolvimento do potencial.

1.3.2 Contexto Internacional da Cogeração

1.3.3 Introdução

Neste item pretende-se apresentar algumas informações sobre o desempenho da cogeração em alguns dos países desenvolvidos.

Estados Unidos

Nos Estados Unidos, no início do século, a cogeração representava 50 % da geração elétrica total, perdendo espaço progressivamente frente às vantagens dos sistemas centralizados. A meados da década de 70 a participação da cogeração chegava a apenas 3 a 4 % da geração total.

Em 1978, com a promulgação do PURPA, foi fornecido um grande impulso aos sistemas de cogeração. O impacto de tal medida pode ser avaliado pelos números correspondentes à capacidade instalada. Em 1980 essa capacidade era de 13 GW, sendo 12 GW em indústrias e 1 GW em pequenas instalações, o que representava 2,1 % da capacidade total instalada naquele ano.

Em 1988 foram computados 51 GW de cogeração, incluindo os sistemas já instalados e os que se encontravam em fase de construção e projeto (Walter, 1994). Nos Estados Unidos houve um forte desenvolvimento da cogeração nos estados da Califórnia, Texas e Nova York: cerca de 60 % da cogeração foi localizada nestas três regiões.

Em 1988 o PURPA sofre uma modificação, eliminando a obrigatoriedade da compra de energia a autoprodutores, sendo uma característica dos sistemas de cogeração após a modificação do PURPA que os mesmos foram modulados em função da demanda de calor útil da instalação industrial, e não seriam mais projetadas para maximizar a produção de energia elétrica.

Embora a nova situação tenha reduzido a atratividade da cogeração, o emprego da mesma é ainda promissor. Um exemplo disso é a utilização de dita tecnologia no setor terciário.

Em 1988, nos Estados Unidos, 4,2 % da produção de energia elétrica eram provenientes da cogeração.

Alemanha

Entre as décadas de 30 e 50, a cogeração industrial na Alemanha atendia 50 % das necessidades de energia elétrica do país. Não obstante, com o decurso dos anos a cogeração industrial perdeu espaço nas indústrias. Em relação ao atendimento via rede, no entanto, cresceu em termos do fornecimento de calor distrital. Em 1985, 14 % do consumo nacional de energia elétrica era atendido pela cogeração industrial (Walter, 1994).

Embora a situação da cogeração tenha melhorado, o governo alemão adotou no final dos anos 80 um conjunto de disposições visando ampliar o uso de dita tecnologia.

A porcentagem de eletricidade consumida na indústria proveniente da cogeração em 1988 era de 26,2 % (George, 1991).

Itália

No setor elétrico italiano cerca de 85 % da energia elétrica é produzida pelo setor estatal, 12 % por autoprodutores e 3 % pelas concessionárias municipais.

Em 1988 foi aprovada uma nova versão do plano energético nacional, tendo como centro a conservação da energia, uma maior autonomia no suprimento energético e a preocupação com o meio ambiente. Com esta nova concepção a cogeração ganhou novo impulso, prevendo-se que a mesma, para o ano 2000, deveria ser da ordem de 15 % sobre as metas totais de conservação de energia, o que implica que a potência instalada em cogeração industrial deverá crescer em 58 % em relação ao verificado em 1987, até o ano 2000 (de 4500 para 7120 MW) (Walter, 1994).

É importante ressaltar que a cogeração na indústria italiana já era bem organizada antes da aprovação deste plano: em 1985, 14 % da capacidade de cogeração industrial na Europa estava instalada na Itália.

Espanha

Na Espanha não foi atribuída importância à cogeração até a segunda crise do petróleo.

Entre 1980 e 1985, dez decretos ou leis foram promulgadas visando incentivar ou regulamentar a autogeração e em particular a cogeração. Mesmo assim, até 1986 a autoprodução não havia experimentado o crescimento esperado. Em 1985 a contribuição da cogeração em relação à produção do país era da ordem de 2 %.

Em 1987 a capacidade instalada em cogeração era de 750 MW. Dois anos depois e com a participação direta do Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía (IDAE), foram postas em operação 24 novas instalações, totalizando uma capacidade de 83 MW, o que implicava num crescimento da ordem de 20 % da energia cogorada, sendo 80 % do crescimento concentrado nas indústrias químicas e de papel e celulose. A cogeração passou de 2 %, no ano 1985, para 3,2 % da geração total do país, em 1989.

Em 1987 o IDAE realizou um estudo das indústrias com possibilidades reais para cogerar. Em 1989, 41 % das indústrias selecionadas estavam em condições de iniciar a operação, contribuindo com 36 % do total da capacidade avaliada.

Embora a cogeração estivesse restrita às indústrias, dada a pouca importância atribuída a dita tecnologia, são feitos atualmente esforços na introdução da mesma

no setor terciário.

Japão

A cogeração no Japão é quase exclusividade do setor industrial. A legislação atual prevê um desenvolvimento lento, mas contínuo, nesse setor nos próximos dez anos.

A capacidade de cogeração no ano 1990 era avaliada junto ao setor industrial em 15,4 GW e apenas 600 MW no terciário, sendo a capacidade de cogeração 10 % da capacidade total.

Ao longo dos anos 80 e principalmente depois de 1985, foi estimulado no país o desenvolvimento da cogeração em sistemas compactos. Estes estão sendo desenvolvidos e são considerados de grande potencial para o setor terciário, prevendo-se para o ano 2000 a penetração destes sistemas em 400 a 1200 MW.

No Japão a cogeração já se mostrou viável no setor terciário (hospitais, hotéis, centros esportivos etc).

1.4 A Cogeração no Setor Açucareiro

1.4.1 Introdução

Este setor, como as indústrias de papel e celulose, metalúrgicas, etc., proporcionou grande atratividade para a implementação da cogeração devido aos grandes volumes de vapor requeridos para o processo de produção, apresentando uma vantagem a mais sobre as outras indústrias: uso do bagaço como combustível para a geração de vapor. Como o custo desse combustível é muito mais baixo que os derivados do petróleo, o custo do kWh gerado é mais baixo.

1.4.2 Exemplos de implementação em alguns países produtores de açúcar

As primeiras usinas açucareiras foram construídas num período em que não existia preocupação com o aproveitamento energético do bagaço. Os geradores de

vapor eram verdadeiros incineradores daquele subproduto do processo industrial, que era considerado um obstáculo dentro da usina.

A finalidade destes geradores era produzir vapor na quantidade necessária para o processo ao menor custo possível. Os mesmos eram de muito baixa eficiência, baixa pressão, e o vapor em geral era saturado ou levemente superaquecido. O desenvolvimento da geração e da transmissão de eletricidade era muito incipiente: a geração feita nas usinas era para garantir a iluminação dentro da planta e nas zonas residenciais próximas da mesma.

Devido à baixa eficiência do equipamento industrial muitas vezes a usina consumia toda a produção de bagaço e tinha ainda que utilizar combustíveis secundários como lenha e carvão.

Com os avanços tecnológicos, começou a ser uma necessidade a eletrificação do processo industrial, iniciando por aquelas regiões em que as condições do terreno necessitavam da irrigação e bombeamento de água. Paralelamente a isto começou a ser utilizado o vapor superaquecido. As turbinas de contra-pressão a vapor formavam parte do parque tecnológico das usinas, mas isto não ocorria com a geração de potência elétrica. Durante muito tempo as usinas não se interessaram em produção de eletricidade, chegando em muitos casos a só satisfazer suas necessidades, e esta situação chega muitas vezes até nossos dias.

Contribuiu para o desenvolvimento dos sistemas de cogeração, a política de estímulo estabelecida em muitos dos países produtores de açúcar em relação ao aproveitamento energético do bagaço, e à utilização de fontes renováveis de energia. Esse aspecto, unido aos altos preços dos óleos combustíveis e às fortes medidas ambientalistas, criou condições para que a cogeração não só seja vista em termos de autosuficiência, mas também para gerar excedentes de energia elétrica que possam ser comercializados. É interessante lembrar que este setor tem como particularidade o fato de que um dos subprodutos do processo é empregado como combustível para a produção dessa energia.

Exemplos importantes de uso da cogeração são relatados na literatura, como são os casos amplamente conhecidos das ilhas Havaí e as ilhas Maurício e Reunião. Nesses casos, sabe-se que o desenvolvimento de dita tecnologia deve-se à falta de opções do ponto de vista energético e a reduções consideráveis de importações de óleos combustíveis. Existem outros países que merecem destaque: Costa Rica, Tailândia, Índia, Brasil e Cuba.

Havai

Existem 12 unidades nas diferentes ilhas do arquipélago, quatro são de grande porte e responsáveis por 80 % da energia entregue ao sistema. Alguns sistemas operam ao longo de todo o ano, utilizando carvão ou óleo como combustível auxiliar. A safra tem um período de duração de 9 a 10 meses, o que facilita a produção de eletricidade (Walter, 1994).

Em 1986 as usinas instaladas produziam 906 GWh, que representavam 20 % da energia consumida neste estado americano (Zarpelon, 1991).

Ilhas Maurício

No final de 1980 existiam 15 usinas gerando excedentes de energia, três delas tinham contrato de entrega de energia firme. No início de 1990, apenas uma usina gerava o tempo todo, utilizando como combustível auxiliar o carvão mineral. Em 1992 a contribuição da indústria açucareira em energia elétrica ao sistema energético foi de 85 GWh, o que equivale a 10,5 % da energia elétrica gerada no país. Prevê-se para os próximos anos um crescimento para 25 % (Noel, 1994)

As três usinas com geração mais significativa possuem sistemas com turbinas de condensação, tecnologia considerada avançada no ramo do açúcar.

Ilha Reunião

A produção de excedentes de eletricidade teve início a partir de 1986 quando foi terminada uma instalação capaz de gerar 60 GWh, operando durante 5 meses no período de safra. Este sistema, no início de 1990, contribuía com 5 % da geração elétrica da ilha.

Existem apenas três usinas operando na ilha. Em 1992 foi posto em operação um sistema de 30 MW para operar o ano todo com carvão mineral como combustível auxiliar. Em 1995 prevê-se colocar em operação um sistema de 60 MW para funcionar o ano todo, também com carvão mineral como combustível alternativo.

Índia

A Índia é o maior produtor mundial de açúcar e o segundo maior produtor de cana. Existem 490 usinas que em geral são pequenas. Recentemente tem sido realizados estudos para a implementação de sistemas avançados de cogeração em três usinas de açúcar das províncias de Tamil Nadir e Makarashtra (USAID, 1993). No final da década de 80, o potencial da produção elétrica estimado a partir do

bagaço de cana era da ordem de 35 % da capacidade elétrica instalada no país em 1992. Apesar de o governo estar preocupado e sensibilizado com a necessidade de explorar ao máximo o potencial energético do bagaço na produção de eletricidade, isto não se tem materializado devido a problemas econômicos, fazendo com que a demanda não seja atendida, existindo sérias limitações de expansão do setor elétrico no país. Um estudo realizado em 1989 determinou que o potencial de exportação de energia elétrica pela indústria açucareira era de 2,0 GW (USAID, 1993).

Brasil

A cana-de-açúcar é uma cultura agrícola importante para a economia do Brasil desde o período colonial. Em 1974 um ano antes da criação do Programa Nacional do álcool-PROÁLCOOL; a produção brasileira de cana-de-açúcar representava 14,7 % da produção mundial, enquanto a produção de açúcar correspondia a 12,3 % da produção mundial. Na mesma época, as exportações de açúcar, em função dos altos preços alcançados naquele ano, contribuíram com 17,4 % das exportações totais do país (Walter, 1994).

No Brasil há 379 usinas, distribuídas em três grandes áreas:

- Norte, com 120 usinas;
- Centro(exceto São Paulo), com 118 usinas;
- São Paulo, com 141 usinas.

O setor sucro-alcooleiro possuía, em 1986, uma capacidade instalada de produção de energia elétrica de 847,5 MW (Walter, 1994).

No entanto, a participação da autoprodução a partir do bagaço de cana na geração elétrica total do país é bastante pequena. Em 1992, a autoprodução a partir do bagaço e de la lixívia respondeu por cerca de 1,5 % da geração total.

A situação brasileira, em termos de geração de excedentes comercializáveis de energia elétrica, não é muito diferente da observada nos demais países produtores de cana.

O pequeno aproveitamento do potencial de geração junto às usinas pode ser entendido pela baixa atratividade econômico-financeira e pela não necessidade, do ponto de vista da confiabilidade do abastecimento, de um esforço maior de geração local.

Em meados dos anos 80 a situação alterou-se um pouco, com a gradual definição de um quadro mais atrativo à geração elétrica em maior escala. Entre os fatores que impulsionaram essa mudança podem ser citados a crise financeira do setor elétrico; o questionamento mais vigoroso do PROÁLCOOL, e a expectativa de realinhamento das tarifas do setor elétrico, o que viabilizaria o investimento para garantia da auto-suficiência.

Uma primeira indicação do papel que é reservado para a geração descentralizada, e para a cogeração em particular, nos próximos anos pode ser obtida a partir da análise do "Plano 2015" (ELETROBRÁS, 1993), o mais recente documento de referência do planejamento de longo prazo do setor elétrico brasileiro.

Considera-se um potencial, em termos de energia firme anual, de 6,2 GW para os resíduos da cana, 22,2 GW para o aproveitamento da biomassa forestal e 21,7 GW para a energia eólica (Walter, 1994).

Tailândia

Existem 46 usinas de açúcar, e o governo tem mostrado interesse no investimento de recursos para a geração de eletricidade a partir do bagaço de cana. Existem estudos que avaliam as possibilidades de excedentes em torno de 60 a 100 MW, sendo esta da ordem de 12 % da capacidade instalada no início da década de 90.

Costa Rica

No país existem 17 usinas, e apenas 4 apresentam condições adequadas à geração em longa escala com potencial estimado em 80 MW no total. Somente a partir de 1990 o governo permitiu a venda de energia excedente de autoprodutores e cogeneradores: dos cinco projetos aprovados, um era de uma usina que tinha 6,3 MW instalados, vendendo na rede 4 MW, o que corresponde aproximadamente a 0,5 % da capacidade instalada no país, cuja produção de eletricidade é fundamentalmente obtida de hidrelétricas. Esta usina planeja aumentar sua capacidade para 12 MW.

Bouvet (1991) refere-se alguns países onde a possibilidade de geração de potência a partir do bagaço de cana não tem despertado interesse.

Os casos mais relevantes pela importância dos mesmos em termos de produção de açúcar a nível mundial são:

Colômbia

O país respondeu por 2,36 % da produção mundial de cana em 1990 e por 1,5

% da produção de açúcar no mesmo ano. Os fatores dissuasivos têm sido, entre outros, o comprometimento do bagaço com a produção de papel, a participação do capital privado na geração elétrica, falta de espaço institucional e o alto custo da substituição dos sistemas já existentes.

África do Sul

Maior produtor do continente africano, responsável em 1990 por 1,8 % da produção mundial de cana e 2 % da produção total de açúcar. O desinteresse de gerar a partir do bagaço de cana é dado pela prática de sua comercialização para exportação e industrialização, assim como pela capacidade extra dos sistemas hidrelétricos e termelétricos a partir do carvão mineral.

Austrália

Em 1990 produziu 2,5 % da cana e 3,3 % do açúcar a nível mundial. A geração de eletricidade nas usinas a partir do bagaço sofre a concorrência da geração elétrica a partir do carvão mineral, que é bem estabelecida no país.

1.5 A Cogeração no Contexto Cubano

A energia elétrica gerada pelas empresas de serviço público em Cuba, em 1960, foi de 2100 GWh, enquanto que a gerada pela cogeração foi de 860 GWh, o que representou 29% da geração total do país.(Sieczka, 1992)

A partir desse ano produz-se um incremento de geração de energia, por parte das empresas, com taxas de 5,5 % entre 1960 e 1970, de 9,5 % de 1970 a 1980 e de 5 % entre 1980 e 1989.

No caso da cogeração, estudos foram realizados com vistas a obter a economia de energia que ela representava, mas, na maioria dos casos, não foi possível implementá-la devido principalmente a :

- Era difícil obter a tecnologia adequada nos países da Europa do Este;
- Financiamento muito limitado nos países capitalistas;
- Fornecimento abundante de petróleo da outrora URSS, devido a relações de intercâmbio que existiam.

Apesar do país ter feito grandes investimentos em indústrias consumidoras de vapor de processo, como são a do níquel, refino de petróleo e açucareira, o crescimento da cogeração foi muito limitado com taxa média anual de apenas 1,3 % entre 1960 e 1989.

A tabela 1.1 apresenta esses dados.

Ano	Serviço Público	Total	Açúcar	Níquel	Outras
1970	73,8	26,2	18,0	4,9	3,3
1980	86,9	13,1	9,6	2,6	0,9
1989	88,3	11,7	9,1	1,5	1,1

Tabela 1.1: Estrutura da Geração Bruta (%) (Sieczka, 1992)

As modificações das relações de intercâmbio entre Cuba e a antiga URSS, que se iniciaram no ano de 1990 (onde agora só cabem os preços do mercado mundial), fizeram com que fossem drasticamente reduzidas a quantidade de petróleo e de outros recursos que o país importava.

Até hoje as reservas de combustível fóssil com que conta o país são limitadas. No caso do petróleo, é de alta viscosidade, por isso vem sendo utilizado na geração de eletricidade nas empresas de serviço público.

Outro combustível fóssil existente no país é a turfa, cujas reservas estão em fase de avaliação e, devido à complicação no processo de extração e secagem, não se prevê sua utilização para este século.

Um importante combustível disponível é o bagaço, subproduto da produção açucareira, o qual, pela magnitude de sua produção, pode alcançar uma participação apreciável na produção de eletricidade através da cogeração nos próximos anos. Em uma safra média, dispõe-se de mais de 20 milhões de toneladas de bagaço e mais 5 milhões de toneladas de palha de cana, cifra equivalente a 3,5 milhões de toneladas de petróleo combustível anuais (ONU, 1993). A produção de cana de açúcar teve uma redução de 71 milhões de toneladas até 58 milhões de toneladas em 1992 (FAO, 1993), o que diminui a disponibilidade de bagaço.

Todos os sistemas de cogeração existentes em Cuba empregam turbinas a vapor e estão principalmente localizados na indústria açucareira, sendo que na indústria básica, que compreende a petroquímica, alimentícia, têxtil, etc, têm sido realizados esforços no sentido de sua implementação.

Ao passo que nas usinas de açúcar há sempre combustível a baixo custo (o bagaço, subproduto do processo), na indústria básica, onde a obtenção de vapor se dá unicamente pela queima de derivados do petróleo, há que se analisar se o custo da energia elétrica obtida através do sistema de cogeração compensa o investimento feito na instalação, pois, obrigatoriamente, o processo requer vapor e só a energia adicional para lograr os parâmetros de processo (pressão e temperatura) desejados deve ser considerada como gasto na implantação do sistema. Tudo isso levando-se em conta que a demanda de vapor do processo seja suficiente para produzir uma quantidade economicamente viável de eletricidade.

No setor açucareiro, a energia térmica para produzir vapor é obtida a expensas da queima de bagaço de cana, cujo baixo custo e disponibilidade tornam a cogeração neste setor altamente eficiente em termos de custo de kWh gerado, muito menor que o custo da energia associada às instalações convencionais, ou seja, que utilizam petróleo como combustível, mais ainda considerando-se a situação econômica do país e os altos preços dos combustíveis fósseis.

No contexto de Cuba, diz-se que o bagaço adquiriu status de produto principal das usinas. Deixou de ser resíduo e é usado ainda na fabricação de ração animal, móveis, papel, etc.

A seguir está representada em tabela a situação da cogeração em Cuba em termos do número de indústrias que utilizam o dito sistema, a qual corrobora as informações precedentes (Azor, 1991).

Ramo	INDÚSTRIAS	TURBINAS	POTÊNCIA INSTALADA MW	ENERGIA PRODUZIDA MWh/ano
MINAZ*	146	313	716,24	2.062.772
MINBAS**	10	23	104,38	826.056
TOTAL	156	336	820,62	2.888.828

Tabela 1.2: Ramo das Indústrias que Cogeram

* Ministerio de la Indústria Azucarera. ** Ministerio de la Indústria Básica.

O turismo, atualmente, é uma das principais fontes de entrada de capital em Cuba e estudos se realizam no sentido de instalar sistemas de cogeração nesta área. Em hotéis, nos serviços diversos de cozinha, lavanderia e limpeza, utiliza-se vapor, que, antes de ser utilizado nestas tarefas, pode ser expandido em turbinas, as quais, acopladas a geradores, produzem eletricidade.

No ano 1991 a potência instalada no país tinha a seguinte composição:

	MW	%
Total País	4.017,9	100,0
Serviço Público	3.195,4	79,6
Termoelétrica	2.983,5	74,3
Turbina a gás e Diesel	163,1	4,1
Hidrelétrica	48,8	1,2
Outros Produtores	822,5	20,4
Plantas Industriais	128,1	3,2
Indústria Açucareira	676,6	16,8
Outros	17,8	0,4

Tabela 1.3: Composição da Potência Instalada no ano 1991(Sieczka,1992)

A geração de eletricidade nesse ano é mostrada na tabela 1.4

	GWh	%
Total do País	13.245,0	100,0
União Elétrica	11.725,0	88,5
Outros produtores	1.520,0	11,5
A parte da Indústria Açucareira	1.262	9,6

Tabela 1.4: Geração de Eletricidade no ano 1991(Sieczka,1992)

Devido à limitação da disponibilidade de combustíveis fósseis e recursos hidroenergéticos em nosso país, é evidente que a cogeração é uma via para elevar a eficiência da geração e em especial no ramo açucareiro, onde o bagaço é usado como combustível.

No ramo do açúcar, que dispõe de 158 usinas, 146 delas cogeram (92,4% do total), estando interligadas ao sistema energético nacional 83 (56,8% do total). O que ocorre com as demais é que a capacidade instalada é pequena em relação às suas dimensões e, portanto, não há excedente de energia (a energia produzida através dos sistemas de cogeração é totalmente consumida na usina, suprimindo total ou parcialmente suas necessidades).

A capacidade dos turbo-geradores instalados nas centrais açucareiras cubanas é muito variada, cobrindo uma ampla gama de valores que vão desde 0,25 MW até 12 MW. Claro está que estas variações não são verificadas em uma mesma central, visto que os turbogeradores de uma usina devem ter aproximadamente a mesma potência, a fim de obter parâmetros de geração de vapor homogêneos e flexibilidade operacional tanto a nível técnico como sob o ponto de vista do ciclo térmico.

O índice de geração por tonelada de cana moída tem experimentado um crescimento pequeno no decurso destes 20 anos, devido a que não foi feita uma renovação ou modificação qualitativa perceptível dos equipamentos, nem dos parâmetros tecnológicos.

A quantidade líquida de eletricidade exportada à rede foi de 113 GWh/ano em

1990 (FART, 1991) e de 69 GWh/ano em 1994 (Larson, 1994). A diminuição deste índice é consequência das dificuldades, já mencionadas, vividas pela produção de açúcar.

Resumo dos indicadores básicos que caracterizam a cogeração na indústria açucareira na safra 1989-1990 (Sieczka, 1992):

Tipo de Usina	No	Cana Moída (Mt)	Potência Instalada (MW)	Índice de Geração kWh/t de cana	Geração/t de Vapor Cons. kWh/t
1,4 MPa	79	30.534,5	181,9	10,86	36,7
1,4 MPa e 1,8 MPa	41	18.637,1	135,2	16,23	40,4
1,8 MPa	3	14.833,4	169,7	23,65	86,4
1,1 MPa e 2,8 MPa	1	2.728,5	41,5	26,93	9,3
1,8 MPa e 2,7 MPa	9	834,8	12,0	26,43	105,2
2,8 MPa	23	7.911,4	131,0	43,21	150,1
Total	156	75.479,8	671,3	18,84	56,2

Tabela 1.5: Resumo dos indicadores básicos da cogeração(Sieczka,1992)

De todas elas, cerca de 25 % têm níveis de eficiência aceitáveis (80 %), por terem equipamentos de recuperação de calor.

Das caldeiras com pressões entre 1,1 e 1,4 MPa aproximadamente 50 % encontram-se em estado técnico deficiente e necessitam ser substituídas por outras de maior capacidade e parâmetros de geração que permitam incrementar a entrega de energia elétrica à rede.

Período	Em média do período kWh/t de cana Moida
1970-1974	16,6
1975-1979	18,0
1980-1984	19,7
1985-1988	21,7

Tabela 1.6: Geração média dos períodos(Sieczka,1992)

A geração de vapor da indústria açucareira cubana está composta de mais de 800 caldeiras, das quais mais de 50 % foram instaladas faz 30 anos, o que implica que sua concepção tecnológica e equipamentos são obsoletos. A estrutura de pressões de trabalho que alcançam estes equipamentos são:

Pressões	%
De 1,1 e até 1,4 MPa	69
De 1,8 MPa	23
De 2,8 MPa	8

Tabela 1.7: Estrutura de pressões de trabalho

Atualmente conta-se com mais de 300 turbogeradores, onde a maior parte tem potência de até 1,5 MW, também há os de 4 MW ou mais, que podem fornecer maiores quantidades de energia por admitirem pressões de trabalho até 2,8 MPa e que estão trabalhando a 1,8 MPa pelo fato de não haver caldeiras adequadas por limitação de seus domos (Sieczka, 1992).

Estes fatos demonstram a necessidade de investimentos consideráveis, visando incrementos substanciais de energia a ser entregue à rede.

A seguir pode-se observar como varia a entrega de energia elétrica em função

da tecnologia e dos parâmetros do vapor para uma safra de 15 milhões de toneladas de bagaço para usos energéticos.

Como se depreende da tabela 1.8, utilizando a tecnologia das turbinas de vapor a pressões de 8,0 MPa, é possível produzir 50 % da energia elétrica que requer o país apenas na cogeração da indústria açucareira. Se for viável a introdução da gaseificação a grandes escalas, será possível a satisfação total da necessidade de energia, inclusive com excedente.

Tecnologia empregada	kWh/t de cana	Geração Anual (GWh)
Geração de vapor em caldeiras e Turbinas de vapor	24	1.317
2,8 MPa	40	2.180
8,0 MPa	110	6.000
Gaseificação do bagaço Turbinas a gás e caldeiras recuperadoras	300	16.300

Tabela 1.8: Geração elétrica em função da tecnologia empregada(Sieczka,1992)

É uma estratégia dos próximos anos a introdução das turbinas de vapor com pressões de 8,0 MPa, visando-se a implementação das caldeiras que queimam bagaço pulverizado. É importante ter em conta que a necessidade da introdução desta nova tecnologia coincide com um momento em que dita indústria está necessitando da renovação de seu parque tecnológico. É certo, porém, que a atual situação econômica do país não favorece essa mudança a curto prazo.

1.5.1 Avaliação do Sistema de Cogeração em Cuba

Atualmente não há no país uma maneira eficaz de avaliar a eficiência dos sistemas de cogeração instalados, já que o método empregado é comparar o plano designado à central para o período de safra ao valor realmente gerado (resultado obtido). A meta de referência é determinada a partir do histórico da safra dos anos precedentes. A precisão desta avaliação é determinada pela objetividade com que

se tenha efetivado a definição da quantidade de energia a ser produzida em relação às possibilidades máximas que a central pode cogerar.

Evidentemente que tal método não consegue avaliar todos os fatores que influem na cogeração, escapando à análise aspectos tais como as paradas do sistema, motivadas por falta de bagaço, falha de equipamentos ou erros na operação e subutilização das turbinas, que pode ser motivada por projetos deficientes de plantas energéticas, que superestimam a demanda de vapor de processo.

Encontra-se em fase de implementação metodologia desenvolvida pela Comissão de Inspeção Estatal Energética da Província de Santiago de Cuba para avaliar os sistemas de cogeração, que leva em conta os fatores negligenciados pelo método antes utilizado. Basicamente consiste de uma planilha onde são catalogados todos os dados referentes à operação e à produção, recolhidos diariamente.

Assim, a central terá relatórios decenais, mensais e ao final da safra do comportamento do sistema, e inclusive há possibilidade de informatizar o método, segundo o qual uma cogeração é considerada satisfatória se é atingida uma eficiência maior ou igual a 81% e uma efetividade maior ou igual a 90%. Para tanto é necessário que:

- O tempo perdido devido às causas previstas (limpeza, manutenção de equipamentos e tandem) nunca exceda 10% do tempo de safra;
- O tempo de trabalho do sistema de cogeração seja próximo ou igual àquele que se planificou;
- A potência média real com que se explora a turbina seja o mais próximo possível da potência instalada.

1.5.2 Papel Futuro da Cogeração em Cuba

Pelo fato de que o consumo de petróleo é cerca da terça parte do que se consumia no país há dois anos, tendo ainda em conta que em Cuba a produção de eletricidade se realiza em centrais termoelétricas, que utilizam hidrocarbonetos como combustível, a cogeração se reveste de uma importância extraordinária. No entanto, em decorrência da crise econômica, não há recursos para investir no aumento da capacidade de cogeração, embora muito se faça para racionalizar visando a um aumento de eficiência.

Nas cifras anteriormente reveladas, Cuba mostra uma experiência que não se pode subestimar na exploração de sistemas de cogeração, fundamentalmente no setor açucareiro, onde invariavelmente se concentram. Aliado a isto está a vivência na obtenção de energia elétrica a partir dos mesmos, com 83 usinas interligadas à rede energética nacional.

As ações encaminham-se na busca de maior eficiência na geração de vapor, a fim de lograr disponibilidade maior de bagaço, consumo eficiente de vapor de processo e reduzir os insumos próprios da central.

Cuba atingiu um grande avanço técnico na cogeração, que, os fatos atestam, tem futuro promissor. Os engenheiros dominam a técnica de remodelar e construir caldeiras, produzindo ainda 60% dos equipamentos empregados nas usinas. Da mesma forma, secadores de bagaço, montagem dos equipamentos, grande conhecimento do processo de fabricação de açúcar, obtenção de derivados da cana, além de contar com pessoal capaz de desempenhar as mais diversas tarefas ligadas ao processo, tanto de nível técnico como de nível superior.

Nas usinas há, em média, 6 (seis) engenheiros dedicados exclusivamente à área energética, mais técnicos de nível médio. Existem ainda centros de pesquisas para desenvolvimento da área e capacitação técnica de pessoal, sendo obstáculo principal para o progresso a situação econômica em que se encontra o país.

Larson (1994), apresenta resultados do cálculo do potencial de geração elétrica na indústria açucareira cubana para diferentes cenários. Assim, com a utilização de turbinas de condensação com extrações e 8,0 MPa de pressão de vapor superaquecido o potencial é de 20292 GWh/ano. A introdução de turbinas a gás permitirá o incremento deste índice até 38241 GWh/ano, o que praticamente duplicaria a atual geração de energia elétrica pelo sistema energético nacional. Consideramos preciso nestas valorações a introdução de limites na capacidade de moagem das usinas consideradas para a aplicação destas tecnologias.

1.6 Ciclos Disponíveis em Sistemas de Cogeração

1.6.1 Introdução

A tecnologia da cogeração é conhecida e empregada na produção de calor e potência desde o início de século, utilizando-se inicialmente em indústrias específicas

como meio de satisfazer às necessidades de eletricidade e calor (geralmente em forma de vapor).

Nos sistemas de cogeração mais difundidos aparecem como máquinas motrizes, turbinas de vapor, turbinas de gás e motores de combustão interna (em sistemas de pequeno porte).

Do ponto de vista energético, o atrativo da cogeração radica nas altas eficiências globais de conversão da energia de ordem de 75 a 90 %, superiores às que podem ser obtidas em sistemas independentes de calor e potência (em centrais elétricas trabalhando com um rendimento de 35 %, o calor que é perdido através do condensador é da ordem de 43 % da energia entregue pelo combustível).

1.6.2 Ciclos Disponíveis

Os esquemas térmicos para a cogeração podem ser variados, pelo que permite-se estabelecer diversas classificações para caracterizá-los:

Pelas características do processo industrial.

Podem-se apresentar três sistemas diferentes:

O primeiro em centrais termoelétricas, onde uma vez o vapor ter realizado trabalho na turbina, este não é enviado ao condensador, mas recuperado e reaproveitado em forma de fluxo de calor e utilizado em aquecimento ambiental de comunidades ou empresas próximas à termoelétrica. Esta forma é conhecida na literatura como "redes de calor" ou sistemas de calor distrital.

Uma segunda possibilidade aparece em instalações industriais quando se tem um excedente de potência elétrica produzida e que pode ser vendida à rede. O fluxo de energia em forma de calor é utilizado, no processo produtivo.

Esta possibilidade de cogeração será cada vez mais viável na medida que a carga térmica for maior e constante, destacam-se neste tipo de indústria, a química, petroquímica, papel, celulose, siderúrgica, metalúrgica. A cogeração também é realmente favorecida em processos onde há um subproduto que pode ser empregado como combustível, como é o caso das usinas de açúcar e álcool, com o bagaço.

A terceira forma em que pode-se manifestar a cogeração é no setor terciário, onde a magnitude da produção de eletricidade está em dependência dos requerimen-

tos de potência. O calor obtido do sistema é empregado no aquecimento de água para produção de frio, ou calefeção, fins higiênicos etc.

As limitações da aplicação da cogeração neste setor está dado pelas próprias características do mesmo, como são: cargas térmicas sazonais, número reduzido de horas de funcionamento e baixo requerimento de potência.

Pela ordem de produção das diferentes formas de energia

As tecnologias da cogeração podem classificar-se em duas:

- Ciclos Bottoming
- Ciclos Topping

No ciclo Bottoming, a produção da potência é feita com a utilização do calor residual do processo industrial, sendo vantajoso do ponto de vista econômico quando a temperatura deste é superior a 370 °C, sendo favorecida a cogeração quando os resíduos estão isentos de materiais corrosivos ou abrasivos (Oliva, 1994).

A tecnologia Bottoming é mais utilizada para instalações industriais produtoras de cimento, vidro, materiais isolantes e indústrias metalúrgicas.

Nestes ciclos geralmente empregam-se turbinas a vapor como máquinas térmicas, podendo-se utilizar também turbinas a gás utilizando diretamente os gases de saída ou com o uso de um trocador de calor gás-gás, justificando-se este no caso de estarem presentes materiais abrasivos nos mesmos.

No ciclo Topping, o calor rejeitado pelo sistema de geração de potência é utilizado para a obtenção dos parâmetros de energia térmica, podendo-se utilizar turbinas de vapor ou gás, uma combinação destes ou motores de combustão interna.

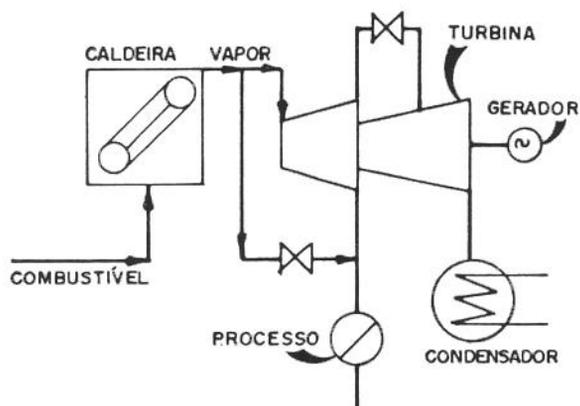
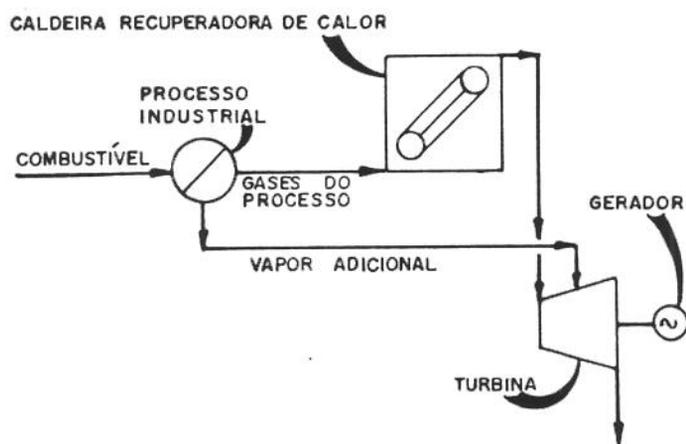


Figura 1.1: Ciclos Bottoming (superior) e Topping (inferior)

Pelas máquinas térmicas utilizadas

Fundamentalmente, são baseadas em turbinas de vapor, turbinas de gás e motores de combustão interna.

O uso das turbinas de vapor constitui uma opção muito difundida, com parâmetros iniciais do vapor de 2 a 10 MPa e finais de 0,2 a 2 MPa, tendo a vantagem de uma longa vida.

As turbinas empregadas nestes ciclos podem ser de contra-pressão e de extração-condensação.

Em aplicações onde a temperatura dos processos seja alta, a utilização da turbina de vapor a contra-pressão está limitada à causa da pouca produção de eletricidade devido à alta pressão do vapor de escape. Esta limitação não é observada em motores Diesel, nem em turbinas a gás, devido a que nos mesmos os gases na saída destes sistemas têm uma temperatura da ordem de 500 °C.

O mérito econômico dos sistemas com turbinas de vapor é dado pelo fato da facilidade de resposta dos sistemas de controle (velocidade, carga e pressão).

As turbinas de gás podem ser de ciclo aberto ou fechado. As de ciclo aberto são sistemas de potência geralmente simples, de bom nível de desenvolvimento tecnológico que permite uma fácil recuperação do calor de boa qualidade.

Nas instalações de cogeração com turbinas a gás, pode-se converter 25 % da energia que entra em eletricidade, recuperando 75 % do calor dos gases de exaustão (Oliva, 1994).

As turbinas de gás apresentam flexibilidade de operação, facilidade de instalação e expansão no sistema para unidades modulares, embora os custos de operação sejam altos devido ao baixo rendimento térmico e à necessidade de usar combustíveis de elevada qualidade.

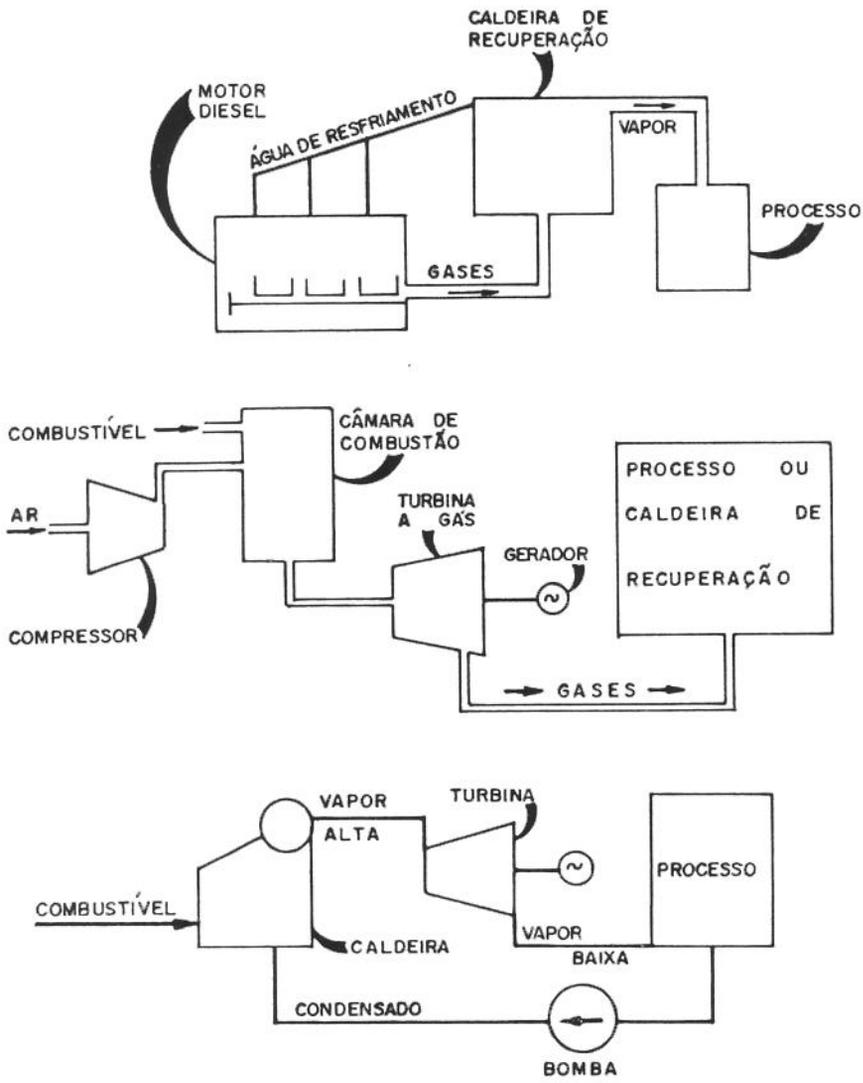


Figura 1.2: Tipos de máquinas térmicas

Os sistemas de ciclo combinado, estão formados por turbinas de gás de ciclo aberto e turbinas de vapor dispostas em série com caldeiras de recuperação (com ou sem queima auxiliar), nos que é gerado vapor a alta ou mediana pressão, o qual é expandido na turbina de vapor de contra-pressão. O vapor de exaustão é utilizado no processo.

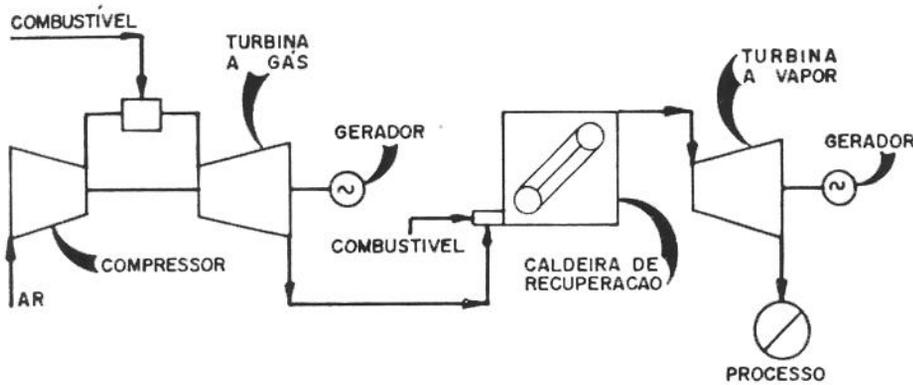


Figura 1.3: Ciclo combinado

Estes ciclos apresentam uma grande flexibilidade com relação à produção de eletricidade e calor. Em comparação com as tecnologias anteriores, os ciclos combinados permitem de forma geral uma maior extração de energia mecânica por unidade de energia térmica.

A aplicação de ciclos combinados com turbinas a gás na indústria açucareira permitiria o incremento considerável da quantidade de energia elétrica produzida por tonelada de cana, assim Larson (1994), apresenta os seguintes indicadores para o caso de uma usina cubana (usina Sergio Gonzalez) de 4800 toneladas de cana por dia de capacidade de moagem:

- Turbina de condensação com extrações: 88 kWh/ton de cana
- Sistemas combinados com turbinas a gás : 197 kWh/ton de cana

A utilização da palha de cana e a correspondente geração de energia elétrica

fora do período de safra incrementam estes índices até 215 e 374 kWh/ton de cana, respectivamente.

Ogden et al.(1990), assim como Larson et al.(1991), apresentam a fundamentação teórica das vantagens de aplicação destes sistemas na indústria açucareira, assim como o estudo do caso de uma usina na Jamaica.

Os sistemas onde são empregados os motores de combustão interna são utilizados fundamentalmente no setor terciário e pequenas indústrias. Nestes sistemas, o aproveitamento do calor produz-se com a utilização da energia contida nos gases de escape e/ou nos fluxos de resfriamento e lubrificação, transformando em eletricidade até 40 % da energia que entra e recuperando até 75 % do calor sensível dos gases de exaustão, obtendo-se um rendimento global de 64 % (Oliva, 1994).

Capítulo 2

Análise Termodinâmica de Equipamentos Térmicos

Neste item pretendemos dar uma visão dos principais equipamentos térmicos que formam o sistema de cogeração analisado em nosso trabalho, assim como suas características mais relevantes.

A seguir relacionamos cada um deles:

- Gerador de vapor;
- Turbinas de vapor;
- Misturador;
- Dosador.

2.1 Gerador de vapor (Caldeira)

O termo caldeira aplica-se a um dispositivo para gerar vapor para produção de potência, processos industriais ou calefação, ou água quente para calefação ou para uso geral. Considera-se a caldeira como um produtor de vapor, em termos gerais.

As caldeiras são projetadas para transmitir o calor procedente de uma fonte externa (geralmente proveniente da combustão) a um fluido nela contido. De qualquer caráter que seja este fluido, deve estar dentro do equipamento, com as correspondentes medidas de segurança. O vapor ou água quente deve ser alimentado nas condições desejadas, em correspondência com a pressão, temperatura, qualidade e quantidade que se requeira. Por motivos de economia, o calor deve ser gerado e administrado com um mínimo de perdas.

O principal conceito do ponto de vista termodinâmico para definir o funcionamento correto de um gerador de vapor é o de eficiência, a qual dá uma medida do grau de aproveitamento da energia liberada durante a combustão para a geração do vapor.

São conhecidos dois métodos básicos para a determinação da eficiência do gerador de vapor:

- Método Direto: para o qual é necessário conhecer o fluxo de combustível e vapor, bem como a diferença entre a entalpia do vapor e da água de alimentação, além da energia fornecida por unidade de massa de combustível;
- Método Indireto: é empregado quando existe dificuldade na determinação do fluxo de vapor ou de combustível. Sendo a mesma avaliada tendo em conta as diferentes perdas no gerador de vapor.

No primeiro caso a eficiência é determinada como:

$$\eta = \frac{m_v(h_v - h_a)}{(m_c q_f)}$$

(IPT, 1990)

Onde:

- m_v : vazão em massa de vapor gerado (kg/h);
- m_c : vazão em massa de combustível em base úmida (kg de combus./h);
- h_v : entalpia específica do vapor na pressão e temperatura que é gerado (kJ/kg);

- h_a : entalpia específica da água de alimentação da caldeira (kJ/kg);
- q_f : energia fornecida por unidade de massa de combustível (kJ/kg).

No segundo caso esta eficiência é definida como:

$$\eta = 100 - q_2 + q_3 + q_4 + q_5 + q_6$$

(IPT, 1990)

Onde:

- q_2 : perdas relativas com gases de escape;
- q_3 : perdas relativas por combustão química incompleta;
- q_4 : perdas relativas por combustão mecânica incompleta;
- q_5 : perdas relativas de calor para o ambiente;
- q_6 : perdas relativas com o calor das escórias e das cinzas.

No caso específico de nosso trabalho, esse valor de eficiência não é calculado; é assumido a partir de informações obtidas na indústria ou de valores recomendados pela bibliografia, dependendo da capacidade, parâmetros de geração do vapor e ano de fabricação.

2.1.1 Classificação

Existem diferentes critérios para a classificação das caldeiras que queimam bagaço, os mais utilizados são: pelo método de combustão e pelas características construtivas.

Critério	Classificação
Pelo método de combustão	-Queima em deposição (pilha ou camada) -Queima em suspensão
Pelas características construtivas	-Caldeira de tubos retos -Caldeiras de tubos curvados com varios balões (tipo Stirling) -Caldeiras convectivas com 2 balões -Caldeiras radiantes com um passe de gás

Tabela 2.1: Classificação das caldeiras para bagaço (Prieto, 1982)

Dados e parâmetros	De tubos retos	De tubos curvos com varios balões	Convectivas de dois balões	Radiantes
Pressão de vapor (MPa)	1.8	1.8 - 3.0	1.8 - 14.0	7.0 - 13.0
Temperatura do vapor (°C)	300	320	320 - 510	400 - 549
Eficiência (%)	50 - 60	50 - 70	70 - 80	80 - 87
Geração de vapor máxima (t/h)	35	60	80	120 - 300

Tabela 2.2: Dados e parâmetros para caldeiras de bagaço (Prieto, 1982)

A tendência atual na indústria açucareira é a introdução em grande escala da combustão em suspensão visando aumentos de eficiência e capacidade dos equipamentos geradores de vapor, o que também se traduz em aumentar os excedentes de combustível; esta tendência pode ser concretizada com maior ou menor rapidez em dependência das possibilidades e políticas aplicadas neste setor em cada um

dos países. Torna-se evidente a necessidade da introdução das altas temperaturas e pressões na indústria açucareira, para a obtenção de maiores excedentes de energia elétrica e melhoramento dos esquemas térmicos existentes.

Existem outros equipamentos que contribuem para o aumento da eficiência do gerador de vapor, eles são chamados de equipamentos recuperadores de calor.

Para aproveitar a maior quantidade possível de calor contido nos gases da combustão, costuma-se instalar equipamentos de recuperação onde a economia na operação da caldeira justifique os custos de sua instalação. Neste equipamento, que constitui uma parte do sistema de uma unidade geradora de vapor, utilizam-se os gases de combustão e funciona :

- Como um economizador, quando é aquecida a água de alimentação;
- Como um aquecedor de ar, quando este é aquecido para a combustão.

Se for aproveitada uma grande parcela do calor contido nos gases, uma vez estes abandonam as zonas de combustão da caldeira, a eficiência geral aumenta de 3 % a 5 % (Pedraja, 1990).

Nas unidades que trabalham com pressões abaixo de 2,8 MPa, é difícil justificar a instalação conjunta de ambos os equipamentos.

A seleção se faz tendo como base as perdas na tiragem, corrosão, custos de aquisição, problemas de operação, manutenção etc. etc.

Tendo em conta a repercussão que tal valor terá no consumo de combustível, o qual é calculado mediante um balanço de massa e energia no gerador de vapor, conforme a subrotina Caldeira do programa (Apêndice A), é que deve selecionar-se o referido parâmetro de eficiência. Na usina em estudo, existem geradores de vapor de alta, média e baixa capacidade, pelo que a eficiência será diferente, assim como seu consumo de bagaço. Todo o equacionamento e descrição dos parâmetros que são necessários aparecem nesta subrotina.

2.2 Turbinas de Vapor

A turbina de vapor é o equipamento capaz de transformar a energia do vapor em trabalho de eixo. Isso quando o fluido de trabalho (vapor) é submetido a uma expansão, durante a qual gera-se energia cinética. Em seguida, o jato de alta velocidade passa pelas paletas da turbina, que está projetada para trocar a quantidade de movimento da corrente de vapor.

O principal conceito que define seu funcionamento é a eficiência termodinâmica, que dá uma idéia do aproveitamento da energia térmica ao converter-se em trabalho de eixo, dependendo da potência e da queda adiabática. Aumenta-se tal eficiência quando acontece uma maior queda, sendo seus valores médios os mostrados a seguir:

Tipo de Turbina	Eficiência Termodinâmica
Contra pressão de 0,3 a 0,7 MPa	65 % - 70 %
Contra pressão de 0,05 a 0,3 MPa	70 % - 72 %
Condensação	74 % - 75 %
Reação e condensação	75 % - 80 %

Tabela 2.3: Eficiências termodinâmicas(ENPES,1990)

Logicamente, para turbinas depreciadas estes valores podem ser mais baixos.

O processo de fabricação de açúcar requer o vapor como fonte de energia calorífica e mecânica para acionar os motores em diversas aplicações.

As turbinas classificam-se, em geral, em dois tipos: de impulso e de reação. Também podem ser de impulso e de reação simultaneamente, e são utilizadas geralmente para conduzir alternadores, constituindo um grupo turbogerador em plantas elétricas.

A turbina de contra-pressão representa um grande interesse para as usinas de açúcar, já que permite a utilização do vapor para a produção de eletricidade e do vapor de escape para o processo, posto que o mesmo tem um nível térmico capaz de satisfazer às demandas.

Dentro do grupo de turbinas do tipo de impulso a pressão composta, encontram-se as turbinas multietapas, as quais têm demonstrado serem confiáveis e terem longa vida em condições razoáveis de operação, sendo predominantes para a geração de energia elétrica.

2.2.1 Turbogenerador

A seguir relacionaremos alguns dos conceitos termodinâmicos e equacionamentos fundamentais neste equipamento.

-Consumo específico de vapor, está definido pela seguinte expressão:

$$C_{ev} = \frac{m_v}{P}$$

Onde:

- m_v : Vazão de vapor (t/h);
- P : Potência elétrica desenvolvida (kW).

-Potência total teórica disponível (N_t):

$$N_t = m_v(h_{v1} - h_{vt2})$$

Onde:

- m_v : Vazão de vapor (kg/h);
- h_{v1} : Entalpia específica na entrada da turbina (kJ/kg);
- h_{vt2} : Entalpia específica ideal (teórica) na saída (kJ/kg);
- N_t : Potência total teórica disponível (kW).

A eficiência global do conjunto turbogerador depende das características mecânicas dos equipamentos (turbina-redutor-gerador) e do ciclo termodinâmico da turbina.

Neste sentido, podemos definir o rendimento global do conjunto, η_g , como o produto das eficiências citadas a seguir.

-Eficiência termodinâmica da expansão do vapor(η_t), expressa pela relação entre o salto entálpico real e o salto entálpico ideal isoentrópico.

$$\eta_t = \frac{h_{v1} - h_{v2}}{h_{v1} - h_{vt2}}$$

Onde:

- h_{v2} : entalpia específica real na saída da turbina (kJ/kg).

-Eficiência mecânica da turbina(η_m), é a relação entre a potência efetiva disponível no eixo da turbina(N_{ef}), e a potência interna desenvolvida pelo fluxo de vapor(N_i).

$$\eta_m = \frac{N_{ef}}{N_i} = \frac{N_{ef}}{N_t * \eta_t}$$

-Eficiência do conjunto moto-redutor (η_r), é a relação entre a potência fornecida pelo redutor(N_{er}) e a potência efetiva disponível no eixo da turbina(N_{ef}).

$$\eta_r = \frac{N_{er}}{N_{ef}} = \frac{N_{er}}{N_t} * \eta_t * \eta_m$$

-Eficiência do gerador(η_g), é a relação entre a potência disponível nos terminais do gerador(N_d) e a potência efetiva disponível no eixo do redutor (N_{er})

$$\eta_g = \frac{N_d}{N_{er}} = \frac{N_d}{N_t} * \eta_t * \eta_m * \eta_r$$

Desta forma, pode-se compor o rendimento global como segue:

$$\eta_T = \eta_g * \eta_t * \eta_m * \eta_r = \frac{N_d}{N_t}$$

A eficiência do alternador depende das perdas do núcleo, perdas de cobre e perdas de histerese, oscilando entre 0.91 e 0.94, sendo um pouco maior nos alternadores grandes.

Em nosso trabalho, parte-se do conceito termodinâmico de eficiência da turbina para determinar as condições de saída do vapor, tanto isentropicamente como reais, e definir ditos estados, além de poder determinar o fluxo de vapor a partir do conhecimento da potência e do trabalho específico ou calcular sua potência conhecendo o fluxo de vapor e o trabalho específico bruto no eixo da turbina.

O equacionamento para a determinação do anteriormente dito está nas subrotinas Turbogenerator e Turb do programa (anexo 1). Estas subrotinas são válidas tanto para o turbogenerator como para as turbomoendas, onde apenas permuta-se os valores das eficiências termodinâmicas e parâmetros do vapor na entrada da turbina, assim como os fluxos de vapor na entrada ou trabalho de eixo, conforme o caso.

2.3 Misturador

O misturador pode ser considerado um aparelho térmico no qual vão misturar-se N correntes com valores de fluxos e entalpias diferentes. Na saída haverá um único fluxo com um valor de entalpia dado pelo processo de mistura. Por isso, mediante um balanço de massa e energia, determina-se massa e entalpia na saída do misturador, partindo do fato de que são conhecidas as massas e entalpias das correntes que se misturam, definindo-se o estado do vapor.



Figura 2.1: Misturador

Balço de massa

$$m_4 = m_1 + m_2 + m_3$$

Onde:

- m_1, m_2, m_3 : Fluxos de vapor que entram no Misturador (kg/h);
- m_4 : Fluxo de vapor na saída do Misturador (kg/h).

Balço de energia

$$m_1 * h_1 + m_2 * h_2 + m_3 * h_3 = m_4 * h_4$$

$$h_4 = \frac{m_1 * h_1 + m_2 * h_2 + m_3 * h_3}{m_4}$$

Onde:

- h_1, h_2, h_3 : São as entalpias específicas dos fluxos de vapor que entram no Misturador (kJ/kg);

- h_4 : entalpia específica do fluxo na saída do Misturador (kJ/kg).

Isto pode ser observado na subrotina Mistura e Misturador do programa (Apêndice A).

2.4 Dosador

O dosador pode ser considerado um equipamento térmico, já que nele produz-se um resfriamento do vapor, mediante adição da água. A quantidade de água a ser administrada dependerá do estado termodinâmico com que o vapor superaquecido entre no dosador e de com que parâmetros necessitemos que saia do mesmo. É precisamente conhecendo-se estes estados que é determinada, novamente através de um balanço de massa e energia a quantidade de água a ser fornecida.

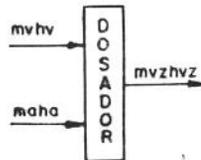


Figura 2.2: Dosador

Balanço de massa:

$$m_{v2} = m_a + m_v$$

Onde:

- m_a :Fluxo de água que entra no Dosador (kg/h);
- m_v :Fluxo de vapor que entra no Dosador (kg/h);

- m_{v2} : Fluxo de vapor na saída do dosador (kg/h).

Balanco de energia:

$$m_v * h_v + m_a * h_a = m_{v2} * h_{v2}$$

$$m_a = \frac{m_v(h_v - h_{v2})}{h_{v2} - h_a}$$

Onde:

- h_v : entalpia específica do vapor na entrada do Dosador (kJ/kg);
- h_{v2} : entalpia específica do vapor na saída do Dosador (kJ/kg);
- h_a : entalpia específica do água na entrada do dosador (kJ/kg).

As equações para a realização deste cálculo termodinâmico aparecem na subrotina Dosador do programa (Apêndice A).

Há que se ressaltar que no desenvolvimento da modelagem computacional do sistema térmico de potência em estudo, tem sido uma constante o uso dos conceitos termodinâmicos, assim como no momento de avaliação das diferentes variantes que posteriormente analisaremos, posto que os conceitos de eficiência termodinâmica, os balanços de massa e energia, mais o cálculo dos parâmetros do vapor em cada um dos pontos do fluxograma de trabalho, não podem ser avaliados corretamente sem o uso adequado dos fundamentos termodinâmicos.

2.5 Características das Instalações de Potência em Sistemas de Cogeração

A geração conjunta de energia elétrica e vapor para processo, comumente chamada de cogeração, representa a utilização mais eficiente e, portanto, mais viável de centrais termoeletricas.

Isto se deve ao fato do condensador, que representa o ponto de maior perda de energia nos ciclos térmicos, inexistir ou ter sua utilização reduzida nos casos de cogeração.

O condensador é o elemento do ciclo térmico onde é rejeitado o calor latente contido no vapor de escape da turbina. Este calor representa considerável parcela da energia cedida ao fluido de trabalho no gerador de vapor (cerca de 2/3 do total da entalpia adicionada ao fluido de trabalho na caldeira) (Pedraja, 1990).

Desta forma os esforços normalmente feitos com o objetivo de aumentar os rendimentos das centrais térmicas envolvem a redução das perdas no condensador.

Esta é a razão, por exemplo, da instalação de aquecedores regenerativos ao longo das linhas de água de alimentação. Com este procedimento, estamos diminuindo a quantidade de calor a ser retirada no condensador, pois parte do vapor que já trabalhou na turbina irá condensar diretamente nos aquecedores de água de alimentação. Desta forma, o calor é cedido ao próprio fluido de trabalho, não havendo, portanto, perdas.

O aproveitamento no processo do vapor de escape da turbina anula ou reduz as perdas de calor que se processariam no condensador. É precisamente este fato que faz os sistemas de cogeração terem eficiências superiores às obtidas nos sistemas de geração de eletricidade das grandes centrais termoelétricas.

Estes aumentos de eficiência traduzem-se em menores consumos de energéticos, que proporcionam ganhos econômicos, considerando os investimentos necessários, fornecendo um custo por energia elétrica gerada inferior ao que se obtém quando esta é tomada diretamente das plantas geradoras. Tais custos compensam os gastos efetivados, tornando-se um investimento economicamente vantajoso.

Atualmente utilizam-se para cogerar turbinas de vapor e de gás.

Os sistemas de cogeração nos países desenvolvidos são instalados a partir de esquemas onde utiliza-se preferencialmente a turbina a gás, a qual é alimentada com gás natural ou combustível Diesel. A literatura cita instalações desde 0.5 MW até 30 MW de potência em indústrias tais como de celulose, petroquímica, farmacêutica, alimentícia, de bebidas, frigoríficas, etc.(Pedraja, 1990).

Nos casos em que o turbogerador tenha uma turbina de gás, em linha geral, o escape é utilizado para gerar vapor em caldeiras recuperadoras. Quando este não é o caso, a energia calorífica do combustível é utilizada diretamente para geração do

vapor em caldeiras, geralmente a alta temperatura e pressão, o qual é fornecido a uma turbina de vapor.

Em muitos países, utiliza-se turbinas de vapor. O vapor de água que se consome na indústria reporta benefícios econômicos na produção de eletricidade quando o custo de produção da mesma por esta via, em comparação com a fornecida pelo sistema eletroenergético aporta o suficiente ganho que permite a compensação da aquisição do turbogruppo e demais gastos, e ao mesmo tempo torna rentável o investimento.

Quando este não é o caso a cogeração deixa de ser competitiva.

Em muitos processos industriais, como no refino do petróleo, metalurgia do níquel, produção de aço e têxtil, indústria alimentícia e outros, a cogeração pode não ser vantajosa ao utilizar-se derivados do petróleo para gerar essa eletricidade. No entanto, na maioria dos casos, isto é devido ao fato de que, em todos esses processos industriais, é obrigatória a geração do vapor para realizar o processo produtivo, e o benefício econômico está relacionado com o excesso de energia adicional que tem que ser fornecido ao processo para gerar cada kWh.

A indústria açucareira apresenta características específicas que tornam aplicável a cogeração sem muitas considerações, já que as vantagens enumeradas anteriormente aliam-se à utilização do bagaço como combustível, cujo custo é baixo em comparação com os derivados do petróleo.

Por isso, neste tipo de indústria as análises econômicas realizadas garantem para a maioria dos casos ganhos a curto prazo.

Os sistemas atuais de produção de potência em usinas de açúcar e álcool a partir da cana de açúcar em todo o mundo podem ser divididos em três conjuntos:

Com turbinas a vapor de contra-pressão, a combinação de turbinas a vapor contra-pressão com turbinas de condensação e os sistemas mais avançados de turbinas de extração-condensação de controle automático (Payne, 1991).

Os sistemas com turbinas de contra-pressão são os mais difundidos e comuns na indústria açucareira, sendo característicos de instalações que visam o abastecimento parcial ou a auto-suficiência, embora possam ser encontradas instalações deste tipo que fornecem energia elétrica excedente ao sistema.

O fluxo de energia elétrica entregue à rede pode ser estabilizado com a inclusão de turbinas de condensação, mas quando o objetivo inicial é obter um fornecimento estável à rede são utilizados os sistemas de extração-condensação, que podem viabilizar a operação ao longo de todo o ano (Walter, 1994). Quando são implementados tais sistemas (sendo sua operação mais longa que o período de safra) é necessária a utilização de combustível complementar, sendo os mais usados os óleos derivados do petróleo, o carvão mineral e, em raros casos, a biomassa.

Nenhuma usina cubana possui sistemas com turbinas de extração-condensação ou algum outro arranjo que tenha turbinas de condensação. Todas as usinas operam só em período de safra, e não fazem uso de combustível complementar com exceção das partidas do gerador de vapor no início da moagem. No entanto, podem encontrar-se instalações com combinações de turbinas de extração-contrapressão.

Outra das tecnologias cuja introdução é prevista para o futuro na indústria açucareira, são o sistema G-GT em ciclos combinados ou ciclos STIG (Steam Injected Gas Turbines) ambos a partir da gaseificação do bagaço. Logicamente esta tecnologia ainda está em fase de viabilização, sendo a principal dificuldade para sua implementação a gaseificação da biomassa na quantidade e qualidade requerida para a alimentação das turbinas a gás. No caso cubano, levando em conta as dificuldades econômicas que atravessa o país, e que logicamente atingem o setor açucareiro, a implementação de tal tecnologia só poderá ser considerada a longo prazo.

2.5.1 Parâmetros mais importantes das instalações de potência em sistemas de cogeração

Tipos de sistemas para cogeração com turbinas de vapor.

- Extração-Condensação;
- Extração-Contra-pressão;
- Contra-pressão.

2.5.2 Características do turbogerador extração-condensação.

Parâmetros e eficiência dos grupos turbogeradores de extração-condensação.

Em turbinas de extração-condensação, podem existir uma ou mais extrações. De forma geral, podem distinguir-se duas partes: uma de alta pressão, que vai da entrada do vapor até o ponto de extração regulável; outra de baixa pressão, que vai do ponto de extração regulável até a saída do vapor para o condensador.

Os parâmetros mais importantes da turbina de extração-condensação são:

- Condições do vapor na entrada: pressão e temperatura do vapor vivo;
- Condições do vapor na extração: pressão e temperatura do vapor extraído;
- Condições do vapor na saída: pressão e temperatura do vapor para o condensador;
- Máxima demanda do ponto de extração regulável;
- Mínimo e máximo fluxo do vapor na parte de baixa pressão;
- Máximo fluxo na parte de alta pressão;
- Velocidade de rotação da turbina.

Os parâmetros de entrada nestes turbogeradores estão relacionados aos parâmetros de saída das caldeiras, que correspondem àqueles níveis específicos existentes em cada usina.

A pressão de extração depende da demanda dos consumidores da extração.

A eficiência do turbogruppo vai ser a soma das eficiências internas das partes de alta e de baixa pressão.

2.5.3 Características do turbogruppo extração-contrapressão

Estes turbogeradores são muito parecidos ao caso anterior, só que na saída da turbina o vapor não se condensa; ele é utilizado no processo produtivo ou no processo

de aquecimento ou calefação, caracterizando precisamente o nível da pressão de escape.

Efetua-se a extração conforme as necessidades. O fluxo de vapor extraído é proporcional ao fluxo de vapor superaquecido que entra na turbina.

2.5.4 Características do turbogruppo contra-pressão.

Como seu nome indica, estes turbogeradores têm na saída da turbina uma pressão do vapor superior à atmosférica, sendo o nível dessa pressão fixado pelo processo, no caso da usina, ou pelo uso final que vai ser destinado o mesmo, no sentido geral.

Os parâmetros mais importantes na turbina de contra-pressão são:

- Pressão e temperatura do vapor superaquecido na entrada;
- Pressão e temperatura do vapor na contra-pressão;
- Demanda de vapor do processo e capacidade para a saída do vapor;
- Velocidade de rotação da turbina.

2.5.5 Alguns aspectos a serem considerados no sistema de cogeração.

Estes aspectos serão divididos em dois:

- Utilização;
- Eficiência dos equipamentos.

Utilização

Aqui vamos partir do fato de que se dispõe do vapor necessário e que este chega ao equipamento com todos os parâmetros requeridos. A eficiência na utilização do sistema neste item é devido a:

Uso racional da energia elétrica.

Muitas empresas cogradoras, pelo fato de produzirem eletricidade, não prestam atenção à economia do consumo de dita energia dentro do próprio processo produtivo.

Quanto menor for o insumo de eletricidade, mais pode ser fornecido à rede elétrica.

Interconexão à rede nacional

Se o sistema de cogeração não se encontra interligado à rede nacional, a capacidade de geração está definida em função do processo produtivo. Se por qualquer motivo há diminuição de carga, então a geração de eletricidade deve adaptar-se a estas novas condições e gerar menos. Todos estes fatos trazem como consequência que a utilização dos turbos, em média, se dá com intensidade consideravelmente menor do que no nível de geração máxima.

Se o sistema está interligado à rede, as possibilidades de manter a geração ou valores próximos à máxima capacidade aumenta consideravelmente. Isto permite tornar independente, até certo ponto, o processo de geração da demanda de calor e eletricidade do processo produtivo, o qual é o objetivo principal que se deseja alcançar.

Eficiência dos equipamentos

No processo de cogeração, há uma série de equipamentos tão relacionados com a eficiência do gerador que o funcionamento incorreto de algum deles afeta o processo de geração. São eles:

Caldeiras

Se as caldeiras não produzem para o combustível utilizado a quantidade de vapor projetada, à pressão e temperatura estabelecidas e com a qualidade (título) desejada, é possível que haja problemas com a cogeração. Quando se trabalha para fornecer vapor a um sistema turbogerador, a disciplina de trabalho nas caldeiras deve ser rigorosa, posto que o sistema não admite as faixas de variabilidade que geralmente ocorrem nos sistemas produtivos. Aliás, muitas empresas não têm em

conta estas questões e operam as caldeiras em faixas muito grandes. Se a caldeira proporciona o vapor como é requerido, a possibilidade de garantir uma cogeração adequada é considerável.

Distribuição do Vapor

Existem instalações onde a distribuição do vapor à turbina não é boa. O vapor, desde a saída das caldeiras até a entrada da turbina, não deve sofrer uma queda de pressão grande, que é o que ocorre em alguns casos, resultando numa diminuição da potência fornecida, pelo que as linhas (tubulações e acessórios) que o transportam até o turbo devem garantir um mínimo de perda de pressão.

Combustível

A potência que as turbinas de vapor fornecem é uma função do fluxo de vapor de água que passa por elas. É evidente que, quando não se gera a quantidade de vapor necessária, diminui a energia elétrica fornecida pelos turbos. Entre as causas que podem provocar que as caldeiras não produzam as quantidades de vapor previstas para gerar uma certa potência encontram-se:

- Não disponibilidade de combustível (bagaço);
- Operação ineficiente das caldeiras;
- Manuseio inadequado da alimentação do combustível (classificação, secagem, sistemas de alimentação, etc).

Em muitos casos, é corrente considerar como limitante para cogerar mais, o fato de não se ter um balanço adequado de combustível, provocado pela forma incorreta de operação das caldeiras.

O bagaço tradicionalmente tem sido a principal fonte de energia na produção de açúcar. No passado o baixo custo dos combustíveis fósseis e o excesso de bagaço

proporcionava pouco interesse para melhorar a eficiência térmica das fábricas de açúcar em muitas partes do mundo. No entanto, a aplicação de processos e métodos de produção mais modernos, assim como as necessidades da proteção ambiental nas últimas décadas, contribuíram para uma demanda substancial de energia elétrica e mecânica. A nova situação energética encontrou a maior parte da indústria açucareira mundial desprevenida e sob os efeitos de um mercado deprimido.

O bagaço de cana, pelas condições em que se apresenta, é aquele que reúne os melhores atributos econômicos para ser industrializado e competir comercialmente com o óleo combustível em virtude de diversas vantagens, onde se destacam:

- Ter uma lavoura organizada, cujos custos são debitados do produto nobre: açúcar e/ou álcool;
- Ter todo o sistema de transporte campo-indústria organizado e correndo por conta do mesmo produto nobre;
- Ser produzido em grandes quantidades concentradas em um ponto, que o libera semibeneficiado, graças ao trabalho de moagem.

Na utilização do bagaço de cana como insumo energético, uma das características fundamentais é o poder calorífico, o qual é função principalmente do grau de umidade e do teor de açúcar residual contido no mesmo. Como o teor de açúcar é normalmente baixo, tem-se a umidade como o principal fator limitante do poder calorífico.

A umidade interfere diretamente no rendimento da combustão, o que se constata pela temperatura de ignição do bagaço, que está entre 500 °C e 600 °C com 50 % de umidade, e cai para 300 °C a 400 °C com 35 % a 40 % de umidade (Camargo, 1990). Com baixo teor de umidade a etapa de secagem na fornalha se dá em tempo menor, representando uma maior velocidade de queima. A temperatura da chama também é sensível ao nível de umidade, ficando entre 850 °C e 920 °C com 50 % de umidade, mas chegando acima de 1100 °C com 35 % de umidade (Camargo, 1990), aumentando consideravelmente a transmissão de calor por radiação, condução e convecção nos tubos e recuperadores que compõem uma caldeira.

São estas as razões que fazem dedicar esforços e recursos para obter uma secagem do bagaço entre 35 % e 40 %, visando logicamente a obtenção de excedentes do mesmo para ser comercializado em outras indústrias como a de papel, celulose, furfural, além de outras aplicações na produção de ração animal e fertilizantes da própria indústria canavieira.

Outro aspecto que conduz necessariamente a obter excedentes de bagaço e por tanto um balanço adequado de combustível na usina, é o uso das pontas e folhas da cana na combustão. Para alguns países como é o caso de Cuba, a implementação desta medida foi simples e economicamente atrativa, já que 90 % da colheita da cana é verde sendo 74 % da mesma mecânica, só cerca de 10 % é queimada. Existem em todo o país 930 centros de "acopio" (locais onde a cana é beneficiada), produzindo individualmente de 40 a 50 toneladas diárias de matéria verde o que dá uma disponibilidade total em torno de 5 milhões de toneladas anuais (Ministerio do Açúcar de Cuba, 1992).

2.6 Instalação-tipo (parâmetros)

Os sistemas de cogeração instalados diferenciam-se fundamentalmente devido às características intrínsecas de cada usina de açúcar, já que o consumo de vapor é que fixa a capacidade elétrica a instalar. Este vapor é o destinado à produção de açúcar, que deve garantir o consumo de todo vapor de escape dos turbogeradores e das turbinas que acionam os moinhos, todavia existam centrais onde estes são acionados por motores elétricos e, então, o processo é alimentado pelo vapor expandido na turbina e, se não for suficiente, através de válvulas redutoras, que provocam muitas irreversibilidades, consistindo na pior das alternativas.

Para proceder ao estudo do sistema de cogeração na indústria açucareira cubana, tomaremos por base uma usina cujo acionamento dos moinhos seja através de turbinas de contra-pressão, com capacidade instalada de geração de 12 MW, a maior neste tipo de indústria.

Devemos dizer que a denominação de "instalação-tipo", é usada para referenciar uma instalação cujos parâmetros definem um caso particular de usina, e que servirá de base em nosso trabalho. Isto não significa que seja uma usina típica da indústria açucareira cubana.

Foi escolhida esta usina por ser a maior do país, a mais moderna e a que segundo a política do ministério da indústria açucareira é uma das que em melhores condições encontra-se para fornecer excedentes de eletricidade na rede, e portanto uma das candidatas a receber as modificações, e inclusive a implementação futura das altas pressões a serem usadas neste setor.

FLUXOGRAMA DA MODELAGEM

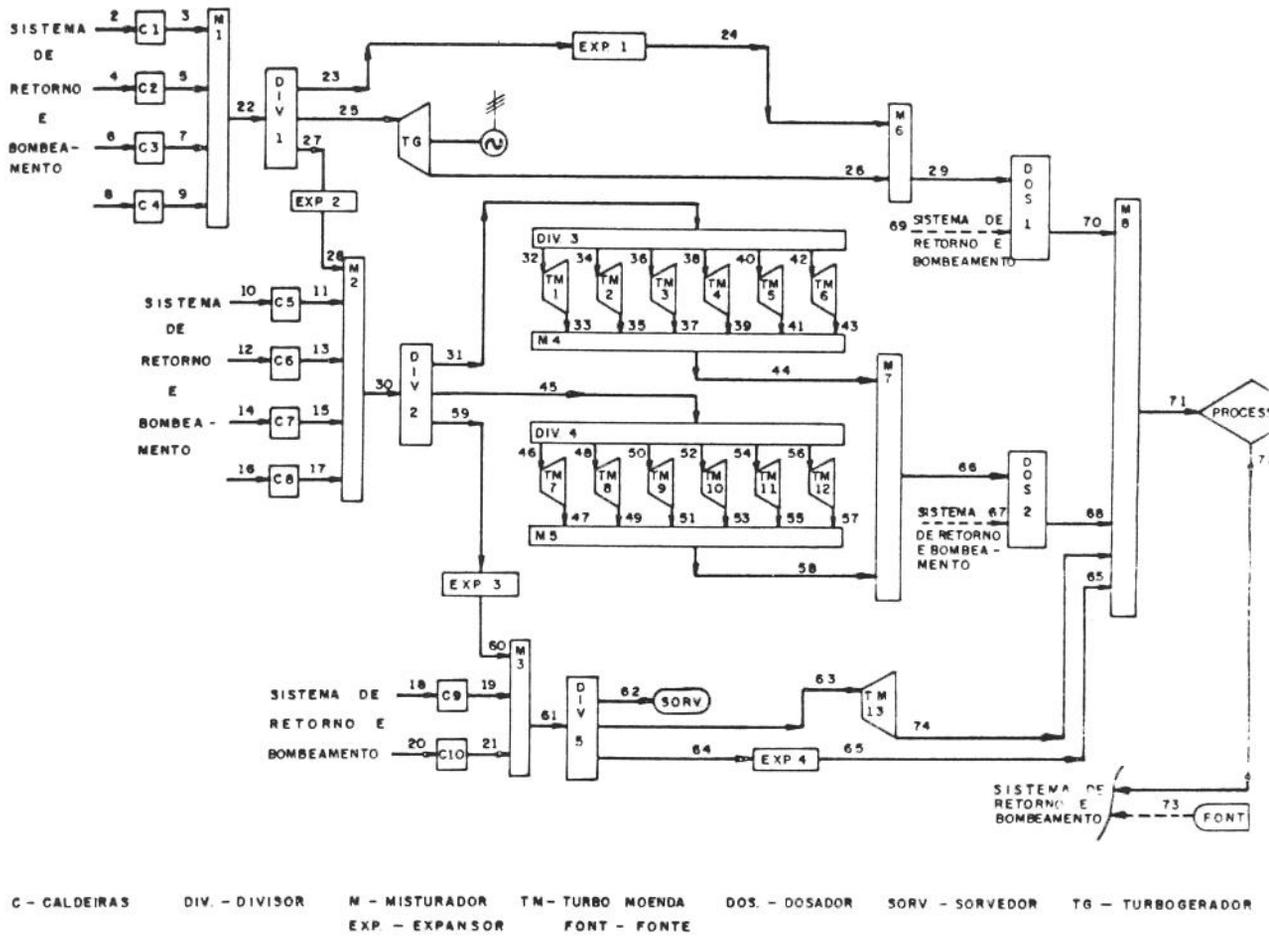


Figura 2.3: Instalação-tipo

A continuação são relacionadas as principais características desta instalação-tipo.

2.6.1 Características do Turbo-gerador

- Turbina de contra-pressão
- Potência nominal - 12 MW
- Freqüencia - 3.600 rpm
- Possui duas extrações, seladas
- $P'1 = 1,59 \text{ MPa}$; $T'1 = 340^\circ\text{C}$
- $P''1 = 0,94 \text{ MPa}$; $T''1 = 283^\circ\text{C}$

PARÂMETROS	PARÂMETROS DE PROJETO	PARÂMETROS MÁXIMOS
Pressão de vapor na entrada	2,8 MPa	3,1 MPa
Temperatura na entrada	400°C	410°C
Pressão de Escape	0,175 MPa	0,211 MPa
Temperatura na Saída	171°C	300°C

2.6.2 Sistema de Geração de Vapor

É composto por 9 (nove) caldeiras RETAL (cubanas) de alta, média e baixa capacidade (ver fig 2.3).

As caldeiras 1, 2 e 3 operam a 2,8 MPa e 400°C, são de alta capacidade (45 ton/h) e destinam-se a alimentar a turbina de 12 MW; as caldeiras 4, 6 e 7 trabalham a 1,75 MPa e 320°C, são de média capacidade (36 ton/h) e descarregam na linha que alimenta os moinhos; a 5 pode operar em ambas variantes, segundo a demanda;

as restantes (8 e 9) operam a 1,05 MPa e 130°C, são de baixa capacidade (30 ton/h), prestando-se a acionar as bombas MAGMAS (especiais para impelir o mel), as escovas dos tachos e os sifões.

Há no fluxograma precedente 4 (quatro) válvulas redutoras: 2,8/1,75 MPa, 1,75/1,05 MPa, 1,05/0,175 MPa e 0,175/0,07 MPa.

2.6.3 Planta de Moagem

É composta de 2 (dois) tandem de 6 (seis) turbinas (de marca Petter Brown), que operam conforme os seguintes parâmetros:

- Pressão de entrada $P_1 = 1,75$ MPa
- Temperatura de entrada $T_1 = 593$ K
- Pressão de saída $P_2 = 0,175$ MPa
- Temperatura de saída $T_2 = 463$ K

O vapor expandido no turbo-gerador e o de escape dos moinhos se unem numa linha de 0,175 MPa a fim de serem enviados ao processo, cumprindo novamente o ciclo.

2.7 Variantes a serem analisadas neste estudo

Para a escolha destas configurações a serem testadas para a obtenção de excedentes de energia elétrica, como foi explicitado com anterioridade, nos baseamos em nossa instalação-tipo e experiências pesquisadas na literatura e outros trabalhos feitos com objetivos similares. Definimos então realizar o estudo de 3 esquemas térmicos de potência, definidos pelas variantes descritas a continuação:

- Variante 1 : Seria o esquema de nossa instalação tipo (fig 2.4);
- Variante 2 : Seria o esquema onde todo o vapor do sistema é gerado a uma só pressão (alta pressão) (fig 2.5);
- Variante 3 : Seria onde só o vapor que é utilizado para produzir eletricidade é gerado a alta pressão. O restante do vapor é gerado nas outras caldeiras de média pressão. (fig 2.6).

Como pode ser observado dos esquemas das variantes a serem analisadas, entre a primeira e a terceira a diferença fundamental é devido à presença nesta última do turbogerador dois (TG2) como equipamento principal, aumentando as possibilidades desta de gerar maior quantidade de energia elétrica.

Em relação à variante dois, diferentemente da um e da três, todo o vapor utilizado na usina tanto para produção de energia elétrica como mecânica é gerado em caldeiras de alta pressão e portanto em caldeiras muito mais eficientes. A variante dois também possui um turbogerador a mais que a variante um.

Em todas as variantes, do divisor um (DIV 1) em diante é mantida a mesma estrutura de temperaturas e pressões, isto é, turbogerador, turbomoendas, turbobombas, parâmetros do processo, etc.

FLUXOGRAMA DA MODELAGEM

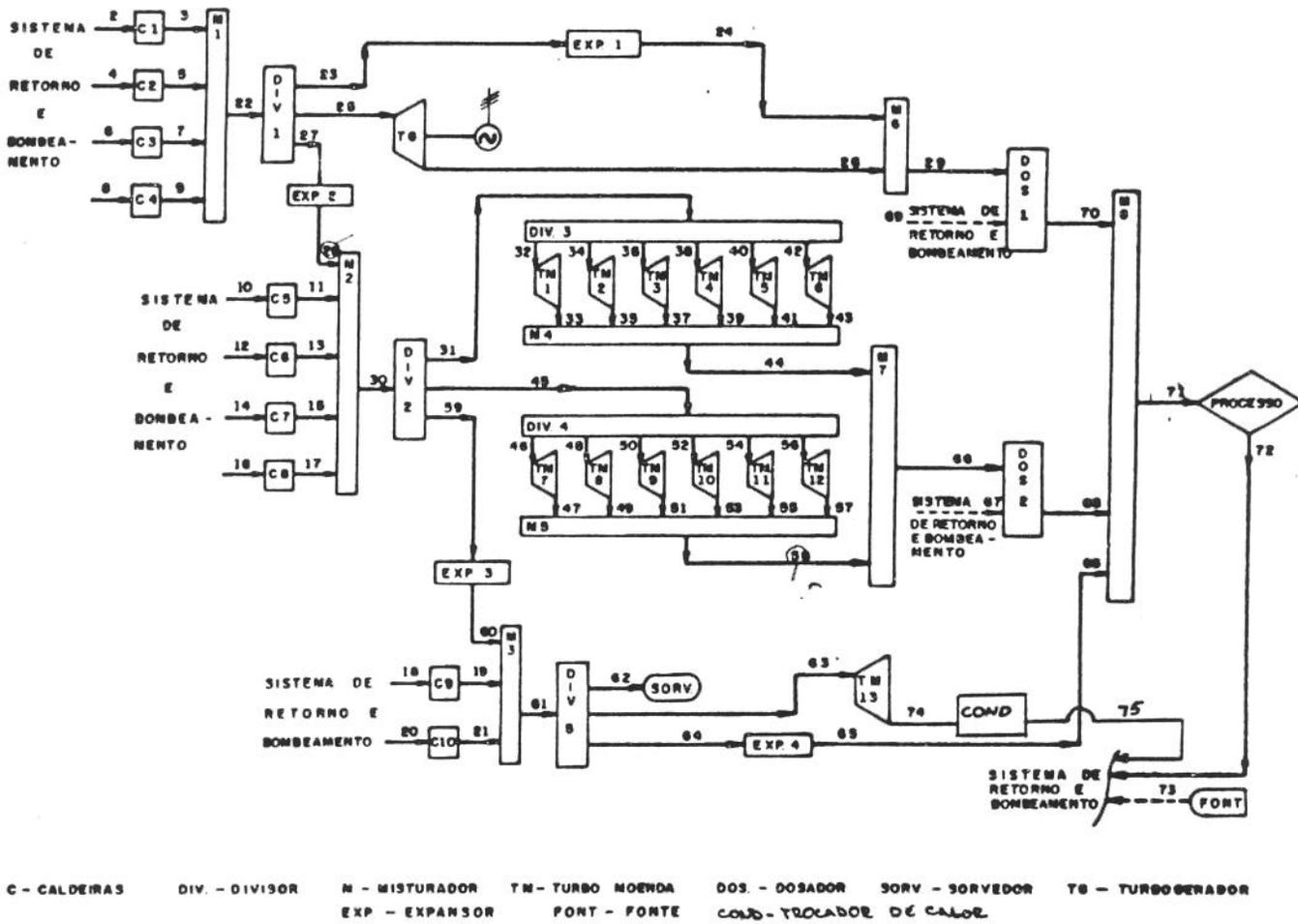


FIG. 2

Figura 2.4: Variante 1

FLUXOGRAMA DA MODELAGEM

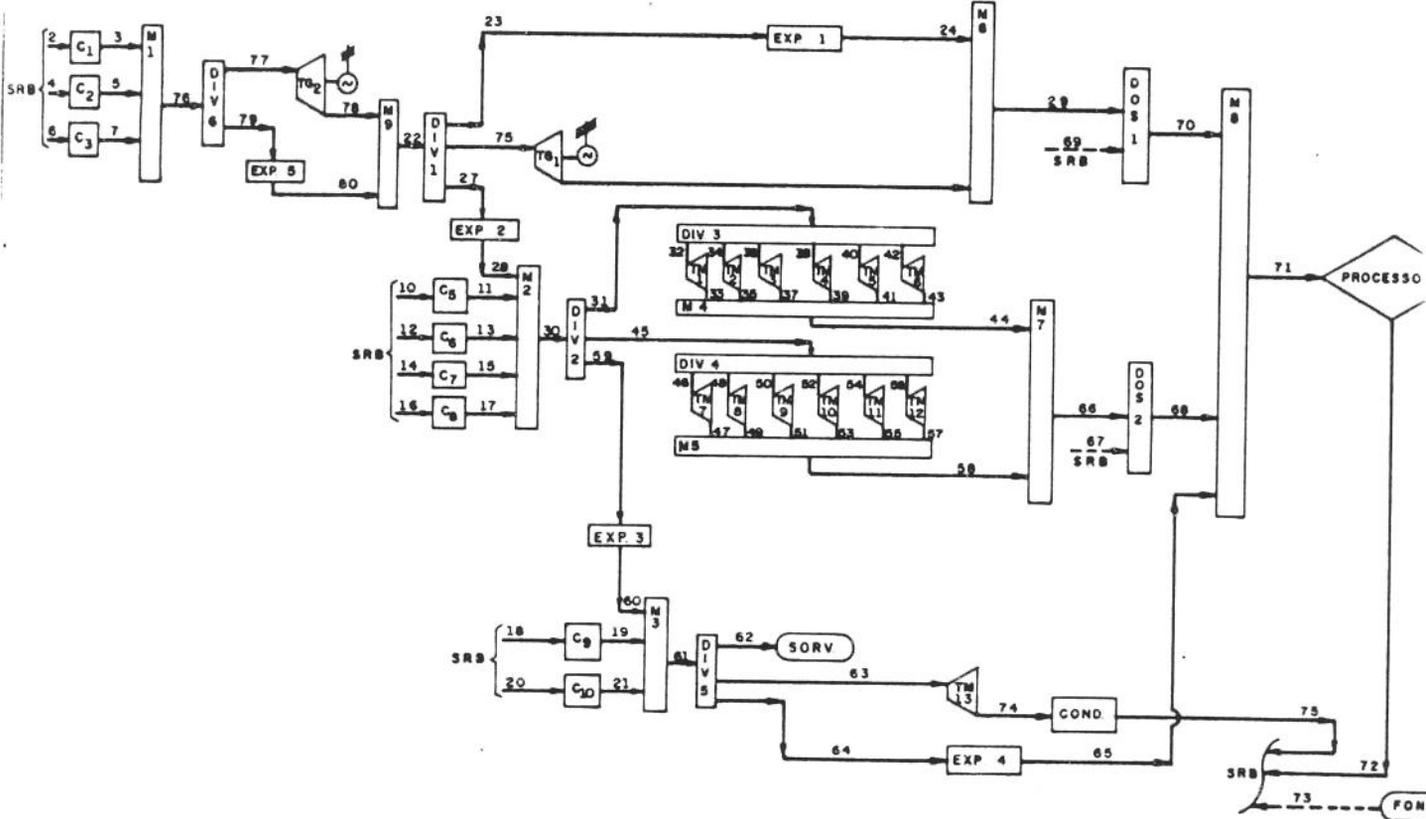


Figura 2.6: Variante 3

Capítulo 3

Descrição do Programa de Computação e das Subrotinas Utilizadas na Modelagem

3.1 Fluxograma

Uma vez definidas as variantes em estudo foi elaborado o programa de computador por meio do qual foram simuladas as mesmas.

O primeiro passo foi estabelecer quais seriam os equipamentos a ser simulados e sua localização em cada uma das configurações, de maneira que representassem exatamente aquela função, e ao mesmo tempo permitissem conhecer, com a maior exatidão possível, as características dos processos que neles se produzem. Assim foram definidos os seguintes equipamentos:

- Caldeiras
- Turbogeneradores
- Turbomoendas
- Turbobombas
- Misturadores

- Divisores
- Expansores
- Dosadores
- Sorvedores
- Trocador de calor

Além destes equipamentos foi simulado o Sistema de Retorno e Bombeamento e uma estação denominada Fonte.

O número de cada um dos equipamentos está na dependência da variante a ser simulada.

Para poder obter o grau de detalhe que queríamos, foi atribuída a cada equipamento uma sigla com um número. Cada linha pode ser identificada por sua numeração, à qual o programa se referencia nos cálculos e na exibição dos resultados.

Outrossim, a cada uma das linhas corresponde um estado termodinâmico (Pressão, Temperatura, Entalpia, Entropia, Volume Específico, Título, Exergia, Energia Interna), não necessariamente único. Por exemplo, às linhas 2, 4, 6 e 8 está associado para cada uma delas o mesmo estado termodinâmico, posto que aí a água é alimentada no mesmo nível de pressão e temperatura. Além das propriedades termodinâmicas também podemos conhecer em cada linha o fluxo de massa, seja de vapor ou de água que circula pela mesma. Isso permite efetuar avaliações desde o ponto de vista energético e exergético de cada um dos equipamentos com grande facilidade. No Apêndice A é mostrada uma tabela onde é apresentada cada linha e o estado termodinâmico correspondente, assim como o início e o fim da mesma.

Também foi simulado o "processo" como um volume de controle ao qual é fornecida uma quantidade de vapor e do qual retorna um fluxo de condensado.

3.2 Metodologia Geral do Programa Computacional

O programa a seguir descrito foi codificado na linguagem Pascal, versão 5.0 (Apêndice A).

As Units utilizadas pela TVP03 (incluindo a TH20-1), possibilitam o cálculo das propriedades termodinâmicas da água, com base em correlação desenvolvida por Keenan e Keyes para a avaliação da energia livre de Helmholtz em função do volume específico e da temperatura. A procedure JILB-54 permite a avaliação de todas as propriedades termodinâmicas da água para pressões entre o ponto triplo e 19 MPa, e para temperaturas entre o ponto triplo e 1300°C (Llagostera, 1994). Os dados fornecidos podem ser os pares: pressão e temperatura, ou entalpia, ou entropia, ou título. Se o estado fornecido for saturado, líquido comprimido, vapor superaquecido ou gás, a subrotina calcula as propriedades e identifica o estado por meio de código.

As Units citadas incluem também procedimentos de cálculo das propriedades a partir da energia livre de Helmholtz, por meio de relações termodinâmicas, uma correlação da pressão de vapor em função da temperatura, e subrotinas utilizando o método de Newton-Raphson, para resolução iterativa de sistemas de equações não lineares, cálculo numérico aproximado dos Jacobianos, resolução dos sistemas lineares por redução de Gauss, e definição dos valores tentativos iniciais a serem utilizados no processo iterativo.

Tal conjunto de procedimentos foi elaborado pelo prof. Llagostera, em 1993, permitindo a avaliação das propriedades da água em qualquer ponto do sistema, dispensando o uso de tabelas ou diagramas, além de calcular a exergia em qualquer etapa do processo, facilitando a avaliação do ponto de vista da segunda lei da termodinâmica, e permitindo quantificar as irreversibilidades presentes em cada um dos seus componentes.

O programa é constituído de um segmento no qual estão definidas as variáveis globais do mesmo, um arquivo inicial que orienta a criação da base de dados, 15 subrotinas e um programa principal, que as aciona.

A seguir explica-se genericamente cada subrotina (chamadas PROCEDURE na linguagem Pascal).

3.2.1 Procedure Base-Dados-Inicial

Neste Procedure são fornecidos ao programa os dados necessários para o cálculo de cada caso. Os dados podem ser classificados em duas categorias: dados gerais e dados específicos de cada equipamento.

Os dados gerais são:

- Poder Calorífico Superior do Bagaço;
- Poder Calorífico Inferior do Bagaço;
- Umidade do Bagaço;
- Consumo de Vapor da Usina;
- Capacidade da Usina;
- Quantidade de cada um dos tipos de Equipamentos.

Os dados específicos como seu nome indica, são dados referentes a cada equipamento e que são necessários para o cálculo e execução de cada Procedure.

Dados a ser fornecidos para cada equipamento e sistema:

Caldeira

- Eficiência;
- Produção de Vapor;
- Número da linha de Entrada;
- Número da linha de Saída.

Turbogeradores

- Eficiência Isentrópica;
- Eficiência Complementar;
- Potência da Turbina;
- Número da linha de Entrada;
- Número da linha de Saída;
- Opção que será executada (0 ou 1).

Turbomoenda

- Eficiência Isentrópica;
- Eficiência Complementar;
- Potência da turbina;
- Número da linha de entrada;
- Número da linha de saída;
- Opção que será executada (0 ou 1).

Misturadores

- Número de correntes que se misturam;
- Número da linha que sai do misturador;
- Quantidade de calor transferido na mistura;
- Número das linhas correspondentes às correntes que se misturam.

Dosadores

- Número da linha de vapor que entra no dosador;
- Número da linha de água que entra no dosador;
- Número da linha de saída do dosador;
- Calor transferido no dosador.

Divisores

- Número de ramais que saem do divisor;
- Número da linha que entra no divisor;
- Opção de trabalho do divisor (0 ou 1);
- Número das linhas dos ramais que saem do divisor;
- Razão de fluxo que sai por cada ramal do divisor.

Expansores

- Número da linha de entrada na expansão;
- Número da linha de saída da expansão.

Sorvedores

- Número da linha de entrada no sorvedor;
- Fluxo de vapor que entra no sorvedor.

Fonte

- Número da linha de saída da fonte;
- Fluxo de água que sai da fonte.

Processo

- Número da linha que entra no processo;
- Número da linha que retorna do processo;
- Fração que retorna do processo.

Retorno e Bombeamento

- Número das linhas de entrada;
- Número da linha de reposição;
- Quantidade de linhas de saída;
- Potência de bombeamento total;
- Calor transferido;
- Número das linhas de saída.

Conden

- Número da linha de entrada no trocador;
- Número da linha de saída.

Perdas

- Perda de carga;
- Queda de temperatura;
- Número da linha de entrada;
- Número da linha de saída.

Identificação de Estados

- Quantidade de estados termodinâmicos;
- Pressão e temperatura correspondente a cada estado termodinâmico.

Associação Linhas-Estados

- Quantidade total de linhas;
- Número do estado correspondente a cada linha.

3.2.2 Procedure Conjunto Caldeira

Executa o cálculo das propriedades termodinâmicas da água na entrada das caldeiras e do vapor de água na saída, assim como do consumo de bagaço de cana de cada uma delas. A operação requer pressão e temperatura na entrada e saída, eficiências das caldeiras, produção de vapor e poder calorífico inferior do combustível.

3.2.3 Procedure Turbogenerador e procedure Turb

O procedure Turb calcula parâmetros de operação da turbina, entalpia ideal (com queda isoentrópica) e a entalpia real na saída da turbina.

O procedure Turbogenerador calcula as propriedades do vapor na saída, define seu estado e ainda permite duas opções, a saber:

opção 0-partindo do conhecimento do fluxo de vapor e do trabalho específico bruto no eixo da turbina calcula sua potência;

opção 1-calcula o fluxo de vapor a partir da potência e do trabalho específico conhecidos.

No caso do turbogerador está previsto a execução da opção-0, isto é, cálculo da potência do turbogerador, a partir do conhecimento do fluxo de vapor e do trabalho específico no eixo da turbina, ambos calculados pelo Procedure.

3.2.4 Procedure Turbomoenda

Determina os parâmetros de operação da turbina de acionamento mecânico, incluindo o estado de queda isoentrópica, utilizando o PROCEDURE TURB. Por fim, calcula as propriedades na saída da cada uma das turbomoendas, tendo as mesmas opções de PROCEDURE TURBOGERADOR.

No caso das turbomoendas a opção a ser executada é a opção-1, onde é calculado o fluxo de vapor necessário, a ser fornecido para garantir a potência demandada por cada uma delas.

No caso das turbomoendas e turbogeradores será gerado um estado termodinâmico a mais, já que é calculado o estado referente a uma queda isoentrópica.

3.2.5 Procedure Mistura e Misturador

Calcula massa e entalpia na saída do misturador a partir do conhecimento das correntes que se misturam. Além disso, mediante balanço de energia, calcula entalpia na saída. Então, com a pressão previamente conhecida, as outras propriedades podem ser obtidas, como exergia, volume específico, energia interna, entropia, etc.

3.2.6 Procedure Dosador

Determina a quantidade de água a ser adicionada ao vapor a fim de baixar sua temperatura até o nível fixado pelo processo. Para tanto é necessário o estado do vapor na saída deste equipamento, cálculo possível posto que são conhecidas a

pressão e a temperatura requeridas pelo processo industrial.

3.2.7 Procedure Divisor

Calcula os fluxos após o divisor. Nesta operação necessita-se o número de ramais a partir do mesmo e da razão porcentual de massa por cada ramal. Esta rotina permite 3 opções.

opção 0-caso habitual, onde um único fluxo é subdividido em vários ramos (exemplo Divisor 1).

opção 1-cálculo efetuado no sentido inverso, ou seja, os fluxos de cada ramal são conhecidos e deseja-se obter o fluxo que entra no divisor(exemplo Divisor 3 e 4).

opção (1.....número do ramal) a partir do fluxo que entra no divisor, sendo n o número de ramais após o mesmo, onde se conhece o valor da vazão mássica em n-1 ramais determina-se, informando ao programa a numeração do ramal, seu fluxo mássico (incoógnita em questão)(exemplo Divisor 2 e 5 onde é calculado o terceiro ramal).

3.2.8 Procedure Perdas

Avalia perdas de carga e de energia térmica em qualquer linha do conjunto. As perdas variam segundo o comprimento da tubulação e tipo de isolamento.

Durante as simulações este procedure não foi utilizado, a fim de simplificar o processo de cálculo.

3.2.9 Procedure Expansão

Considera os desníveis de pressão do vapor, além de computar suas propriedades após a expansão, considerada adiabática.

A partir da pressão conhecida e entalpia avaliada conforme a hipótese precedente, as propriedades termodinâmicas são avaliadas.

3.2.10 Procedure Sorvedor

Computa a quantidade de vapor consumido no raspador de tachos e sifões. O vapor de água é considerado como perda, já que, contaminado, não retorna ao processo.

3.2.11 Procedure Processo

Considera a quantidade de massa que retorna do processo como condensado. Tal porção é uma fração do vapor consumido pelo processo industrial.

3.2.12 Procedure Retorno e Bombeamento

Esta subrotina avalia a quantidade de água a ser fornecida ao sistema a partir de um balanço entre a quantidade de água consumida pelas caldeiras e dosadores e a porção de condensado que retorna ao processo. Ainda calcula a potência consumida no bombeamento do fluido até tais equipamentos.

3.2.13 Procedure Fonte

Associa a vazão mássica a ser reposta ao sistema com a linha 73, calculada no procedure anterior.

3.2.14 Procedure Conden

Este leva o vapor que sai da bomba Magma (TM 13) até condições de líquido saturado podendo então ser calculadas as propriedades do mesmo em sua saída.

3.2.15 Procedure Saída de Resultados

Nesta são impressos os valores das propriedades em cada estado, assim como os fluxos mássicos e de entalpia e exergia, além do mais são apresentados para cada

caldeira o consumo de bagaço, produção de vapor, consumo total de bagaço. Nos turbogeradores, sua potência e consumo de vapor, nas turbomoendas, sua potência e consumo de vapor, etc.

3.3 Modelagem Computacional de Sistemas Térmicos de Potência

O programa principal é estruturado, mediante a interação dos diferentes procedimentos de acordo com as características específicas de cada uma das variantes.

No Apêndice A é apresentado o programa principal para cada uma delas.

A seguir é exposta a ordem de execução do programa principal para a variante 1 (fig 2.4).

O programa principal tem a seguinte concepção:

- Leitura do arquivo de dados, quando o usuário informa os parâmetros indispensáveis à execução do programa;
- É acionada a subrotina Conjunto Caldeiras, e então são calculadas todas as propriedades da água na entrada e saída das caldeiras, mais a quantidade de bagaço por elas requeridas;
- Executa a subrotina Misturador, efetuando cálculos associados ao misturador 1;
- A subrotina Divisor é processada conforme opção 0, visto que é conhecido o fluxo na entrada;
- O procedimento Turbogenerador é executado segundo opção 0, pois é requerido o valor da potência;
- Os parâmetros na linha 24, na saída do expensor 1, são avaliados na subrotina Expansão;
- A rotina Misturador avalia dados referentes à linha 29 (saída do misturador 6);



- Aciona-se o procedimento Dosador para cálculo da vazão mássica de água na linha 69;
- Os comandos da subrotina Expansor são executados visando a determinação das propriedades do fluido na linha 28;
- Para cálculo do fluxo e definição do estado do vapor na linha 30, é acionado o procedure Misturador;
- De acordo com opção 1, pois é requerida a vazão mássica através das turbomoendas, aciona-se a rotina Turbomoenda (turbinas da 1 a 6). As propriedades do fluido na saída são também calculadas;
- Executa-se a rotina Misturador para avaliação das propriedades do fluido e vazão mássica a jusante do misturador 4 (linha 44);
- Segundo a etapa 11, dados referentes ao conjunto de turbinas 7 a 12 são calculados;
- Em conformidade com o passo 12, avalia-se dados referentes ao misturador 5, definindo assim fluxo e estado termodinâmico do fluido na linha 58;
- De acordo com a etapa precedente, os mesmos parâmetros são avaliados na linha 66, mediante cômputo do misturador 7;
- Analogamente à etapa 8, a vazão mássica requerida na linha 67 é determinada;
- Define-se o fluxo e as propriedades do fluido a montante do divisor 3 (linha 31) mediante a subrotina Divisor com opção 1, já que a vazão mássica na saída é conhecida;
- Neste passo repete-se os cálculos efetivados na etapa anterior, porém para o divisor 4 (linha 45);
- Agora, os fluxos nas linhas 30, 31 e 45 estão definidos. Por conseguinte, segundo opção 3, vazão mássica e propriedades do fluido na linha 59 são especificadas;
- A vazão mássica na linha 60 é igual à linha 59. Aqui, através da rotina Expansor, define-se as propriedades do fluido a jusante do expansor 3;
- O fluxo na linha 61 é o somatório da vazão mássica nas linhas 19, 21 e 60, sendo calculado pelo procedure Misturador, assim como o estado termodinâmico correspondente;

- Efetua-se o cálculo da vazão mássica através da bomba Magma a partir de determinado valor de potência a ela atribuído, segundo rotina Turbomoenda, opção 1; além das propriedades do fluido na saída;
- O vapor na saída da bomba Magma é levado até condições de líquido saturado e acionando o procedure Condens são calculadas as propriedades na saída do mesmo;
- Delimita-se a quantidade de vapor destinada ao funcionamento dos sifões e raspadores de tachos ao acionar-se o procedure Sorvedor;
- A vazão mássica nas linhas 61, 62 e 63 está especificada. Pretende-se calcular o fluxo através da linha 64, bem como o estado do vapor, então, com a opção 3, a rotina Divisor é executada;
- O fluxo na linha 65 é igual ao da linha 64, portanto, a fim de se conhecer as propriedades do vapor a jusante do expansor 4, aciona-se a subrotina Expansor;
- Agora a vazão mássica a montante do misturador 8 está especificada (soma do fluxo nas linhas 65, 68 e 70. Por meio da rotina Misturador, avalia-se tanto as propriedades do fluido como o fluxo na linha 71;
- Neste momento, há condições para a determinação da quantidade de água que retorna do processo em forma de condensado (fração da quantidade total de vapor requerida na operação do sistema), avaliação efetivada pela rotina Processo;
- Através do procedure Retorno e Bombeamento, delimita-se a quantidade de água a ser reposta ao processo e a correspondente potência de bombeamento;
- A subrotina Fonte associa o fluxo calculado na etapa precedente àquele da linha 73, fechando, emfim, o balanço de massa;
- O estado termodinâmico da água e o vapor, assim como os fluxos de exergia e energia para cada uma das linhas são impressos mediante o acionamento do procedure Saída de Resultados, também os turbogeradores com suas potências e consumo de vapor, as caldeiras com o vapor produzido e consumo de bagaço, as turbomoendas com as potências demandadas e consumos de vapor são também apresentadas.

É importante ressaltar que, calculados os fluxos e propriedades termodinâmicas do fluido associados a cada linha, pode-se avaliar o sistema de cogeração em estudo

do ponto de vista da primeira e segunda lei da termodinâmica, aspecto que foi levado em consideração na concepção do programa de computador.

A flexibilidade do mesmo permite alterar o número de equipamentos, ou seja o sistema pode ser variado como ocorre por exemplo ao passar de uma variante a outra. Além do mais, os parâmetros de operação podem mudar a fim de simular diferentes condições.

Uma vez definido e testado o programa principal que simula cada uma das variantes objeto de estudo, o próximo passo foi a sua utilização para avaliar a influência que teriam as diferentes condições e parâmetros a ser testados sobre a produção de eletricidade em ditos sistemas.

Capítulo 4

Simulações

4.1 Condições Preliminares para as Simulações

Para a escolha dos parâmetros a serem testados em cada uma das variantes, baseamo-nos em trabalhos já realizados tanto teóricos como práticos, Havai por exemplo, (Bouvet, 1992). Os pares selecionados foram:

- $P=1,82 \text{ MPa}$ $t=320^{\circ}\text{C}$
- $p=2,8 \text{ MPa}$ $t=400^{\circ}\text{C}$
- $P=4,2 \text{ MPa}$ $t=390^{\circ}\text{C}$
- $P=6,2 \text{ MPa}$ $t=450^{\circ}\text{C}$
- $P=8,0 \text{ MPa}$ $t=485^{\circ}\text{C}$

O primeiro foi escolhido por ser o mais difundido na indústria açucareira e que vai servir de referência para comparação.

O segundo corresponde aos parâmetros com que trabalha a instalação da qual partiu nosso trabalho.

O terceiro e quarto par foram selecionados da literatura e de outros trabalhos onde aparecem como níveis de pressão e temperatura a considerar em estudos deste tipo.

O último par escolhido ($P=8,0$ MPa, $t=485$ °C) é devido a um estudo desenvolvido pela empresa de projeto mecânico da indústria açucareira de Cuba (Colectivo de Autores, 1986), onde avaliam e demonstram que tais parâmetros seriam os mais adequados para este tipo de indústria. Como nosso trabalho refere-se à indústria açucareira cubana, entendemos que esta condição deveria obrigatoriamente ser testada.

Durante a realização das simulações via computador, devemos dizer que na primeira variante (programa principal desta variante, Apêndice A) foram analisadas todas as pressões. Na segunda e terceira variantes (programa principal destas variantes, Apêndice A), como se depreende dos esquemas correspondentes, existem dois turbogeradores. No turbogerador (TG 2), haverá, para ambas as variantes, uma expansão de 6,2 MPa até 2,8 MPa e de 8,0 MPa até 2,8 MPa; daí em diante, o resto do ciclo continua com os níveis de pressão do esquema tipo. Nota-se que não foi testada a variante de expansão de 4,2 MPa até 2,8 MPa, posto que há dificuldades em se viabilizar turbinas que operem satisfatoriamente nestas condições (Balbo e Padovani Neto, 1987).

Variante	Configuração	Pressão (MPa)	Temperatura (°C)
1	Padrão	1,82	320
1	Atual	2,8	400
1	1	4,2	390
1	2	6,2	450
1	3	8,0	485
2	4	6,2	450
2	5	8,0	485
3	6	6,2	450
3	7	8,0	485

Tabela 4.1: Configurações

Para a realização das diferentes avaliações foi necessário fixar uma série de parâmetros no funcionamento das variantes e que seria mantida através do todo o trabalho. Os mesmos foram obtidos de valores práticos nas usinas e outros recomendados pela literatura especializada.

Os parâmetros foram os seguintes:

- Capacidade de Moagem da Usina: 383 t/h;
- Poder calorífico inferior do bagaço: 7655 kJ/kg;
- Poder calorífico superior do bagaço: 9428 kJ/kg;
- Umidade do bagaço: 50 %;
- Teor de bagaço em cana: 25 %;
- Fluxo máximo de vapor a passar pelo turbogerador 1: 113 t/h;
- Fluxo de vapor ao sorvedor: 1.5 - 2 t/h;
- Fluxo de escape das turbomoendas: 20 - 21 kg/s;
- Porcentagem de retorno de condensado do processo: 95 %;
- Condições do vapor de processo: ($t= 130\text{ }^{\circ}\text{C}$, $P= 0.175\text{ MPa}$).

As faixas de variação das eficiências das caldeiras foram obtidas de recomendações feitas pela bibliografia para caldeiras de bagaço (Silva e Beaton, 1991).

Tipo de Caldeira	Eficiência
De alta pressão	82% - 86%
De baixa pressão	75% - 82%

Tabela 4.2: Eficiência de caldeiras

Outros parâmetros selecionados em correspondência a valores fornecidos pela bibliografia foram as eficiências dos turbogeradores entre 70% - 72% e das turbomoendas, entre 50% - 55% (Pedraja et al., 1990).

Com todas estas condições estabelecidas e parâmetros básicos definidos podemos avaliar as diferentes configurações visando o incremento da produção de energia elétrica.

4.2 Avaliações a serem efetuadas

- Influência dos parâmetros do vapor na geração de excedentes de eletricidade;
- Influência do aumento da eficiência do gerador de vapor no excedente de bagaço;
- Análise da variação do fluxo de vapor de processo em relação à produção de eletricidade e ao excedente de bagaço;
- Incidência do aumento da temperatura do vapor gerado nas caldeiras em relação à geração de eletricidade por tonelada de bagaço consumido e por tonelada de cana processada;
- Influência do aumento da temperatura do vapor gerado nas caldeiras em relação à quantidade de água a ser fornecida nos dosadores e a quantidade de vapor gerado nas caldeiras;
- Análise comparativa dos pontos de vista energético e exergético nas variantes 1 e 2.

4.2.1 Influência dos parâmetros do vapor na geração de excedentes de eletricidade

Como foi dito com antecedência na variante 1 foram testados todos os pares de pressão e temperatura e nas variantes 2 e 3 só os dois últimos em função das razões expostas.

Para esta avaliação foi definido o consumo de vapor de processo de 0,5 tonelada de vapor por tonelada de cana, valor representativo deste tipo de usina, além das condições anteriormente fixadas.

Os resultados aparecem representados a seguir:

Variante	Configuração	nível de Pressão MPa	nível de Temper. °C	Vazão de Vapor t/h	Potência Elétrica kW	Potência Elétrica Total kW	Aumento P.Elétri. %
1	Padrão	1,82	320	109,4	8829,14	8829,14	
1	Atual	2,8	400	109,4	11831,4	11831,4	34
1	1	4,2	390	109,4	12891,4	12891,4	46
1	2	6,2	450	109,4	15400,09	15400,09	74,4
1	3	8,0	485	109,4	16981,54	16981,54	92,3
2	4	TG2(6,2)	450	186,3	8234,40		
2		TG1(2,8)	400	111,78	11406,47	19640,87	122,5
2	5	TG2(8,0)	485	176,9	10600,89		
2		TG1(2,8)	400	106,14	10964,19	21565	144,3
3	6	TG2(6,2)	450	132,3	5848,23		
3		TG1(2,8)	400	76,93	7781,86	13630,09	54,4
3	7	TG2(8,0)	485	121,5	6795,02		
3		TG1(2,8)	400	108	10527,23	17322,25	96,2

Tabela 4.3: Excedentes de Eletricidade

Como era de esperar, na variante 1 à medida em que aumentam os parâmetros do vapor, mantendo o fluxo de vapor pelo turbogerador constante, produz-se um aumento da geração de potência, chegando-se a obter incrementos de 92,3 % em relação à configuração Padrão. Isso devido a que na medida que aumentam os parâmetros do vapor gerado nas caldeiras, aumenta o salto térmico da turbina. Como pode-se ver os melhores resultados são obtidos para o par de 8 MPa e 485 °C em cada uma das variantes.

Há que ressaltar a variante 2, onde produz-se um incremento na geração de potência de 144,3 % em relação à configuração Padrão, devido às características próprias da mesma, já que todo o vapor gerado nas caldeiras passa através dos turbogeradores, o que não ocorre com as demais, onde uma parte do vapor é produzido só para gerar potência mecânica.

Já nesta primeira avaliação destaca-se a configuração 5 (variante 2) como a de melhores resultados na geração de potência elétrica.

4.2.2 Influência do aumento da eficiência do gerador de vapor no excedente de bagaço

As condições da simulação são as mesmas que na avaliação anterior, só que a mesma foi feita primeiro para eficiência das caldeiras de alta de 82 % e de média de 75 % e depois para eficiência de 86 % e 82 % respectivamente.

Os resultados são mostrados a seguir:

Variante	Consumo Bagaço (t/h) Efic.82% e 75%	Consumo Bagaço (t/h) Efic.86% e 82%	Redução Consumo Bagaço %	Numero de G.V.	G.V.de Alta	G.V.de Baixa	Efic.G.V. de Alta %	Efic.G.V. de Baixa %
1	89,028	83,63	6,06	5	3	2	82	75
1	92,37	86,80	6,03	5	3	2	82	75
1	91,29	85,79	6,02	5	3	2	82	75
1	93,67	88,06	5,99	5	3	2	82	75
1	95,0	89,28	6,02	5	3	2	82	75
2	93,38	89,03	4,66	3	3		86	
2	92,45	86,53	6,40	3	3		86	
3	77,33	73,08	5,49	4	3	1	86	82
3	93,06	89,42	3,91	5	3	2	86	82

Tabela 4.4: Excedentes de bagaço

Como pode-se observar em todas as variantes quando é aumentado o valor de eficiência nas caldeiras produz-se uma redução do consumo de bagaço sendo na variante 1 de 6 %, na variante 2 de 4,6 % e na variante 3 de 5,7 % em média. Estas reduções são muito mais acentuadas nas variantes 1 e 3 que têm os dois níveis de eficiência, já que ao passar em uma caldeira de baixa de uma eficiência de 75 % a 82 % a repercussão é maior que para uma caldeira de alta passar de 82 % a 86 %.

Mas os resultados apresentados demonstram a forte influência de tal parâmetro no consumo de bagaço, e portanto no excedente.

4.2.3 Análise da variação do fluxo de vapor de processo em relação à produção de eletricidade e ao excedente de bagaço

Nesta análise, foram consideradas as variantes 1 e 2. A primeira porque representa o esquema típico da usina, tendo em conta os cinco níveis de pressão simulados; a segunda já que foi a variante que maior aumento em produção de potência apresentou.

Foi fixado um nível de moagem estável (383 t de cana/h), o que traz como consequência que o consumo de vapor das moendas seja igual, e portanto a quantidade de vapor que elas fornecem ao processo seja a mesma.

A simulação foi feita para consumos de vapor de processo de 0.3, 0.4, 0.5, 0.6 e 0.7 t de vapor de processo/ t de cana. Ao ser estável o consumo de vapor das moendas, o aumento do consumo de vapor de processo é garantido pela produção de uma maior quantidade de vapor nas caldeiras, e por conseguinte um maior fluxo de vapor através dos turbogeradores.

Para o cálculo do excedente de bagaço, foi tomado como critério de produção do mesmo que 25 %, em massa, da cana é transformada em bagaço, por ser critério predominante na literatura técnica do ramo em nosso país.

Os resultados da simulação estão representados na tabela 4.5 e 4.6 .

Como se depreende das figuras 4.1 e 4.3, ao aumentar-se o consumo de vapor de processo, aumenta a produção de eletricidade, sendo este incremento mais marcado na medida que são aumentados os parâmetros do vapor, no caso de cada variante devido à análise feita no item anterior.

O aumento do consumo de vapor de processo provoca um aumento na geração de vapor nas caldeiras, e portanto um aumento do consumo de bagaço. Nos gráficos 2 e 4, o aumento do consumo de vapor de processo ocasiona uma diminuição do excedente de bagaço na usina.

No caso da variante 1 (figura 4.2), esse aumento poderá ser satisfeito até uma faixa de 0,52 - 0,56 t de vapor de processo/ t de cana, dependendo da pressão em que esteja trabalhando o esquema, já que por exemplo, quando o vapor seja gerado a 8,0 MPa, o incremento para 0,52 t de vapor de processo/ t de cana provoca um valor negativo no excedente de bagaço, o que significa ter que comprar bagaço.

Variante	Configuração	F.de Vapor a Processo (t/h)	t V.Proc. /t de cana	Produç. Ener.Elé. kW	kW/t de cana	Consumo Bagaço (t/h)	Exc.de Bagaço %
1	padrão	115,19	0,3	2618,28	6,83	55,39	42,15
1	"	153,33	0,4	5525,99	14,428	72,108	24,69
1	"	195,1	0,509	8829,14	23,053	89,03	7,02
1	"	229,87	0,6	11560,35	30,183	103,14	-7,72
1	"	267,92	0,699	14581,36	38,071	118,58	-23,84
1	Atual	114,9	0,3	3680,11	9,6	56,08	41,43
1	"	153,37	0,399	7008,55	18,299	72,972	23,76
1	"	199,32	0,52	11831,42	30,8914	92,376	3,52
1	"	229,546	0,599	14941,9	39,013	105,048	-9,72
1	"	268,106	0,7	18924,15	49,410	121,21	-26,56
1	1	115,12	0,3	4089,34	10,68	55,98	41,53
1	"	152,67	0,398	7984,55	20,8474	73,296	23,44
1	"	194,8	0,508	12891,39	33,659	91,29	4,64
1	"	229,88	0,6	16967,53	44,302	106,27	-10,96
1	"	267,88	0,699	21393,97	55,858	122,47	-27,88
1	2	115,0	0,3	5124,86	13,38	56,46	41,03
1	"	152,73	0,398	9264,79	24,19	74,16	22,56
1	"	197,26	0,515	15400,09	40,21	93,67	2,16
1	"	229,08	0,598	19792,86	51,678	107,64	-12,4
1	"	267,95	0,699	25100,47	65,536	124,668	-30,2
1	3	114,7	0,299	5560,02	14,52	56,66	40,82
1	"	152,84	0,399	10081,05	26,3213	74,7	21,96
1	"	198,27	0,517	16981,54	44,34	95,004	0,76
1	"	229,48	0,599	21705,22	56,672	108,9	-13,72
1	"	268,136	0,7	27531,64	71,88	126,14	-30,2

Tabela 4.5: Produção de Eletricidade e Excedente de Bagaço

Variante	Configuração	F.de Vapor a Processo (t/h)	t V.Proc. /t de cana	Produç. Ener.Elé. kW	kW/t de cana	Consumo Bagaço (t/h)	Exc.de Bagaço %
2	4	114,8	0,299	8225,5	21,47	56,87	40,6
2	"	152,80	0,399	13156,69	34,352	73,404	23,32
2	"	198,12	0,517	19640,87	51,282	93,384	2,48
2	"	229,723	0,599	24176,85	63,125	107,35	-12,12
2	"	268,01	0,699	29645,56	77,41	124,24	-31,72
2	5	114,6	0,299	9811,01	25,62	56,52	40,97
2	"	153,29	0,4	15332,05	40,031	73,62	23,6
2	"	191,48	0,499	21565,08	56,3	90,76	3,44
2	"	229,62	0,599	26901,81	70,24	107,7	-11,68
2	"	267,01	0,699	32209,01	84,09	124,42	-29,92

Tabela 4.6: Produção de Eletricidade e Excedente de Bagaço (Cont.)

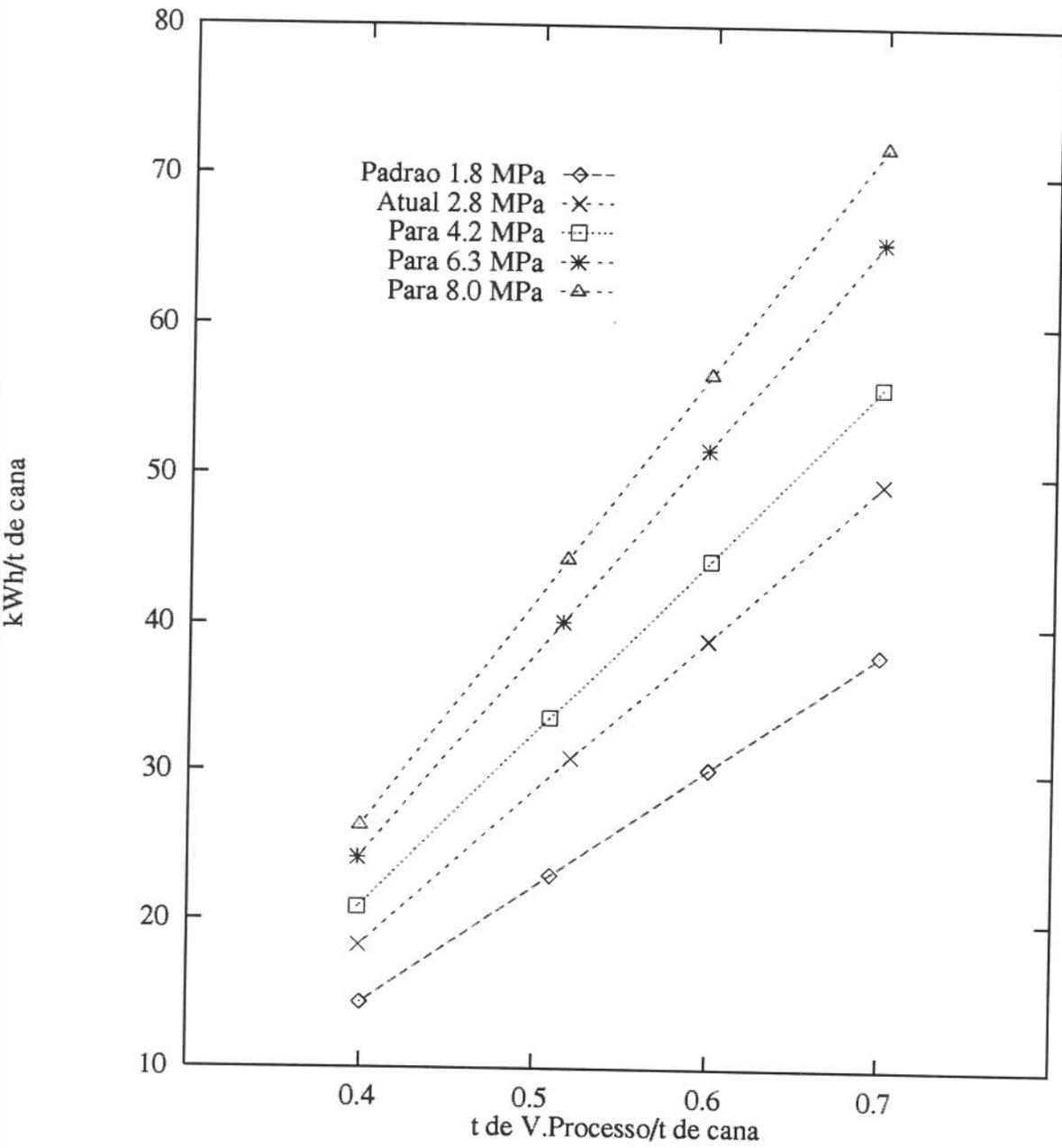


Figura 4.1: Influência do vapor de processo na geração de eletricidade (Variante 1)

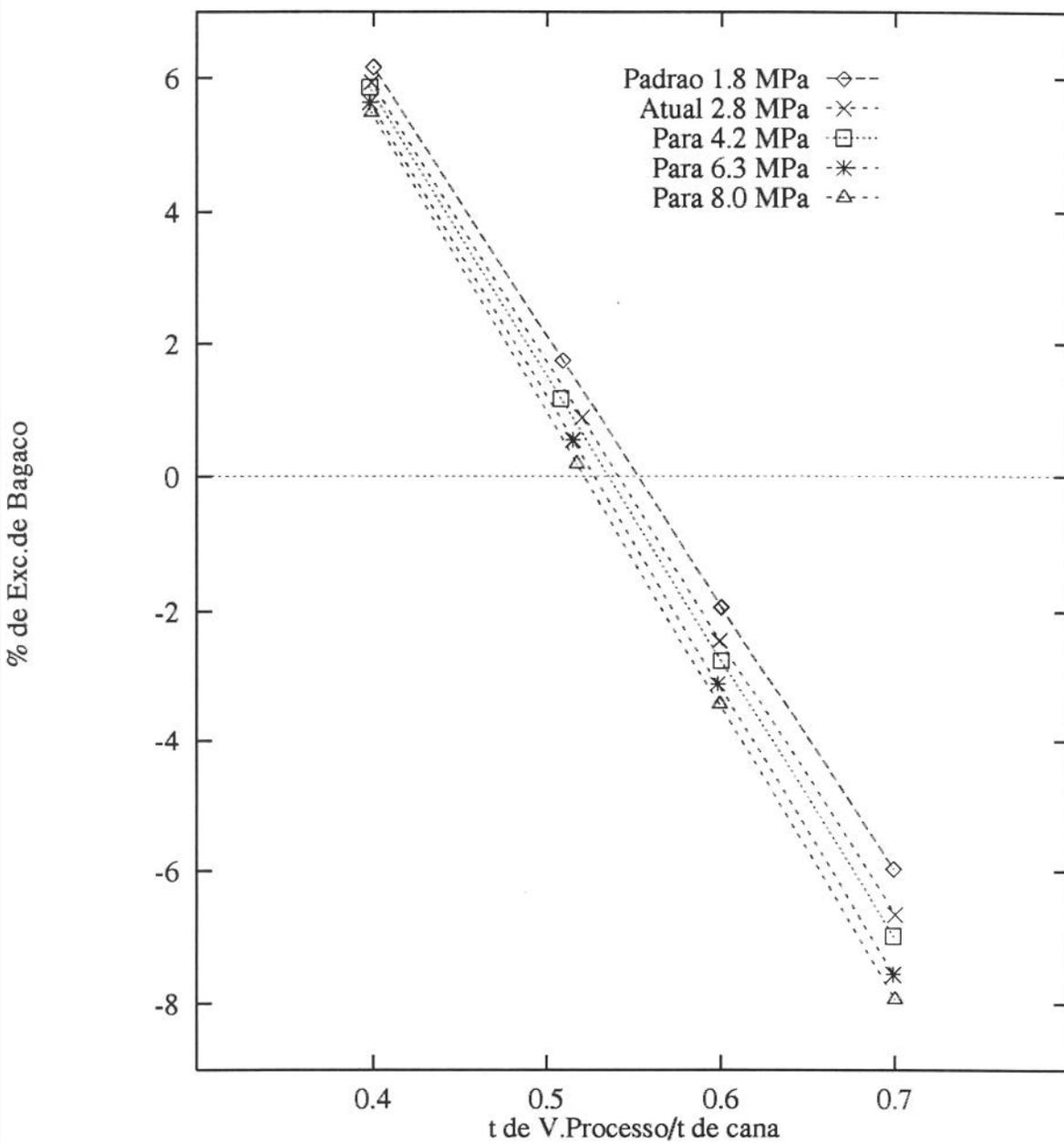


Figura 4.2: Influência do vapor de processo no excedente de bagaço (Variante 1)

No caso da variante 2 (figura 4.4), esta situação acontece a partir de relações superiores a 0,53 t de vapor de processo/ t de cana, para ambos os níveis de pressão.

Como pode-se observar também, a porcentagem excedente de bagaço dentro de uma mesma variante varia em dependência dos parâmetros em que está sendo gerado esse vapor, ocorrendo de maneira mais acentuada na variante um.

De modo sucinto, podemos dizer que há uma relação direta entre o aumento do consumo de vapor de processo e a produção de eletricidade e inversamente proporcional em relação ao excedente de bagaço para um determinado valor fixado de moagem da usina. Além do mais, é precisamente este valor que condiciona até onde pode ser satisfeito o aumento do consumo de vapor de processo, já que do contrário existirá a necessidade de comprar bagaço para gerar esse vapor.

Em todas as usinas este tipo de cálculo deve ser feito devido a sua importância, tendo maior repercussão em usinas de grande porte, já que em dependência da quantidade de vapor que possa ser gerado e a quantidade de vapor excedente, são avaliadas as possibilidades de instalação de indústrias de derivados na área da usina como, por exemplo:

- Fábricas de tableros;
- Destilarias;
- Fábrica de Furfural;

entre outras opções.

Isso permite grandes economias destas últimas em termos de investimentos de caldeiras, disponibilidade de combustível e transporte de matéria-prima.

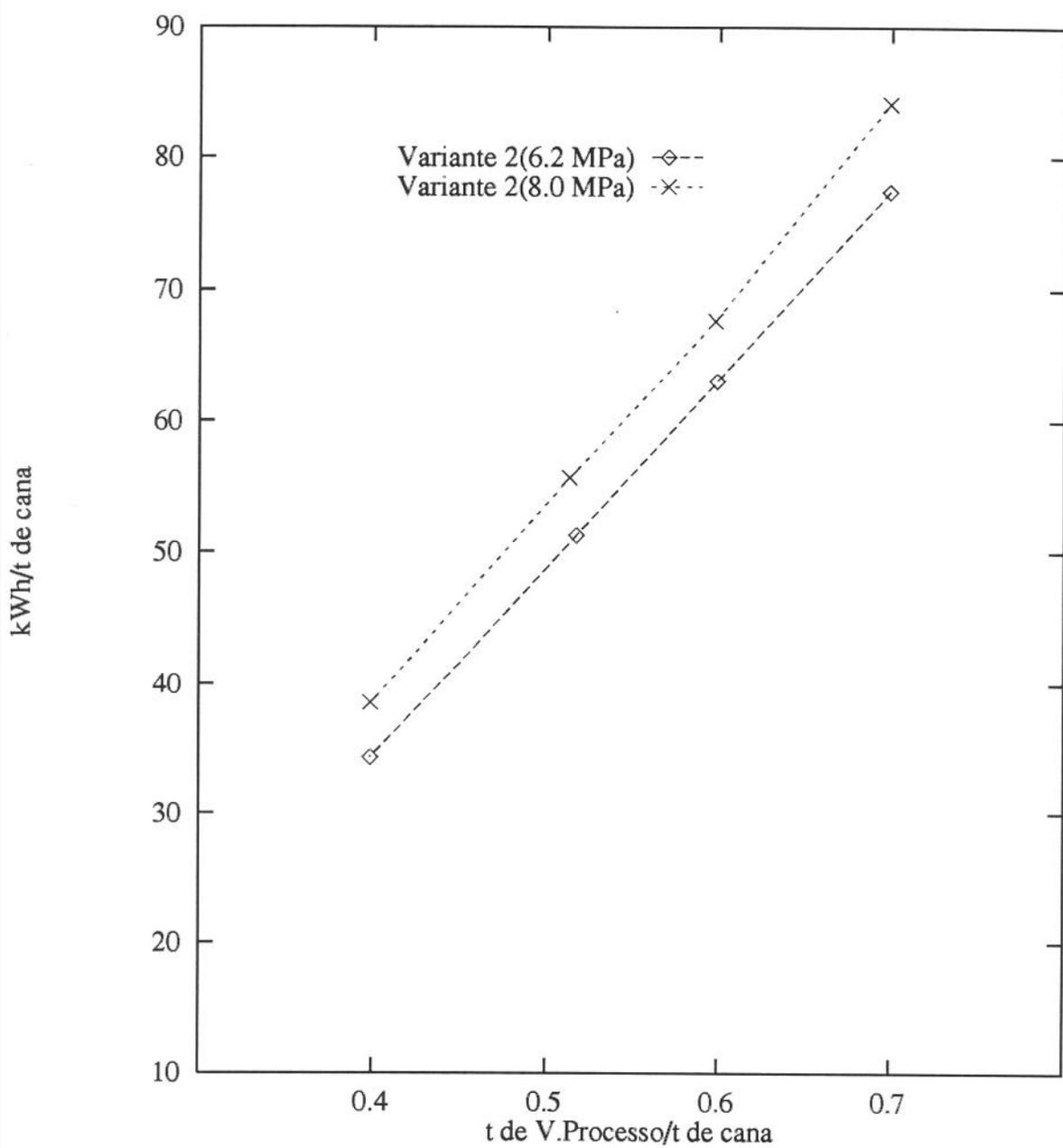


Figura 4.3: Influência do vapor de processo na geração de eletricidade (Variante 2)

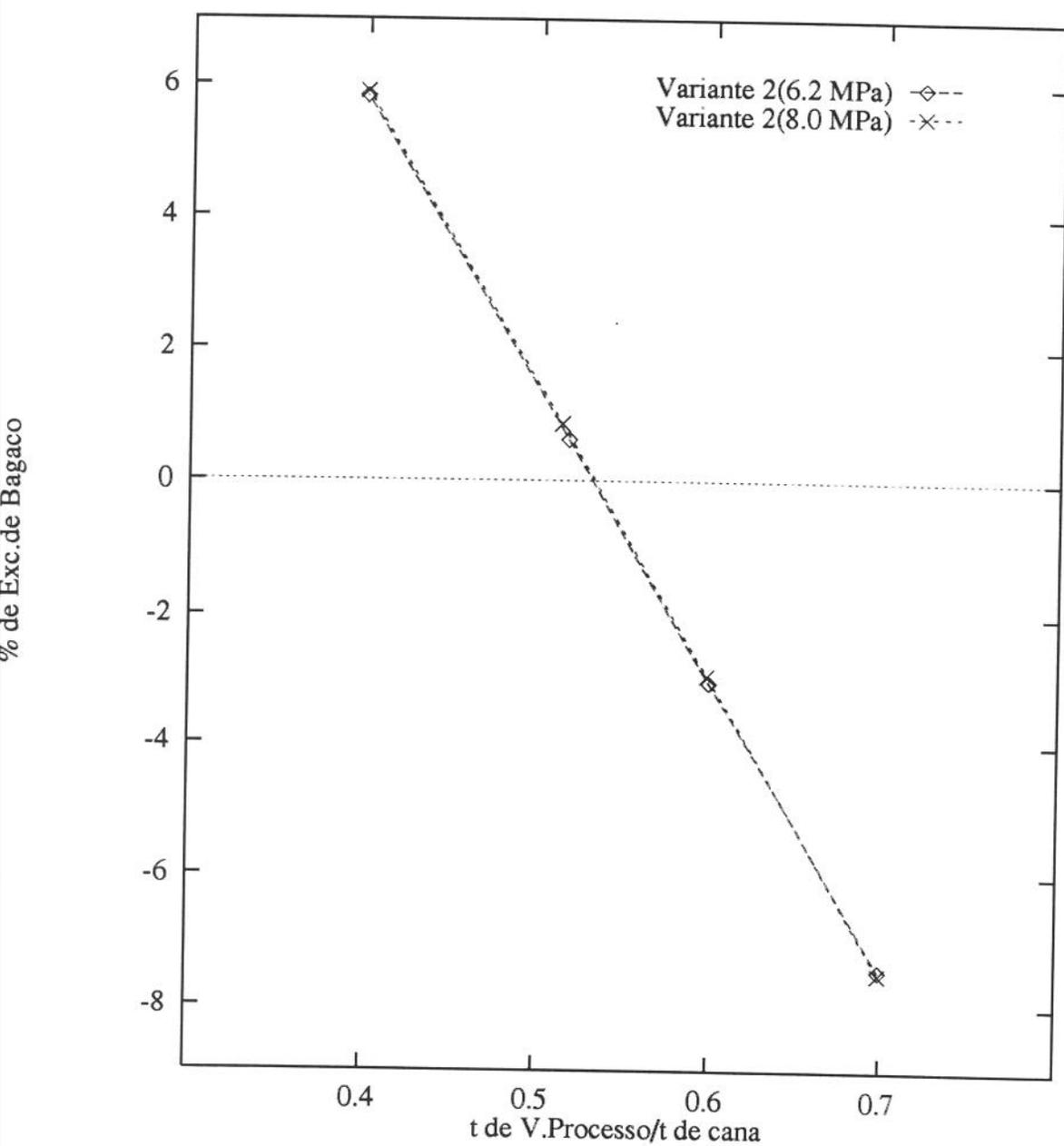


Figura 4.4: Influência do vapor de processo no excedente de bagaço (Variante 2)

4.2.4 Incidência do aumento da temperatura do vapor gerado nas caldeiras em relação à geração de eletricidade por tonelada de bagaço consumido e por tonelada de cana processada

Para avaliar a influência da temperatura do vapor gerado nas caldeiras em relação à potência gerada por tonelada de bagaço consumida e por tonelada de cana processada, foram selecionadas as variantes 2 e 3 associadas às configurações 5 e 7, respectivamente, ou seja, para pressões de 8,0 MPa, de melhor desempenho.

Ambas as configurações foram testadas para quatro valores de consumo de vapor de processo (0,3 ; 0,4 ; 0,5 ; 0,6 t de vapor de processo/t de cana processada) e para cada consumo foram testados cinco valores de temperatura do vapor gerado (435 ; 450 ; 465 ; 485 ; 500 °C.)

Incidência do aumento da temperatura do vapor gerado nas caldeiras em relação à geração de eletricidade por tonelada de bagaço consumido

Os resultados podem ser observados nas tabelas 4.7 e 4.8, e nas figuras 4.5 e 4.7

Como se percebe em ambas variantes, à medida que aumenta a temperatura do vapor gerado nas caldeiras, para um mesmo valor do consumo de vapor de processo, a energia elétrica gerada (kWh) por tonelada de bagaço consumida no processo aumenta. Isso é devido a que a influência que exerce o aumento de temperatura do vapor é maior na produção de energia elétrica que no consumo de bagaço, o que pode-se apreciar nas tabelas 4.7 e 4.8, colunas 3 e 4, para um mesmo valor do vapor consumido na produção de açúcar, sendo este mais acentuado se aumentamos o consumo de vapor, como foi demonstrado anteriormente.

Fazendo uma comparação entre tais variantes, a simples vista ressalta a superioridade da variante 2 na produção de energia elétrica por tonelada de bagaço consumido, à medida que cresce a temperatura do vapor para um mesmo consumo no processo.

Fluxo de V. ao Processo/ton de Cana	Temp. do V. Gerado nas Caldeiras °C	Produção de E. Elétrica MWh	Consumo de Bagaço t/h	kWh/ton de Cana	kWh/ton de Bagaço
0,29	435	9,23	56,2	24,1	163,9
0,29	450	9,50	56,4	24,8	168,7
0,30	465	9,62	56,3	25,1	170,7
0,29	485	9,81	56,5	25,6	172,9
0,29	500	9,97	56,7	26,0	175,7
0,40	435	14,93	73,8	38,9	201,5
0,39	450	14,79	73,2	38,6	202,1
0,39	465	15,02	73,3	39,2	205,2
0,39	485	15,33	73,6	40,0	208,3
0,39	500	15,54	73,7	40,6	210,4
0,49	435	20,26	90,2	52,9	224,2
0,49	450	20,65	90,2	53,9	228,4
0,49	465	20,96	90,5	54,7	231,8
0,49	485	21,56	90,7	56,3	237,5
0,49	500	21,86	90,9	57,1	240,9
0,59	435	25,60	107,0	66,8	238,6
0,59	450	26,02	107,1	67,9	242,5
0,59	465	26,42	107,5	68,9	245,2
0,59	485	26,90	107,7	70,2	249,8
0,59	500	27,32	108,1	71,3	252,8

Tabela 4.7: Variante 2, Configuração 5

Fluxo de V. ao Processo/ton de Cana	Temp. do V. Gerado nas Caldeiras °C	Produção de E. Elétrica MWh	Consumo de Bagaço t/h	kWh/ton de Cana	kWh/ton de Bagaço
0,29	435	5,46	53,0	14,2	102,9
0,29	450	5,54	53,1	14,5	104,3
0,30	465	5,65	53,3	14,7	106,2
0,29	485	5,74	53,3	15,0	107,9
0,29	500	5,82,8	53,4	15,2	109,3
0,40	435	9,60	69,0	25,1	139,4
0,39	450	9,72	69,0	25,4	141,1
0,39	465	9,84	69,0	25,7	142,8
0,39	485	10,03	69,2	26,2	144,7
0,39	500	10,14	69,2	26,5	146,4
0,49	435	14,69	84,42	38,3	174,1
0,49	450	14,93	84,6	38,9	176,0
0,49	465	15,13	84,7	39,5	178,7
0,49	485	15,44	84,9	40,3	181,5
0,49	500	15,62	85,0	40,7	183,3
0,59	435	19,42	100,1	50,7	194,2
0,59	450	19,69	100,3	51,4	196,2
0,59	465	19,95	100,4	52,1	198,8
0,59	485	20,32	100,6	53,0	201,5
0,59	500	20,61	100,8	53,8	204,6

Tabela 4.8: Variante 3, Configuração 7

Por exemplo, para um consumo de vapor de 0,3 t de vapor de processo/ t de cana e 435 °C de temperatura do vapor, na variante 2 são produzidos 163,9 kWh/ t de bagaço consumido e, na variante 3 só 102,9 kWh/ t de bagaço consumido (59,3 % a mais para a primeira). Para esse mesmo consumo e temperatura de 500 °C na variante 2 produz-se 175,7 kWh/t de bagaço consumido, e na variante 3.109,3 kWh/t de bagaço consumido, sendo o aumento de 60,7 %. Para uma demanda de vapor de processo de 0,6 toneladas, esses aumentos são de 22,8 % e 23,6 %, respectivamente.

Embora seja observado que, na medida que aumenta o consumo de vapor de processo, essa diferença entre ambas as variantes começa a diminuir, resultando que na variante 3 o aumento do consumo do vapor de processo é produzido pelas caldeiras de alta pressão, o que faz com que aumente o vapor através dos TG 1 e TG 2, assim como a produção de eletricidade. No entanto, no pior dos casos, a variante 2 mantém uma produção acima de 23 % em relação à variante 3, já que na primeira todo o vapor do sistema é gerado a alta pressão e passa através do TG 2, ao passo que na variante 3 só uma parte do vapor do sistema passa pelos turbogeradores.

kWh/t de Bagaco Consumido

VARIANTE 2

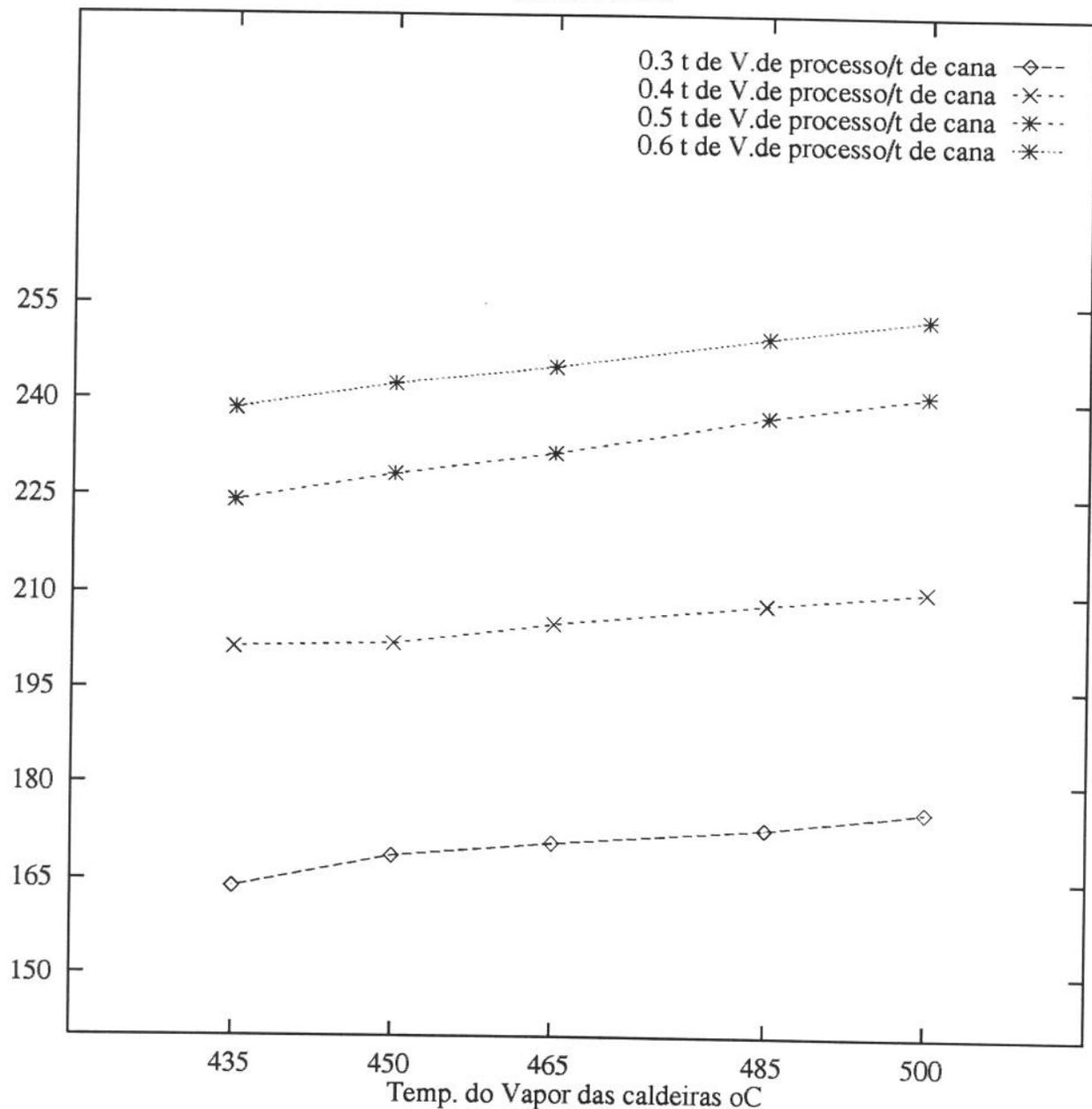


Figura 4.5: Influência da temperatura do vapor na energia gerada (kWh/t bag.)

kWh/t de Bagaco Consumido

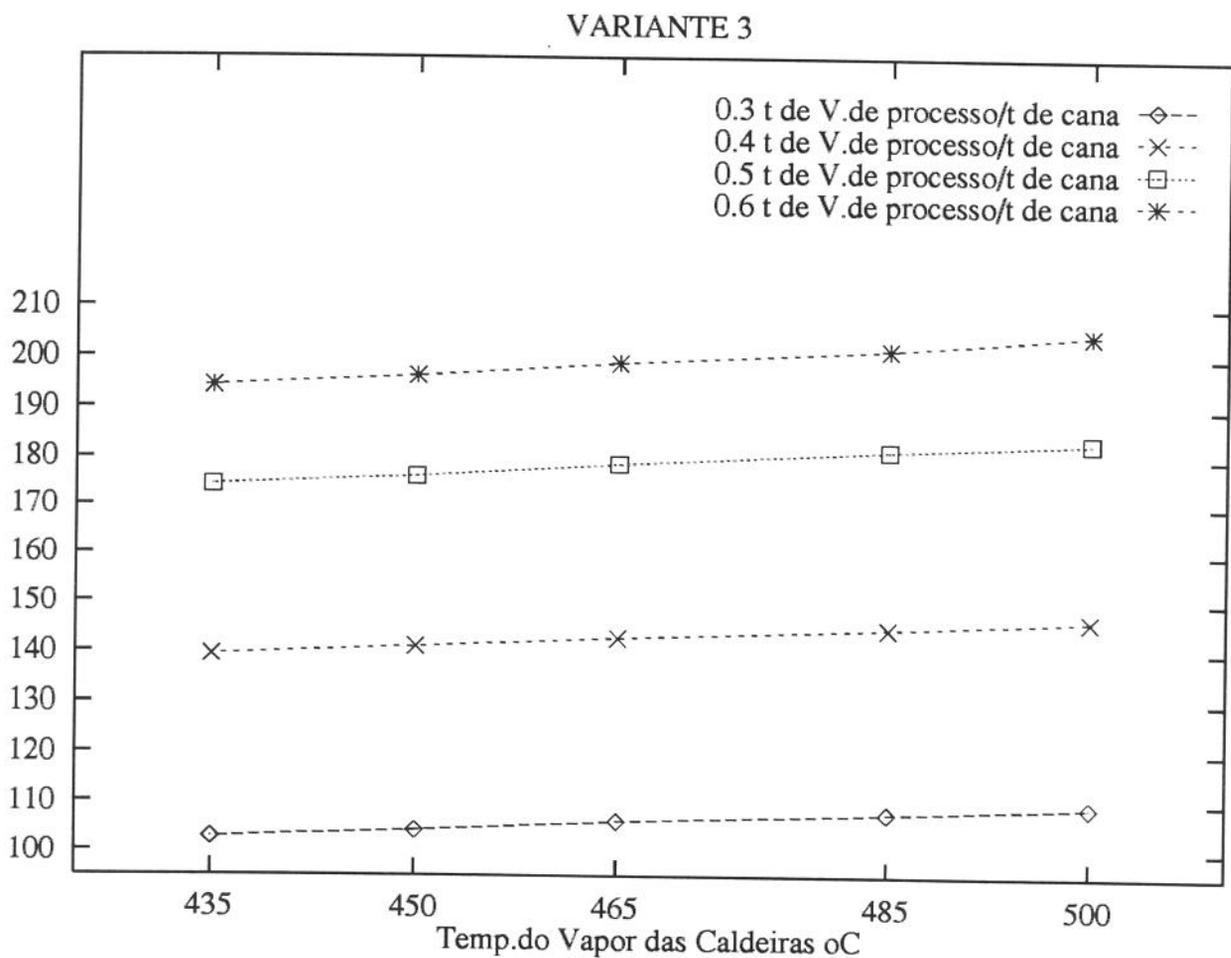


Figura 4.6: Influência da temperatura do vapor na energia gerada (kWh/t bag.)

Incidência do aumento da temperatura do vapor gerado nas caldeiras em relação à geração de eletricidade por tonelada de cana processada

Os resultados desta avaliação são apresentados nas tabelas 4.7 e 4.8, e nas figuras 4.6 e 4.8 .

Como pode-se observar, o comportamento das duas variantes é muito semelhante, sendo notória a superioridade da variante 2 com relação aos kilowatts-hora por tonelada de cana processada. Isto é provocado pela diferença existente entre ambas as variantes, já que, na variante 2, todo o vapor produzido nas caldeiras passa através dos turbogeradores, ao passo que na variante 3 uma parte do vapor produzido só é utilizado para alimentar as turbomoendas, não participando na geração de eletricidade. Por isto também que, ao compararmos os kilowatts-hora por tonelada de cana processada e os kilowatts-hora por tonelada de bagaço consumido, a inclinação das curvas no segundo caso é mais acentuada que no primeiro, devido ao fato que no primeiro estamos dividindo entre uma quantidade fixa (cana moída), e no segundo a quantidade de bagaço varia com o aumento de temperatura.

No caso da variante 2, esta inclinação é mais pronunciada devido a que todo o vapor gerado no sistema é produzido em caldeiras de maior eficiência, realizando trabalho, enquanto que na variante 3 o vapor que produz potência é gerado em caldeiras de alta eficiência, embora exista uma parcela produzida em geradores de menor eficiência e que não fornece potência elétrica.

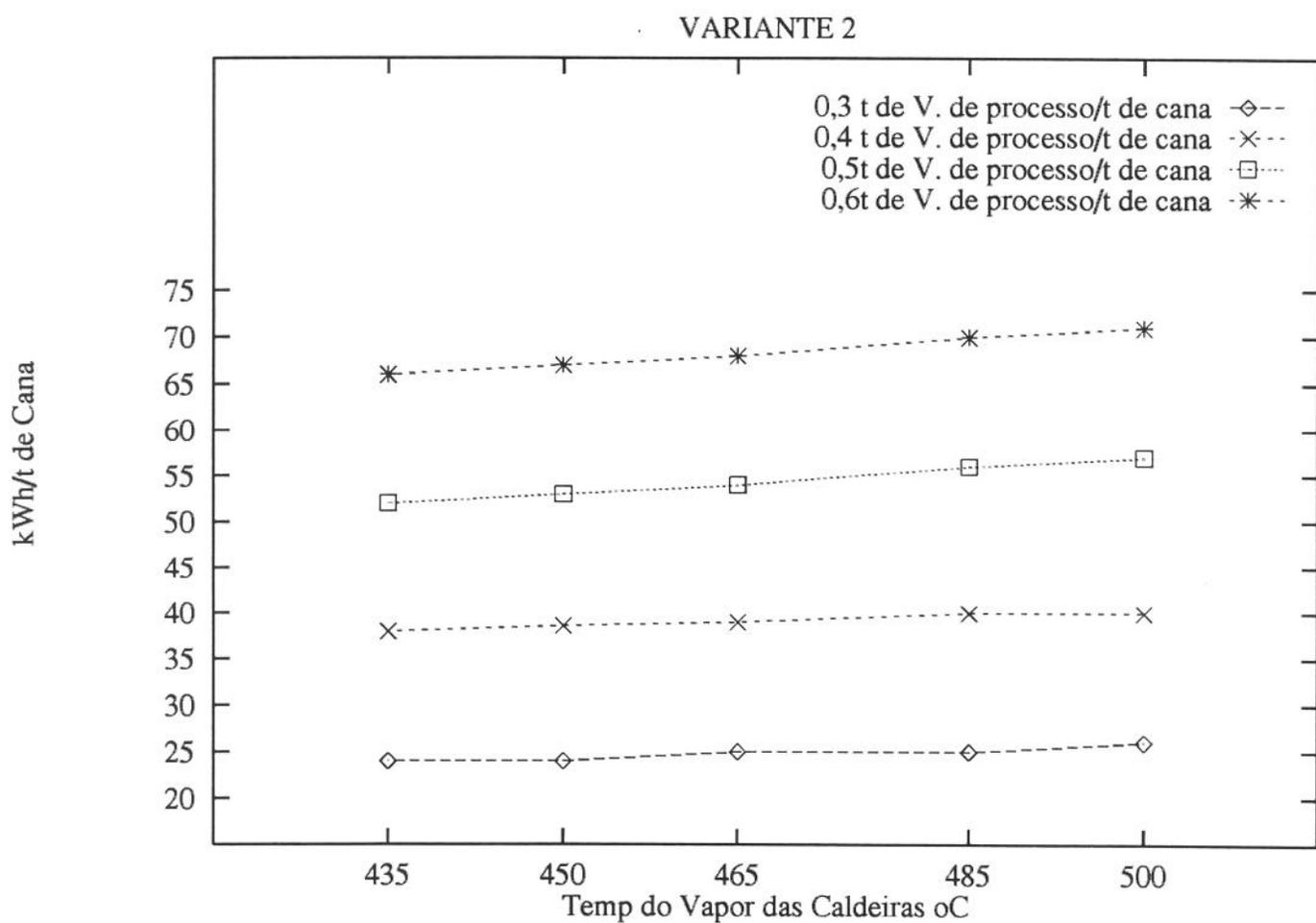


Figura 4.7: Influência da temperatura do vapor na energia gerada (kWh/t de cana)

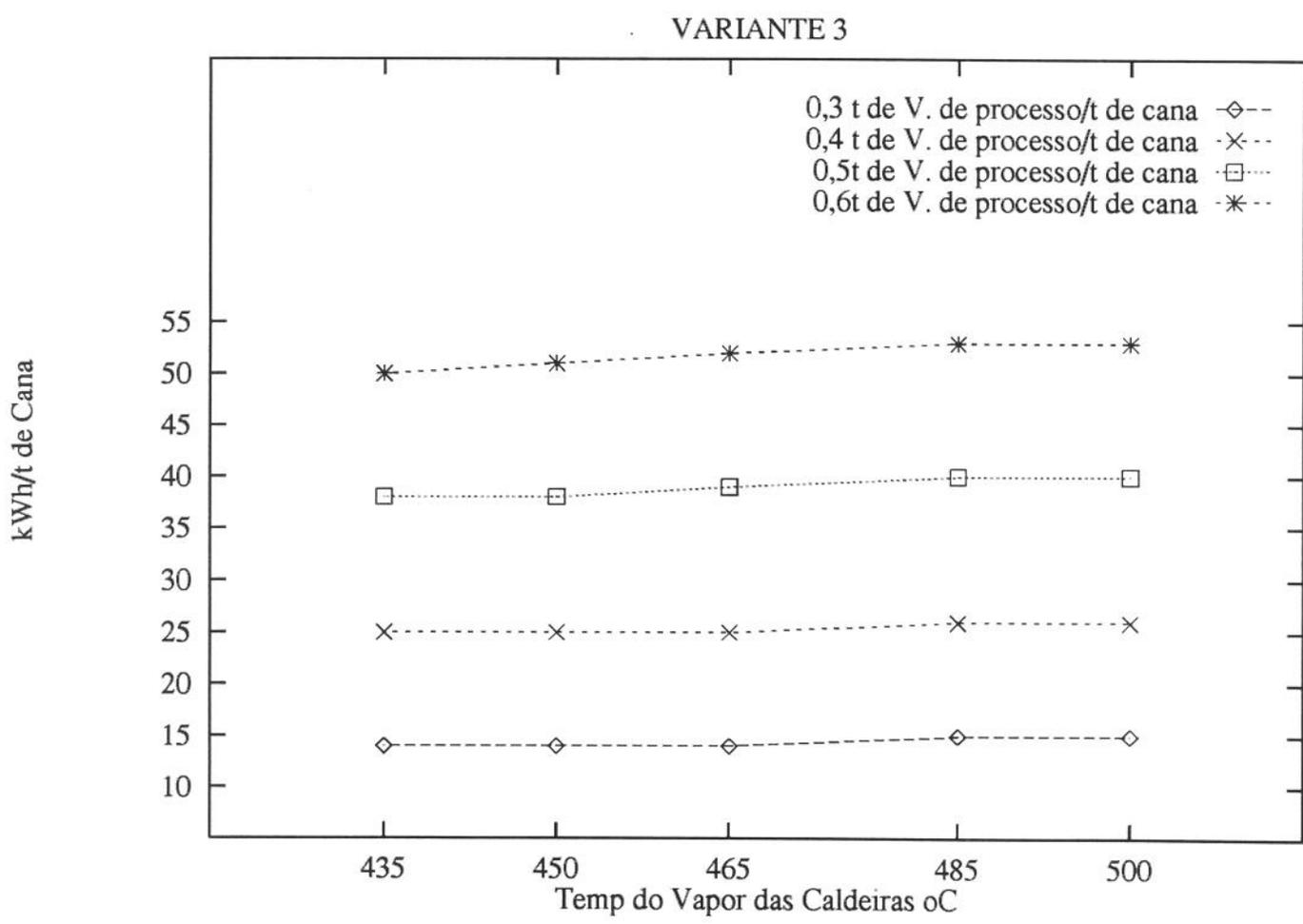


Figura 4.8: Influência da temperatura do vapor na energia gerada (kWh/t de cana)

4.2.5 Influência do aumento da temperatura do vapor gerado nas caldeiras em relação à quantidade de água a ser fornecida nos dosadores e a quantidade de vapor gerado nas caldeiras

Para avaliar tal influência foram selecionadas as configurações 5 e 7, pelas razões anteriormente expostas, para os mesmos consumos de vapor de processo e as mesmas faixas de temperatura da análise anterior. Os resultados são apresentados nas tabelas 4.9, 4.10, e nas figuras 4.9, 4.10, 4.11, 4.12 para a variante 2, e tabelas 4.11, 4.12, figuras 4.13, 4.14, 4.15, 4.16 para a variante 3.

Variante 2

Como se depreende do gráfico 1 (fig 4.9), o fluxo de água a ser fornecido no dosador 1 é cada vez maior à medida que aumenta a temperatura do vapor gerado nas caldeiras, para um mesmo consumo de vapor de processo, devido a que a temperatura com que sai o vapor da turbina (linha 26) e pela expansão (linha 24) é cada vez maior, e, portanto, será maior na saída do misturador 6 para uma quantidade de fluxo de massa de vapor aproximadamente igual (9,5 - 9,8 t/h).

No caso de uma mesma temperatura do vapor, vemos que à medida que aumenta o consumo de vapor de processo, cresce também o fluxo de água no dosador 1, dado pelo volume ou fluxo de massa de vapor que chega a este. Esta tendência não acontece para a temperatura de 435 °C, já que a temperatura com que chega o vapor ao dosador 1 é muito próxima à temperatura com que deve sair do mesmo. Para este caso, os valores de temperatura para os diferentes valores de consumo de vapor de processo foram 134,3 ; 132,1 ; 131,4 ; 131,2 ; sendo prudente lembrar que a temperatura à saída do dosador deve ser de 130 °C, pelo que a influência do valor de temperatura do vapor que vai ao dosador é maior que a quantidade de vapor, existindo neste caso um grau de equivalência entre o valor de temperatura do vapor e a quantidade de fluxo, que resultam em comportamento estável. Para valores extremos, temos que para 0,3 t de vapor de processo/t de cana, o fluxo é de 9,55 t/h e a temperatura de 134,5 °C; para 0,6 t de vapor de processo/t de cana o fluxo é de 41,3 t/h sendo a temperatura de 131,1 °C, ou seja, menor que a temperatura para 0,3 t, onde o fluxo é menor.

Fluxo de V. ao Processo /ton de Cana	Temp. do V. Gerado nas Caldeiras °C	F.de água no Dosador 1 Linha 69 t/h	Temp do V. na Entrada do Dosador 1 Linha 29 (°C)	F.de água no Dosador 2 Linha 67 t/h	Temp do V. na Entrada do Dosador 2 Linha 66(°C)
0,29	435	0,135	134,3	4,50	195,0
0,29	450	0,534	146,3	5,30	208,0
0,30	465	0,912	158,2	6,00	222,4
0,29	485	1,389	173,8	6,88	240,1
0,29	500	1,733	185,4	7,48	253,2
0,40	435	0,128	132,0	4,50	195,1
0,39	450	1,204	147,8	5,29	208,8
0,39	465	1,988	159,8	6,01	222,4
0,39	485	2,979	175,5	6,88	240,1
0,39	500	3,681	187,1	7,48	253,2
0,49	435	0,121	131,4	4,36	192,6
0,49	450	1,465	144,2	5,15	206,4
0,49	465	2,662	156,1	5,88	219,9
0,49	485	4,232	171,5	6,76	237,5
0,49	500	5,321	183,0	7,36	250,5
0,59	435	0,129	131,1	4,45	194,2
0,59	450	1,959	144,2	5,25	208,1
0,59	465	3,562	156,0	5,97	221,6
0,59	485	5,575	171,6	6,84	239,2
0,59	500	7,019	183,1	7,44	252,3

Tabela 4.9: Variante 2. Fluxo de água aos dosadores

Fluxo de V. ao Processo/ton de Cana	Temp. do V. Gerado nas Caldeiras °C	Produção de Vapor nas Caldeiras t/h	Fluxo Total de água nos Dosadores 1 e 2 t/h	Prod. de Energia Elétrica/ton de Cana kWh/t de C.
0,29	435	127,4	4,64	24,1
0,29	450	126,0	5,83	24,8
0,30	465	124,2	6,92	25,1
0,29	485	122,4	8,27	25,6
0,29	500	121,3	9,22	26,0
0,40	435	167,4	4,62	38,6
0,39	450	163,4	6,49	38,9
0,39	465	161,6	8,00	39,2
0,39	485	159,5	9,86	40,0
0,39	500	157,7	11,16	40,6
0,49	435	204,5	4,47	52,9
0,49	450	201,6	6,62	53,9
0,49	465	199,4	8,54	54,7
0,49	485	196,6	10,99	56,3
0,49	500	194,4	12,68	57,1
0,59	435	242,6	4,58	66,8
0,59	450	239,4	7,21	67,9
0,59	465	236,8	9,53	68,9
0,59	485	233,3	12,41	70,2
0,59	500	231,1	14,46	71,3

Tabela 4.10: Variante 2. Fluxo de água aos dosadores

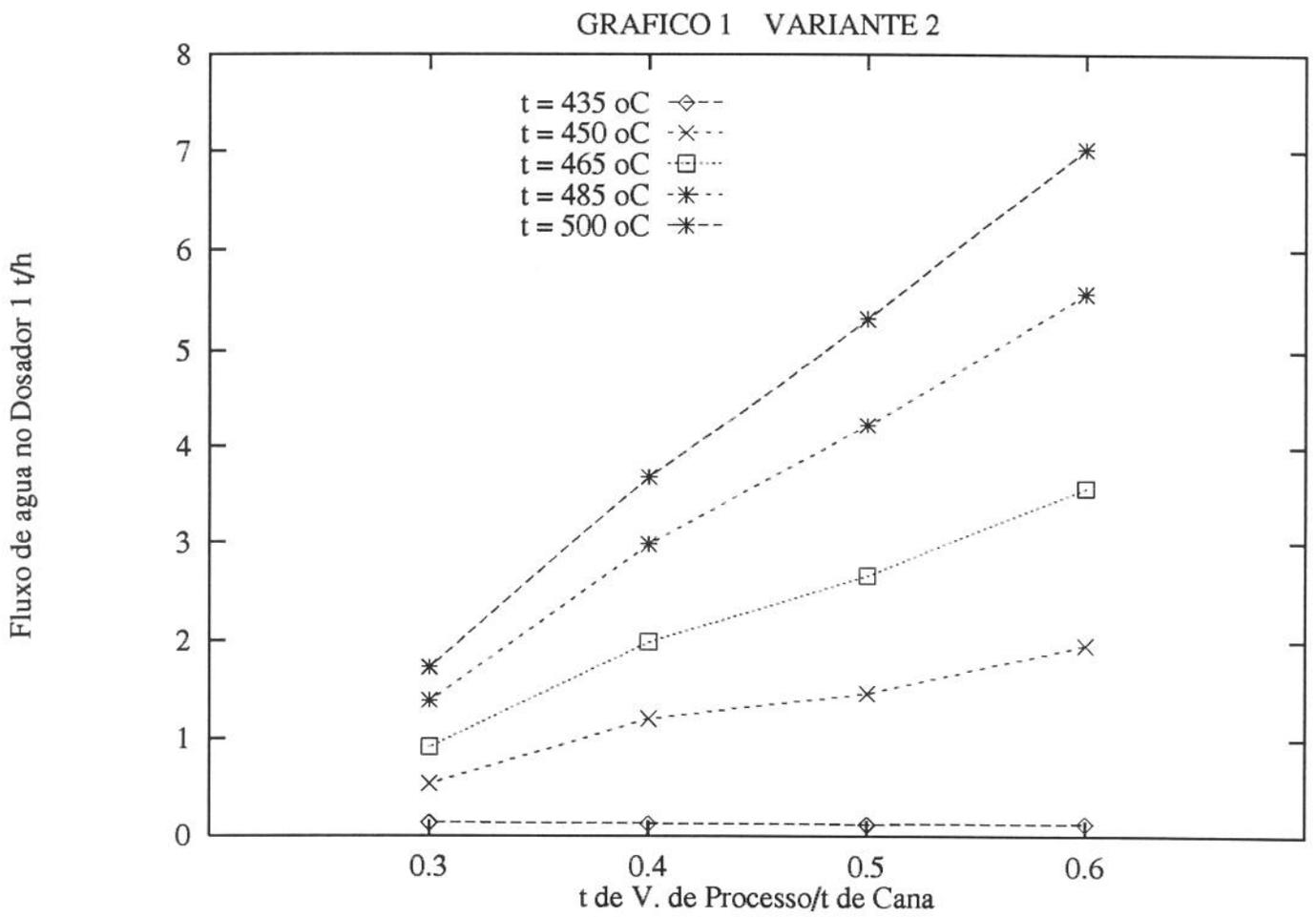


Figura 4.9: Influência da temp.do vapor gerado no fluxo de água ao dosador

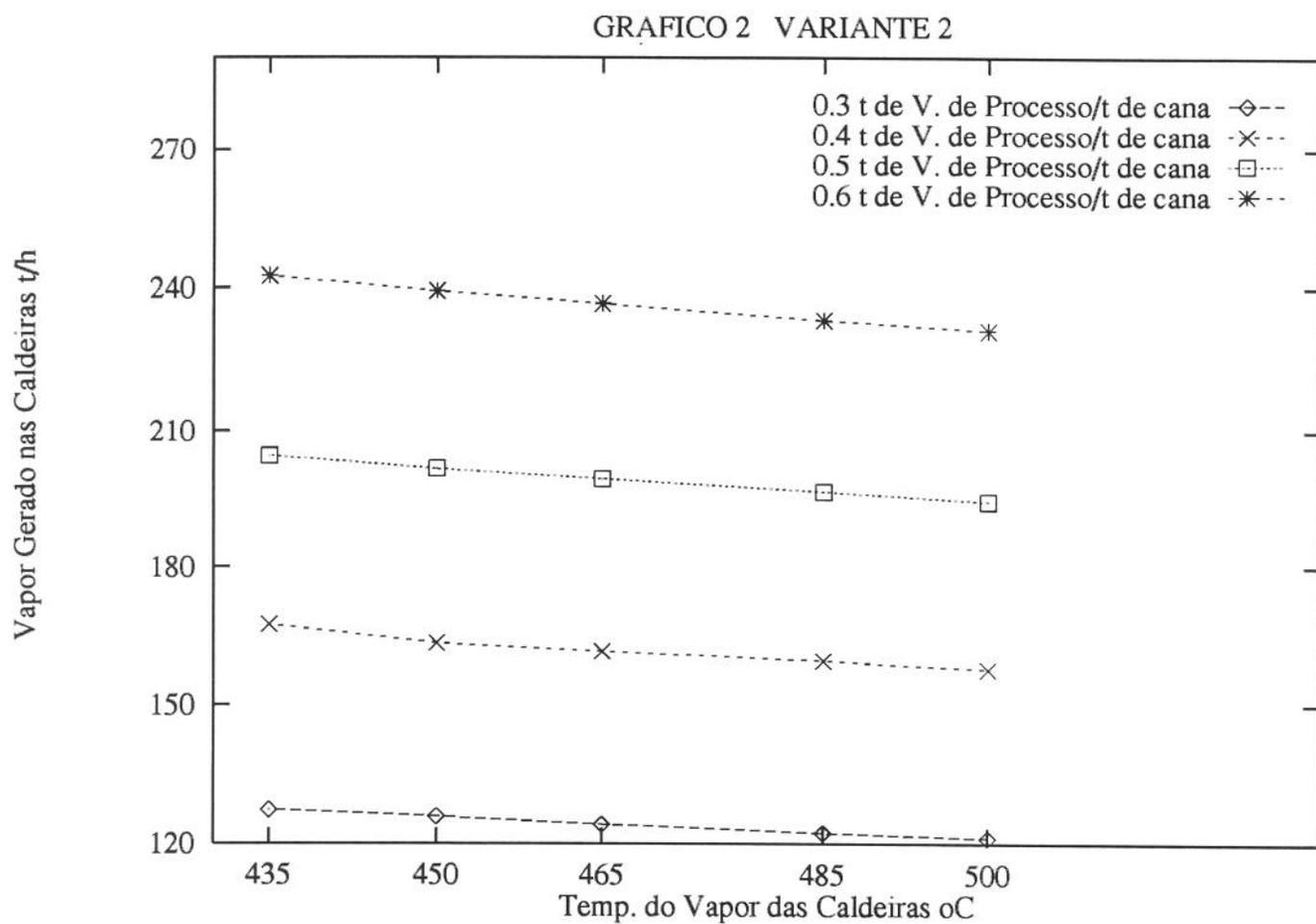


Figura 4.10: Dependência da quantidade e temperatura do vapor gerado em relação à demanda.

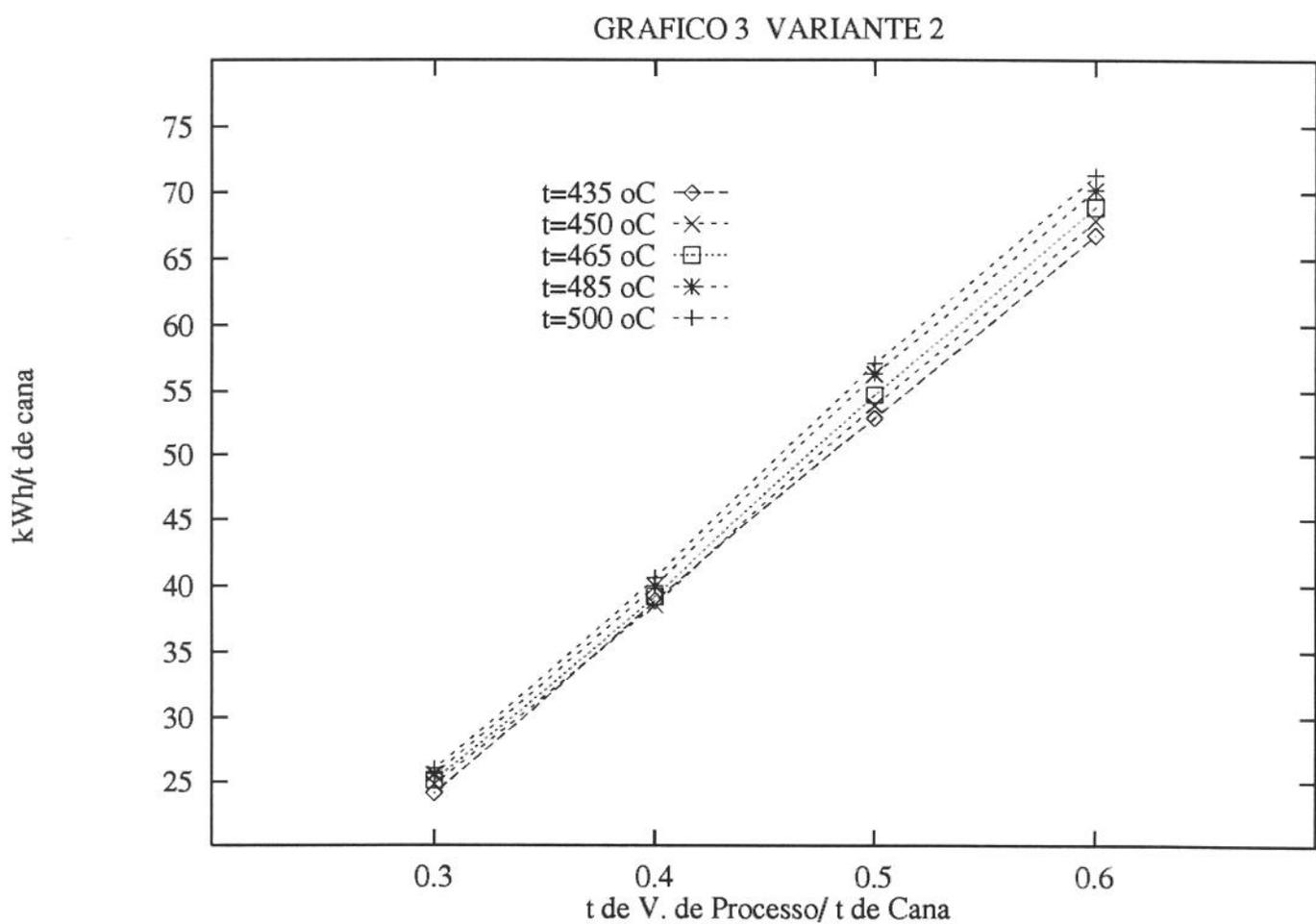


Figura 4.11: Influência da demanda de processo na geração de eletricidade.

Fluxo Total de Água nos Dosadores 1 e 2 t/h

GRAFICO 4 VARIANTE 2

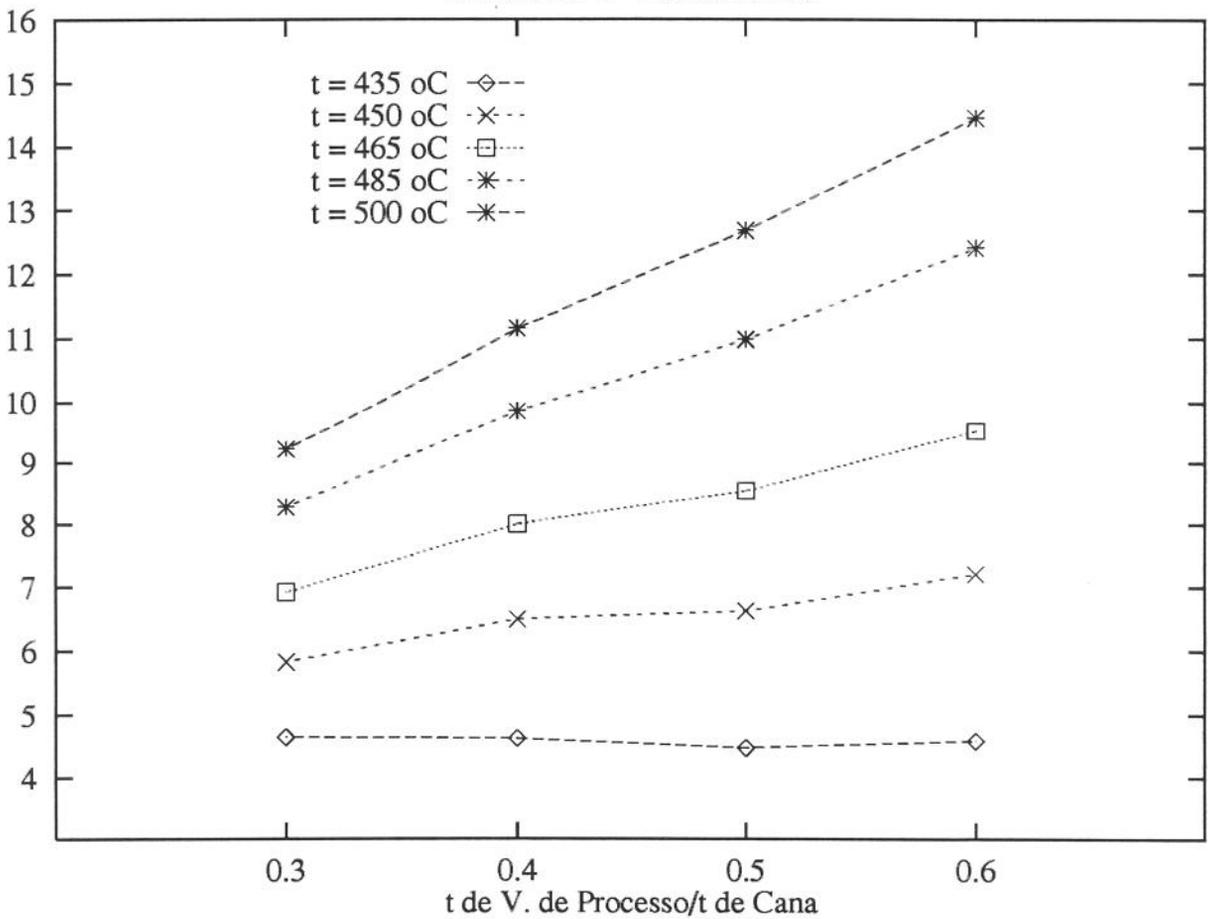


Figura 4.12: Dependência da demanda de processo e temperatura do vapor gerado no fluxo de água aos dosadores.

O gráfico 4 (fig 4.12) reflete dito comportamento para valores de fluxo de água a serem fornecidos em ambos os dosadores. A tendência é a mesma pelas causas antes explicadas, só que no caso do consumo de vapor de processo de 0,5 t de vapor de processo/t de cana, para uma temperatura de 435 °C, observa-se uma diminuição, devido a que, durante a simulação, foi alcançada uma temperatura menor no fluxo de vapor ao dosador (194,2 °C). Para os demais fluxos, esta temperatura é da ordem de 195 °C.

O gráfico 2 (fig 4.10) reflete o comportamento do aumento da temperatura em relação à quantidade de vapor gerado nas caldeiras. Como fica evidenciado, para um mesmo consumo de vapor de processo, à medida que aumenta dita temperatura, diminui a quantidade de vapor a ser gerado nas caldeiras, já que a quantidade de vapor incorporado ao ciclo através do dosador é maior, como foi demonstrado no gráfico 1 (fig 4.9), sendo os valores mais baixos de geração de vapor, como é lógico para o valor mais alto de temperatura (500 °C).

Pode-se pensar então que ao aumentar a temperatura do vapor e diminuir sua quantidade, a magnitude de potência gerada nas turbinas diminuiria, posto que a quantidade de vapor que passa através dela é menor. Todavia, como pode-se observar no gráfico 3 (fig 4.11), o comportamento é inverso: para um mesmo consumo de vapor de processo, à medida que aumenta a temperatura do vapor, cresce a potência gerada, já que a temperatura deste vapor ao aumentar torna maiores os valores de entalpia do vapor de entrada e aumenta o salto térmico da turbina, o que ocasiona que o trabalho realizado pela mesma seja maior. Logicamente, a medida que aumenta o consumo de vapor de processo e aumenta a temperatura do vapor, esta geração de potência será também maior, conforme demonstra o gráfico 3 (fig 4.11).

Variante 3

No caso da variante 3, o comportamento da mesma é igual ao da variante 2, sendo importante comentar, no caso do gráfico 1 (fig 4.13), para a temperatura de 435 °C, que o fluxo de água a ser fornecido ao dosador 1 para os valores de consumo de vapor de processo de 0,3 ; 0,4 e 0,5 t de vapor de processo/t de cana é quase zero, devido ao fato de que, durante a simulação, logrou-se obter uma temperatura do vapor que vai ao dosador praticamente igual à temperatura com que este vapor deve sair do dosador. Estas temperaturas foram respectivamente 131,3 ; 130,6 e 130,6 °C. No caso do consumo de 0,6 t de vapor de processo/t de cana esta temperatura foi de 131,5 °C, quase igual àquela para o consumo de vapor de processo de 0,3 t, que implica num aumento da quantidade de água necessária, já que o fluxo é maior.

Outro aspecto que deve-se ressaltar é que os níveis de geração de eletricidade, como já sabido, são menores nesta variante, devido à suas características.

O fluxo de água total a ser fornecido através dos dosadores 1 e 2 nesta variante é menor devido à presença do misturador 2 antes do divisor 2, o que dá a possibilidade de amortecer tal influência ao misturar-se este fluxo que vem das caldeiras (depois de realizar trabalho na turbina 2) com o fluxo de vapor produzido nas caldeiras de baixa. Esta tendência será maior à medida que a temperatura aumente.

Fluxo de V. ao Processo /ton de Cana	Temp. do V. Gerado nas Caldeiras °C	F.de água no Dosador 1 Linha 69 t/h	Temp do V. na Entrada do Dosador 1 Linha 29 (°C)	F.de água no Dosador 2 Linha 67 t/h	Temp do V. na Entrada do Dosador 2 Linha 66(°C)
0,29	435	0,029	131,3	4,88	195,2
0,29	450	0,366	144,1	5,23	200,6
0,30	465	0,670	155,9	5,55	205,8
0,29	485	1,047	171,6	5,95	212,6
0,29	500	1,315	183,1	6,23	217,5
0,40	435	0,005	130,6	4,96	196,4
0,39	450	0,729	142,3	5,17	199,6
0,39	465	1,413	154,1	5,36	202,7
0,39	485	2,279	169,6	5,61	206,8
0,39	500	2,885	181,0	5,78	209,7
0,49	435	0,021	130,6	4,96	196,5
0,49	450	1,191	142,4	5,16	199,5
0,49	465	2,297	154,2	5,34	202,5
0,49	485	3,699	169,7	5,58	206,4
0,49	500	4,684	181,2	5,74	209,2
0,59	435	0,166	131,5	4,89	195,3
0,59	450	1,728	143,5	5,11	198,8
0,59	465	3,207	155,4	5,32	202,1
0,59	485	5,075	171,0	5,58	206,4
0,59	500	6,409	182,5	5,77	209,5

Tabela 4.11: Variante 3, Fluxo de água aos dosadores

Fluxo de V. ao Processo/ton de Cana	Temp. do V. Gerado nas Caldeiras °C	Produção de Vapor nas Caldeiras t/h	Fluxo Total de água nos Dosadores 1 e 2 t/h	Prod. de Energia Elétrica/ton de Cana kWh/t de C.
0,29	435	128,3	4,92	14,2
0,29	450	127,5	5,59	14,5
0,30	465	127,1	6,22	14,7
0,29	485	125,9	6,99	15,0
0,29	500	125,2	7,55	15,2
0,40	435	166,9	4,97	25,1
0,39	450	165,7	5,89	25,4
0,39	465	164,6	6,77	25,7
0,39	485	163,4	7,88	26,2
0,39	500	162,2	8,66	26,5
0,49	435	204,7	4,98	38,3
0,49	450	203,6	6,35	38,9
0,49	465	202,0	7,64	39,5
0,49	485	200,5	9,28	40,3
0,49	500	198,9	10,43	40,7
0,59	435	243,4	5,06	50,7
0,59	450	241,4	6,84	51,4
0,59	465	239,5	8,53	52,1
0,59	485	237,1	10,66	53,0
0,59	500	235,6	12,18	53,8

Tabela 4.12: Variante 3, Fluxo de água aos dosadores

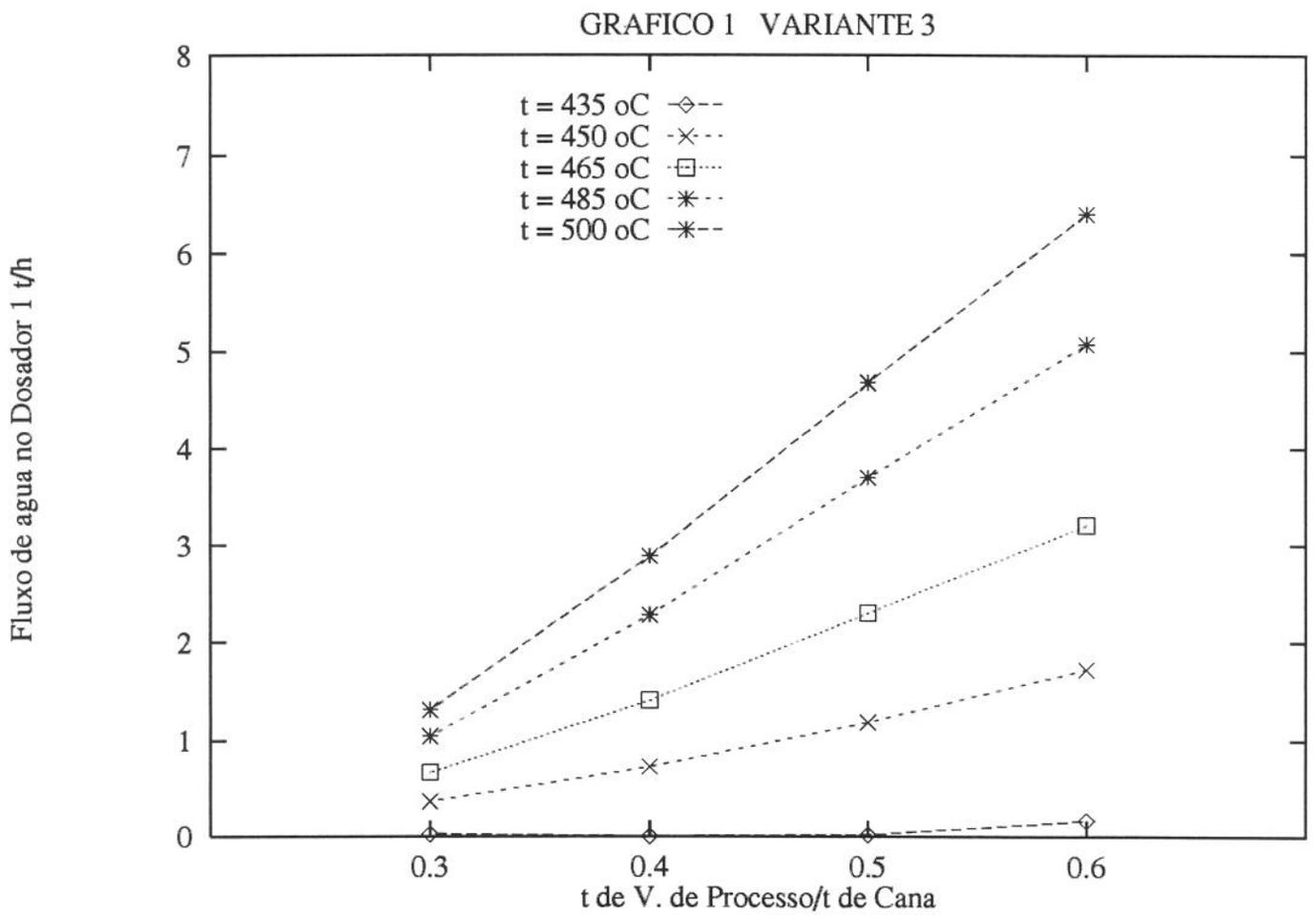


Figura 4.13: Influência da temp.do vapor gerado no fluxo de água ao dosador

Vapor Gerado nas Caldeiras t/h

GRAFICO 2 VARIANTE 3

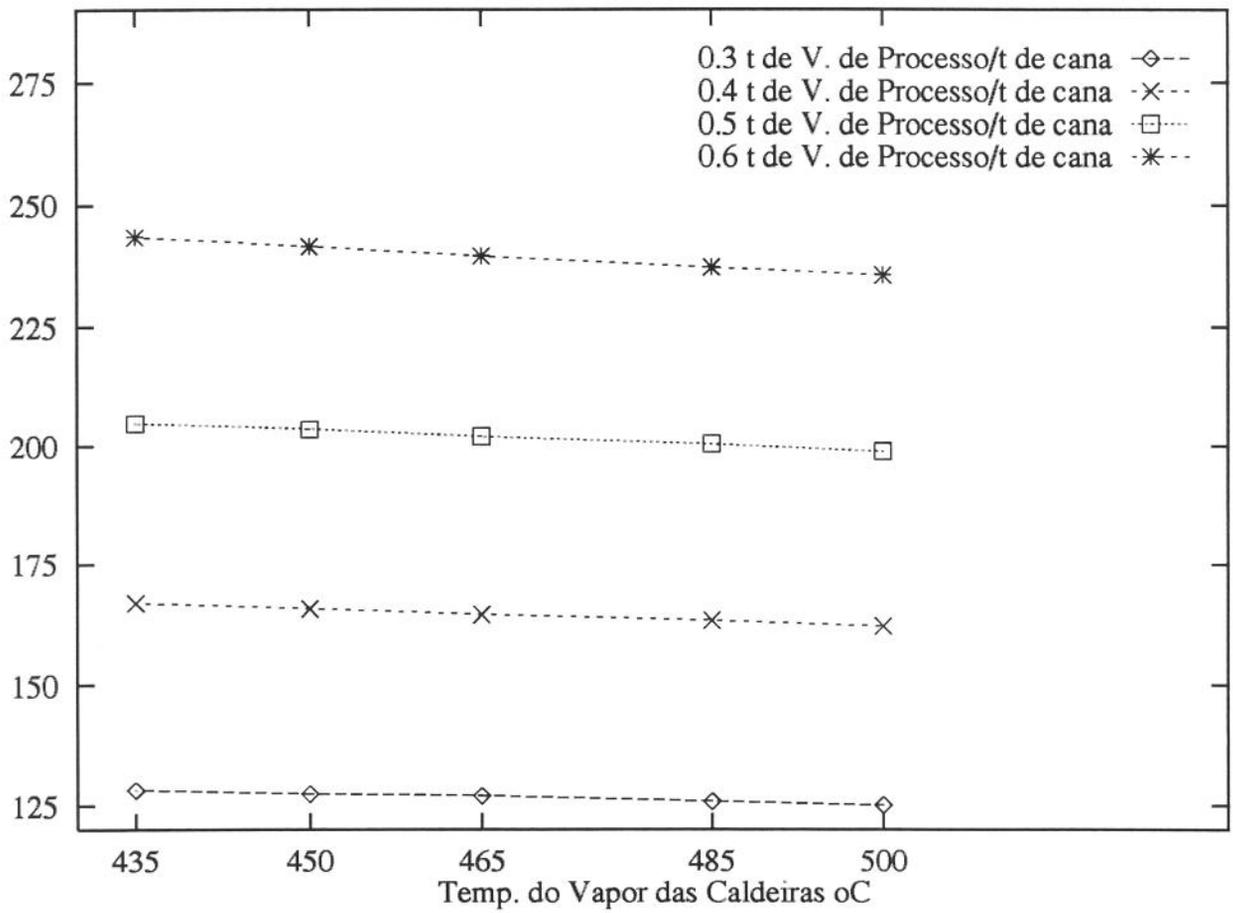


Figura 4.14: Dependência da quantidade e temp. do vapor gerado em relação à demanda.

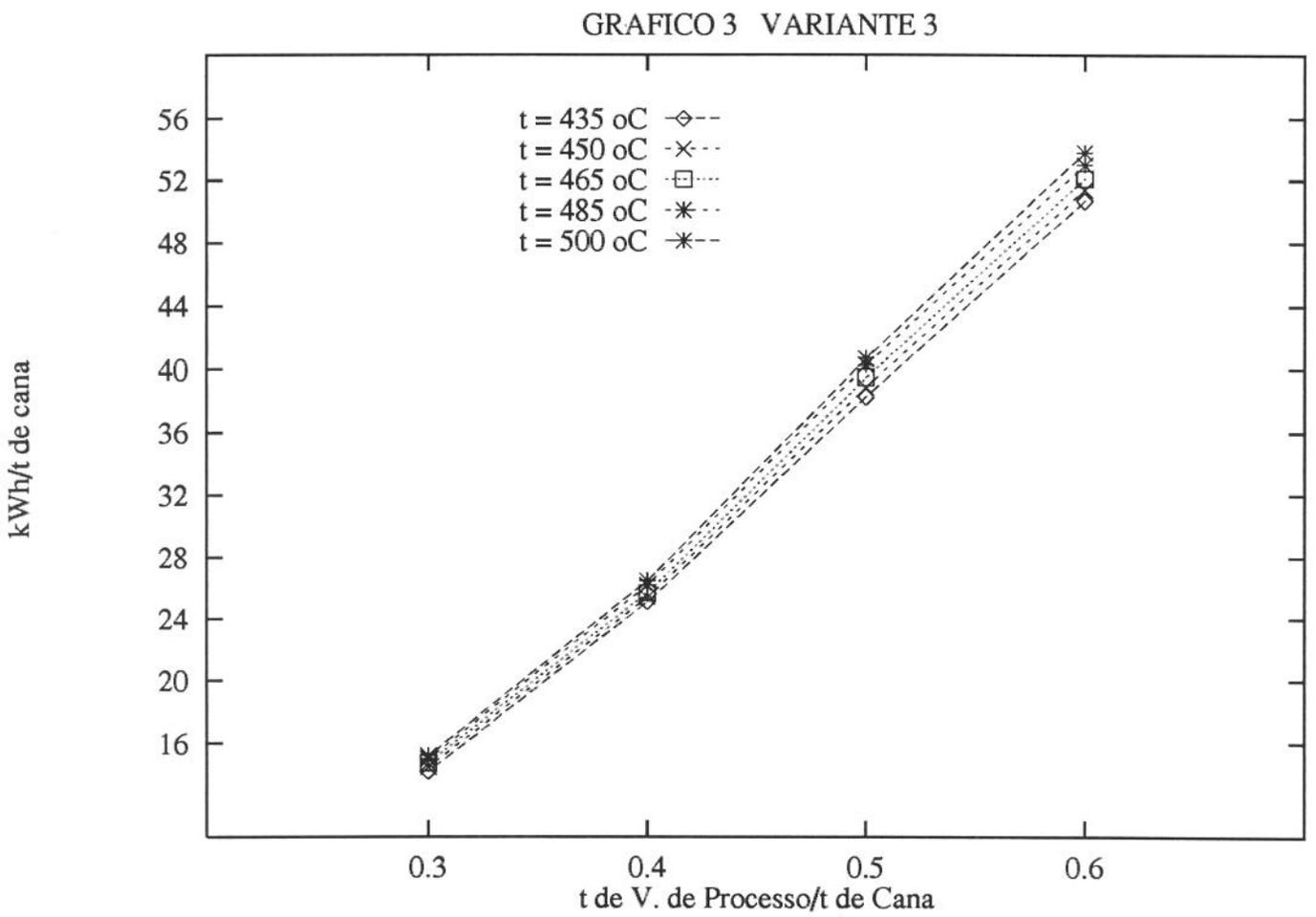


Figura 4.15: Influência da demanda de processo na geração de eletricidade

Fluxo Total de Água nos Dosadores 1 e 2 t/h

GRAFICO 4 VARIANTE 3

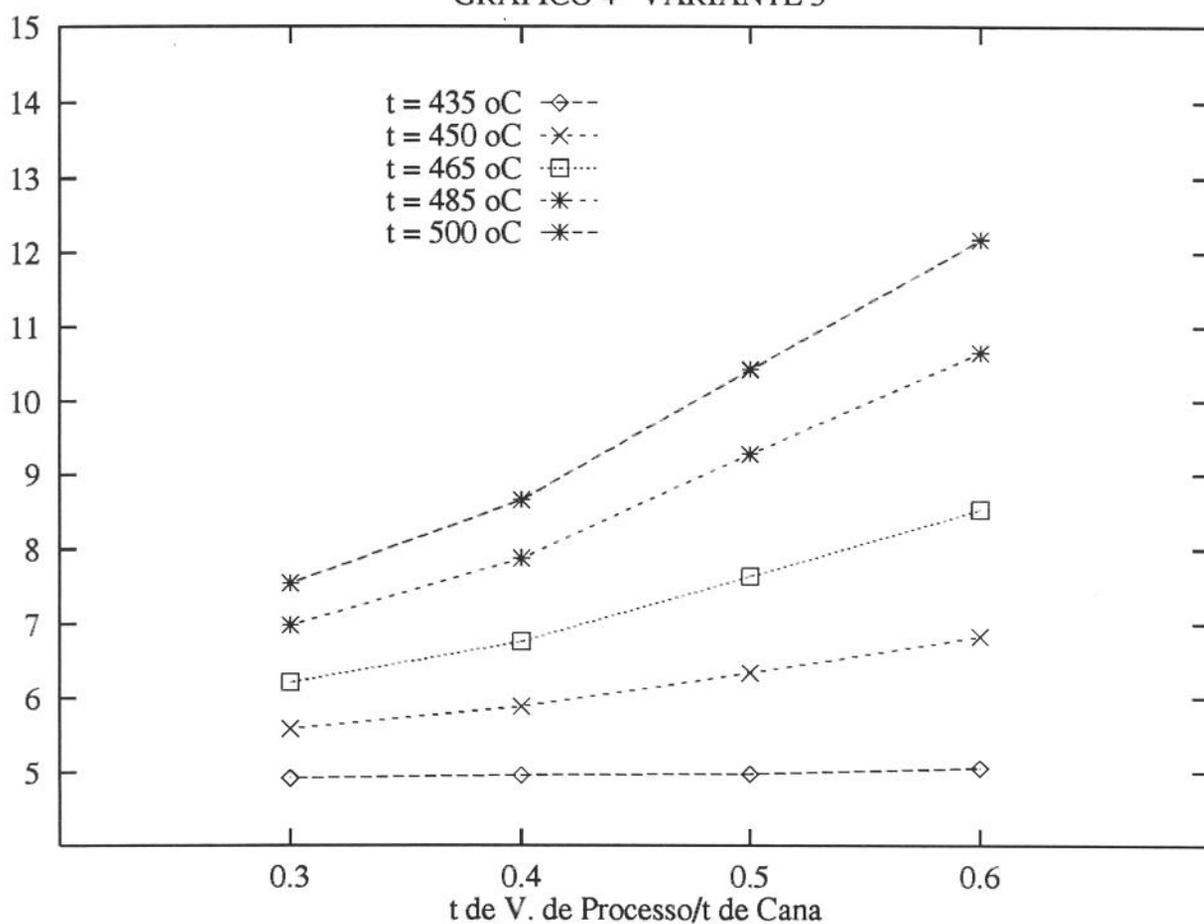


Figura 4.16: Dependência da demanda de processo e a temp. do vapor gerado no fluxo de água aos dosadores.

4.2.6 Análise comparativa dos pontos de vista energético e exerético nas variantes 1 e 2

Para a realização dessa análise foram selecionadas duas variantes: variante 1, analisando-se as configurações Padrão ($P=1,8$ MPa e $t=320$ °C) e 3 ($P=8$ MPa e $t=485$ °C); variante 2, considerando a configuração 5 ($P=8$ MPa e $t=485$ °C), onde as simulações foram feitas para um consumo de vapor de processo de 0,5 t de vapor /t de cana, valor médio de consumo para este tipo de usina. A metodologia utilizada foi descrita por Llagostera et al. (1988), que a aplicaram à análise de sistemas de cogeração em usinas de açúcar e álcool, e que foi definida com base no trabalho de Kotas (1985).

Foram selecionados ditos esquemas porque era necessário estabelecer a configuração Padrão como nível de referência e visto que, na variante 2, a configuração 5 foi a de melhor resultado em termos de produção de eletricidade, decidimos incluir na variante 1, a configuração 3, cujos parâmetros são os mesmos da 5, no intuito de comparação.

Para a realização das análises energética e exerética, tivemos que fazer um cálculo preliminar do consumo de potência das bombas do sistema de retorno e bombeamento para cada uma das variantes. Estes cálculos são descritos doravante de uma maneira detalhada.

Cálculo do Consumo de Potência do Sistema de Retorno e Bombeamento

Temos que lembrar que este sistema é o que fornece água para as caldeiras e para os dosadores, pelo que o cálculo estará dividido em dois por existirem níveis de pressão muito diferentes.

Variante 1 : Configuração Padrão (P=1,8 MPa, t=320 °C)

Caldeiras

Os subscritos usados correspondem aos números das linhas do esquema das variantes.

$$\omega = m_2[v_{72}(P_2 - P_{72})] + m_4[v_{72}(P_4 - P_{72})] + m_6[v_{72}(P_6 - P_{72})] + m_{10}[v_{72}(P_{10} - P_{72})] + m_{12}[v_{72}(P_{12} - P_{72})]$$

Onde:

- $P_2 = P_4 = P_6 = P_{10} = P_{12} = 1,8MPa$: (Pressões nas Entradas das Caldeiras)
- $m_2 = m_4 = m_6 = 12,5kg/s$: (Fluxo de água na Entrada das Caldeiras 1,2,3)
- $m_{10} = m_{12} = 10kg/s$: (Fluxo de água na Entrada das Caldeiras 5,6)
- $v_{72} = 1,0474m^3/kg$: (Volume específico da água na Linha 72)
- $P_{72} = 0,203MPa$: (Pressão na Linha 72)

Substituindo tais dados na expressão precedente, temos:

$$\omega = 97,4kW$$

Assumindo uma eficiência da bomba de $\eta = 0,85 \Rightarrow \omega = 115kW$

Sistemas dos Dosadores

$$\omega = m_{67}[v_{72}(P_{67} - P_{72})] + m_{69}[v_{72}(P_{69} - P_{72})]$$

Onde:

- $P_{67} = P_{69} = 0,275MPa$: (Pressões nas Entradas dos Dosadores)
- $m_{67} = 1,28kg/s$: (Fluxo de água no Dosador 2)
- $m_{69} = 0,93kg/s$: (Fluxo de água no Dosador 1)
- $v_{72} = 1,0474m^3/kg$: (Volume específico da água na Linha 72)
- $P_{72} = 0,203MPa$: (Pressão na Linha 72)

Substituindo tais dados na expressão precedente, temos:

$$\omega = 0,17kW$$

Assumindo uma eficiência da bomba de $\eta = 0,85 \Rightarrow \omega = 0,19kW$,

o que resulta insignificante comparado com o consumo das bombas do sistema de caldeiras.

Variante 1: Configuração 3 (P=8 MPa , t=485 °C)

Caldeiras

$$\omega = m_2[v_{72}(P_2 - P_{72})] + m_4[v_{72}(P_4 - P_{72})] + m_6[v_{72}(P_6 - P_{72})] +$$

$$m_{10}[v_{72}(P_{10} - P_{72})] + m_{12}[v_{72}(P_{12} - P_{72})]$$

Onde:

- $P_2 = P_4 = P_6 = P_{10} = P_{12} = 8,0MPa$: (Pressões nas Entradas das Caldeiras)
- $m_2 = m_4 = m_6 = 12,0kg/s$: (Fluxo de água na Entrada das Caldeiras 1,2,3)
- $m_{10} = m_{12} = 10kg/s$: (Fluxo de água na Entrada das Caldeiras 5,6)

- $v_{72} = 1,0474m^3/kg$: (Volume específico da água na Linha 72)
- $P_{72} = 0,203MPa$: (Pressão na Linha 72)

Substituindo tais dados na expressão precedente, temos:

$$\omega = 328kW$$

Assumindo uma eficiência da bomba de $\eta = 0,85 \Rightarrow \omega = 386kW$

Sistemas dos Dosadores

$$\omega = m_{67}[v_{72}(P_{67} - P_{72})] + m_{69}[v_{72}(P_{69} - P_{72})]$$

Onde:

- $P_{67} = P_{69} = 0,275MPa$: (Pressões nas Entradas dos Dosadores)
- $m_{67} = 1,69kg/s$: (Fluxo de água no Dosador 2)
- $m_{69} = 1,14kg/s$: (Fluxo de água no Dosador 1)
- $v_{72} = 1,0474m^3/kg$: (Volume específico do água na Linha 72)
- $P_{72} = 0,203MPa$: (Pressão na Linha 72)

Substituindo tais dados na expressão precedente, temos:

$$\omega = 0,21kW$$

Assumindo uma eficiência da bomba de $\eta = 0,85 \Rightarrow \omega = 0,25kW$

o que resulta insignificante comparado com o consumo das bombas do sistema de caldeiras.

Variante 2: Configuração 5 (P=8 MPa , t=485 °C)

Caldeiras

$$\omega = m_2[v_{72}(P_2 - P_{72})] + m_4[v_{72}(P_4 - P_{72})] + m_6[v_{72}(P_6 - P_{72})]$$

Onde:

- $P_2 = P_4 = P_6 = 8,0MPa$: (Pressões nas Entradas das Caldeiras)
- $m_2 = m_4 = 22,2kg/s$: (Fluxo de água na Entrada das Caldeiras 1,2)
- $m_6 = 12,0kg/s$: (Fluxo de água na Entrada da Caldeira 3)
- $v_{72} = 1,0474m^3/kg$:(Volume específico da água na Linha 72)
- $P_{72} = 0,203MPa$: (Pressão na Linha 72)

Substituindo tais dados na expressão precedente, temos:

$$\omega = 460,6kW$$

Assumindo uma eficiência da bomba de $\eta = 0,85 \Rightarrow \omega = 542kW$

Sistemas dos Dosadores

$$\omega = m_{67}[v_{72}(P_{67} - P_{72})] + m_{69}[v_{72}(P_{69} - P_{72})]$$

Onde:

- $P_{67} = P_{69} = 0,275MPa$: (Pressões nas Entradas dos Dosadores)
- $m_{67} = 1,38kg/s$: (Fluxo de água no Dosador 2)

- $m_{69} = 0,33kg/s$: (Fluxo de água no Dosador 1)
- $v_{72} = 1,0474m^3/kg$:(Volume específico da água na Linha 72)
- $P_{72} = 0,203MPa$: (Pressão na Linha 72)

Substituindo tais dados na expressão precedente, temos:

$$\omega = 0,13kW$$

Assumindo uma eficiência da bomba de $\eta = 0,85 \Rightarrow \omega = 0,15kW$,

o que resulta insignificante comparado com o consumo das bombas do sistema de caldeiras.

O cálculo do fluxo de exergia do vapor foi feito através da exergia física referida a $25^\circ C$, $P = 1atm$.

$$E_f = h - h_o - T_o(s - s_o)$$

Onde:

- h – (é a entalpia do vapor no estado calculado);
- s – (é a entropia do vapor no estado calculado);
- h_o – (é a entalpia da água para as condições de referência);
- s_o – (é a entropia da água para as condições de referência);
- T_o – (é a temperatura de referência).

Para o cálculo do fluxo de energia do combustível foi empregada a expressão a seguir:

Energia do Combustível:

$$E_n = m_c * PCI$$

Onde:

- E_n : Fluxo de Energia do Combustível (kW);
- m_c : Consumo de Combustível (Bagaço) (kg/s);
- PCI : Poder Calorífico Inferior (7655,0 kJ/kg) .

O fluxo de exergia associado ao combustível foi avaliado a partir do poder calorífico superior do bagaço com teor de umidade igual a 50 %. A utilização desse critério para estimativa do fluxo de exergia foi considerada suficiente para a comparação entre as alternativas estudadas. Para uma análise mais detalhada envolvendo a determinação da exergia de combustíveis recomenda-se o trabalho de Szargut et al. (1988). Exergia do Combustível:

$$E_x = m_c * PCS$$

Onde:

- E_x : Fluxo de Exergia do Combustível (kW);
- m_c : Consumo de Combustível (Bagaço) (kg/s);
- PCS : Poder Calorífico Superior (9428,7 kJ/kg).

Os diagramas de Grassmann e Sankey referentes às configurações são apresentados a continuação nas figuras 4.17, 4.18, 4.19, 4.20, 4.21, 4.22 junto aos valores dos principais fluxos de energia, e exergia, apresentados nas tabelas 4.13, 4.14, 4.15, 4.16, 4.17, 4.18, 4.19, 4.20, 4.21, 4.22, 4.23, 4.24 que recolhem dita avaliação.

Componente	Linhas de Entrada	Linhas de Saída	F.Entalpia Entrada kW	F.Entalpia Saída kW	F.Exergia Entrada kW	F.Exergia Saída kW
Caldeira 1	2	3	5728,6	38396,4	545,6	12772,7
Caldeira 2	4	5	5728,6	38424,5	545,6	12786,7
Caldeira 3	6	7	5728,6	38452,6	545,6	12800,7
Caldeira 5	10	11	4540,6	30739,6	427,2	10229,4
Caldeira 6	12	13	4540,6	30627,1	427,2	10173,6
Conjunto Caldeiras	2,4,6 10,12	3,5,7 11,13	26267,0	176640,2	2491,2	58763,1
Misturador 1	3,5,7	22	115273,5	115273,5	38360,1	38360,1
Expansão 1	23	24	2305,5	2305,5	767,2	575,8
Turbogerador	25	26	93371,6	84542,4	31071,6	19754,5
Misturador 6	24,26	29	86847,9	86847,9	20330,3	20310,7
Dosador 1	29,69	70	87257,0	87257,0	20348,5	20284,2
Expansão 2	27	28	19596,5	19596,5	6521,2	6521,2
Misturador 2	28,11,13	30	80963,2	80963,2	26924,2	26924,0
Moenda A	31	44	27522,0	25687,0	9152,4	6080,5
Moenda B	45	58	36357,8	33890,9	12090,7	8016,9
Misturador 7	44,58	66	59577,9	59577,9	14097,4	14097,4
Dosador 2	66,67	68	60143,2	60143,2	14146,8	13981,2
Expansão 3	59	60	17083,3	17083,3	5681,0	5334,6
Misturador 3	60	61	17083,3	17083,3	5334,6	5334,6
Sorvedor	62	-	6139,4	-	1917,2	-
Turbo-bomba	63	74	10923,9	10358,9	3411,3	2476,1
Cond.	74	75	10358,9	1803,9	2476,1	190,7
Expansão 4	64	65	19,9	19,9	6,2	4,9
Misturador 8	70,68,65	71	147420,3	147420,3	34270,3	34270,0
SRB	72,73,75	2,4,6,10 12,67,69	25044,1	27241,4	2206,3	2168,4

Tabela 4.13: Variante 1 (P=1,8MPa t=320 °C)

No	Fluxo de Exergia	(MW)	%
1	Produção total de Bagaço	250,7	100,00
2	Fluxo de Água às Caldeiras	2,49	0,99
3	Excedente de Bagaço	31,8	12,7
4	Fluxo de Vapor das Caldeiras de Alta	38,4	15,3
5	Perdas nas Caldeiras de Alta	103,8	41,4
6	Fluxo de Vapor das Caldeiras de Baixa	20,4	8,14
7	Perdas nas Caldeiras de Baixa	59	23,53
8	Fluxo de Vapor ao Turbogenerador	31,1	12,4
9	Perdas no Turbogenerador	2,5	0,99
10	Potência do Turbogenerador	8,8	3,51
11	Fluxo pela Expansão (1)	0,7	0,28
12	Fluxo pela Expansão (2)	6,5	2,59
13	Fluxo de Vapor ao Dosador (1)	20,3	8,1
14	Fluxo de Vapor à Moenda A	9,1	3,63
15	Perdas na Moenda A	1,2	0,48
16	Potência da Moenda A	1,8	0,72
17	Fluxo de Vapor à Moenda B	12,1	4,83
18	Perdas na Moenda B	1,6	0,64
19	Potência da Moenda B	2,5	0,99
20	Fluxo ao Dosador (2)	14,4	5,74
21	Fluxo pela Expansão (3)	5,7	2,27
22	Fluxo ao Sorvedor	1,9	0,76
23	Fluxo de Vapor à Turbo-Bomba	3,4	1,36
24	Perdas na Turbo-Bomba	0,4	0,16
25	Potência da Turbo-Bomba	0,56	0,22
26	Fluxo de Vapor ao Cond.	2,5	0,99
27	Perdas no Cond.	2,3	0,92
28	Fluxo pela Expansão (4)	0,006	0,002
29	Fluxo de Vapor ao Processo	34,3	13,7
30	Fluxo ao SRB	0,2	0,08

Tabela 4.14: Variante 1(P=1,8MPat=320 °C), Fluxos de Exergia

No	Fluxo de Energia	(MW)	%
1	Produção total de Bagaço	203,6	100,00
2	Fluxo de Água às Caldeiras	26,3	12,9
3	Excedente de Bagaço	25,8	12,67
4	Fluxo de Vapor das Caldeiras de Alta	115,3	56,63
5	Perdas nas Caldeiras de Alta	15,9	7,8
6	Fluxo de Vapor das Caldeiras de Baixa	61,4	30,16
7	Perdas nas Caldeiras de Baixa	11,5	5,65
8	Fluxo de Vapor ao Turbogenerador	93,4	45,87
9	Potência do Turbogenerador	8,8	4,32
10	Fluxo pela Expansão (1)	2,3	1,13
11	Fluxo pela Expansão (2)	19,6	9,62
12	Fluxo de Vapor ao Dosador (1)	86,8	42,63
13	Fluxo de água ao Dosador (1)	0,4	0,19
14	Fluxo de Vapor ao Misturador (8)	87,3	42,87
15	Fluxo de Vapor à Moenda A	27,5	13,5
16	Fluxo de Vapor à Moenda B	36,4	17,87
17	Fluxo pela Expansão (3)	17,0	8,35
18	Potência da Moenda A	1,8	0,88
19	Potência da Moenda B	2,5	1,22
20	Fluxo ao Dosador (2)	59,6	29,3
21	Fluxo de água ao Dosador (2)	0,6	0,29
22	Fluxo pela Expansão (4)	0,02	0,01
23	Fluxo de Vapor à Turbo-Bomba	10,9	5,35
24	Fluxo ao Sorvedor	6,1	2,99
25	Fluxo de Vapor ao Processo	147,4	72,4
26	Potência da Turbo-Bomba	0,56	0,28
27	Perdas no Cond.	8,5	4,17
28	Fluxo ao SRB	1,8	0,88

Tabela 4.15: Variante 1(P=1,8MPa t=320 °C), Fluxos de Energia

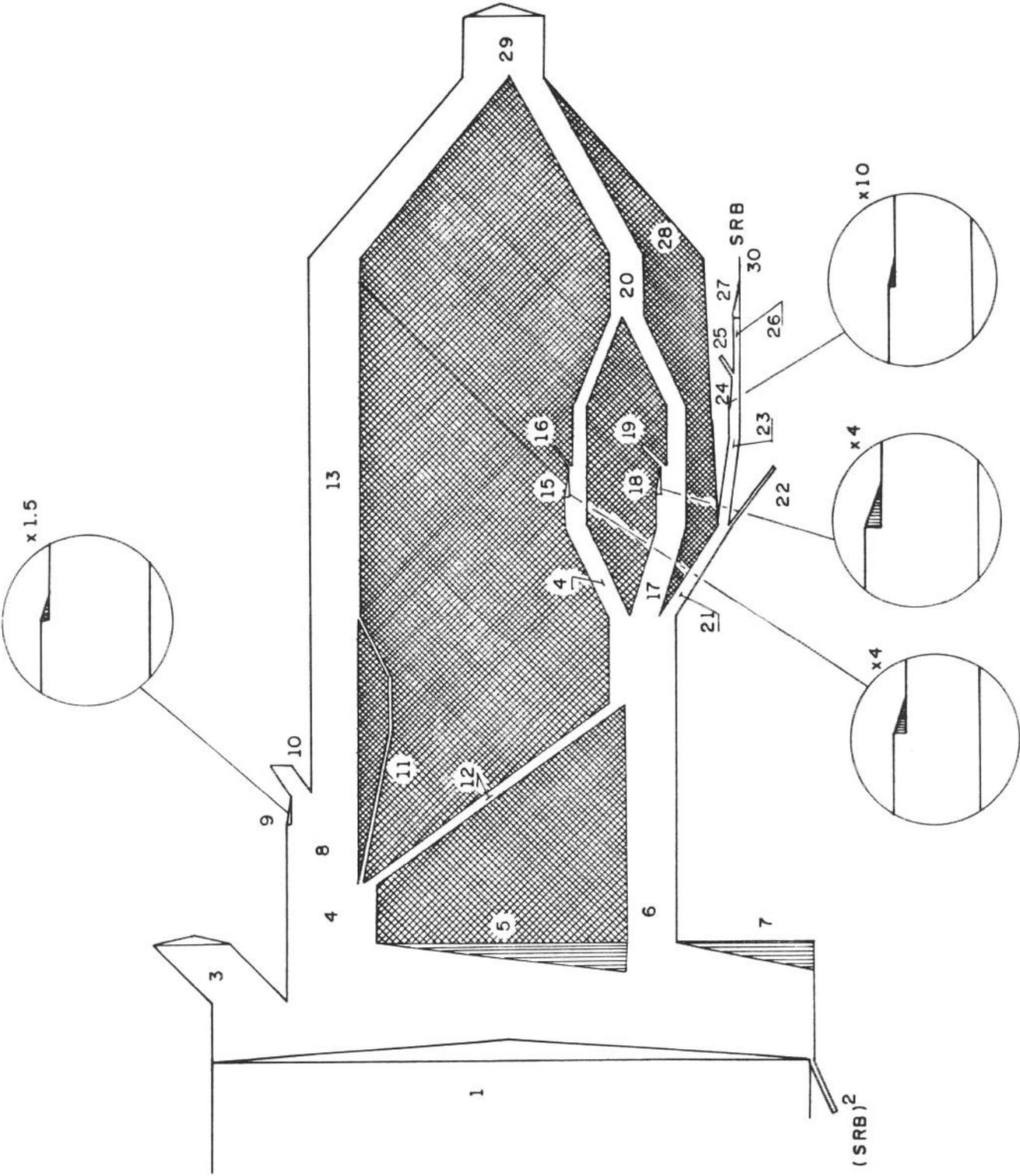


Figura 4.17: Diagrama de Grassmann (variante 1)(p=1.8 MPa, t=320 °C)

DIAGRAMA DE GRASSMANN (VARIANTE Nº 1) (p=1.8 MPa, t=320 °C)

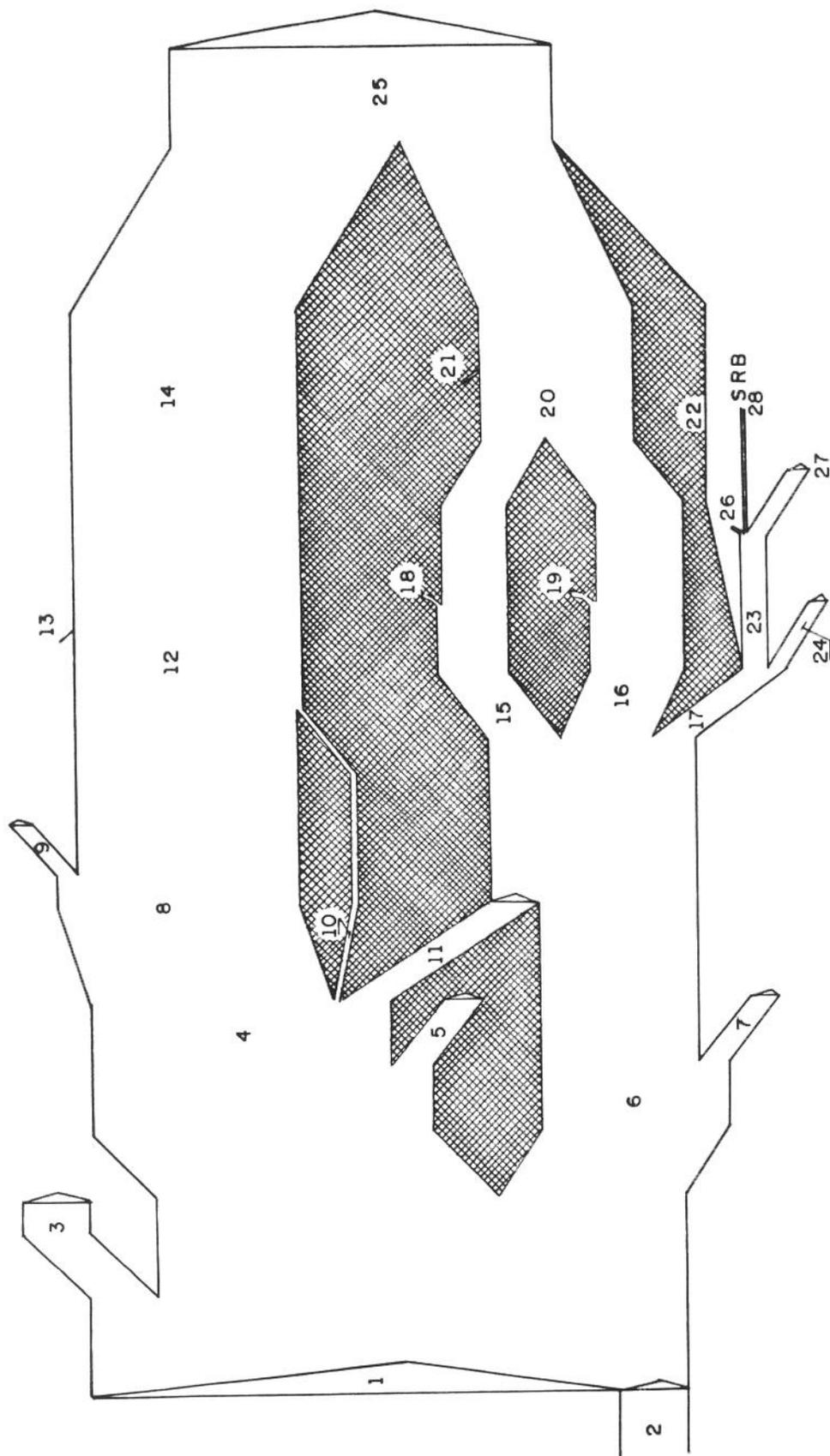


DIAGRAMA DE SANKEY VARIANTE Nº 1 (P= 1.8 MPa , t=320 °C)

Figura 4.18: Diagrama de Sankey (Variante 1)(p=1.8 MPa, t=320 °C)

Componente	Linhas de Entrada	Linhas de Saída	F.Entalpia Entrada kW	F.Entalpia Saída kW	F.Exergia Entrada kW	F.Exergia Saída kW
Caldeira 1	2	3	5553,8	40330,7	596,4	16503,1
Caldeira 2	4	5	5553,8	40180,2	596,4	16412,0
Caldeira 3	6	7	5553,8	40270,5	596,4	16466,7
Caldeira 5	10	11	4540,6	30739,6	427,2	10229,4
Caldeira 6	12	13	4540,6	30627,1	427,2	10173,6
Conjunto Caldeiras	2,4,6 10,12	3,5,7 11,13	25742,6	182148,1	2646,6	69784,8
Misturador 1	3,5,7	22	120781,4	120781,4	49381,8	49381,7
Expansão 1	23	24	2415,6	2415,6	987,6	661,1
Turbogerador	25	26	97832,9	81530,6	39999,2	19081,2
Misturador 6	24,26	29	83946,2	83946,2	19742,3	19683,4
Dosador 1	29,69	70	84449,4	84449,4	19727,3	19631,5
Expansão 2	27	28	20532,8	20532,8	8394,9	7197,2
Misturador 2	28,11,13	30	81899,5	81899,5	27600,2	27536,8
Moenda A	31	44	26657,7	24822,7	8963,0	5945,3
Moenda B	45	58	35216,1	32749,2	11840,6	7836,8
Misturador 7	44,58	66	57571,9	57571,9	13782,1	13782,1
Dosador 2	66,67	68	58315,6	58315,6	13847	13556,3
Expansão 3	59	60	20025,7	20025,7	6733,2	6333,2
Misturador 3	60	61	20025,7	20025,7	6333,2	6333,2
Sorvedor	62	-	6271,0	-	1983,2	-
Turbo-bomba	63	74	10539,6	9974,6	3333,2	2417,4
Cond.	74	75	9974,6	1703,9	2417,4	180,1
Expansão 4	64	65	3215,1	3215,1	1016,8	818,5
Misturador 8	70,68,65	71	145980,2	145980,2	34006,3	33949,2
SRB	72,73,75	2,4,6,10 12,67,69	24653,8	26989,5	2132,8	2752,5

Tabela 4.16: Variante 1(P=8MPa t=485 °C)

No	Fluxo de Exergia	(MW)	%
1	Produção total de Bagaço	250,7	100,00
2	Fluxo de Água às Caldeiras	2,6	1,04
3	Excedente de Bagaço	23,1	9,21
4	Fluxo de Vapor das Caldeiras de Alta	49,4	19,7
5	Perdas nas Caldeiras de Alta	101,5	40,5
6	Fluxo de Vapor das Caldeiras de Baixa	20,4	8,14
7	Perdas nas Caldeiras de Baixa	59	23,53
8	Fluxo de Vapor ao Turbogenerador	40	15,9
9	Perdas no Turbogenerador	4,6	1,83
10	Potência do Turbogenerador	16,3	6,5
11	Fluxo pela Expansão (1)	0,98	0,39
12	Fluxo pela Expansão (2)	8,4	3,35
13	Perdas pela Expansão(2)	1,2	0,48
14	Fluxo de Vapor ao Dosador (1)	19,7	7,86
15	Fluxo de Vapor à Moenda A	8,9	3,55
16	Perdas na Moenda A	1,2	0,48
17	Potência da Moenda A	1,8	0,72
18	Fluxo de Vapor à Moenda B	11,8	4,71
19	Perdas na Moenda B	1,5	0,59
20	Potência da Moenda B	2,5	0,99
21	Fluxo ao Dosador (2)	13,8	5,5
22	Fluxo pela Expansão (3)	6,7	2,67
23	Fluxo ao Sorvedor	1,9	0,76
24	Fluxo de Vapor à Turbo-Bomba	3,3	1,31
25	Perdas na Turbo-Bomba	0,3	0,12
26	Potência da Turbo-Bomba	0,5	0,19
27	Fluxo de Vapor ao Cond.	2,4	0,96
28	Perdas no Cond.	2,2	0,98
29	Fluxo pela Expansão (4)	0,4	0,16
30	Fluxo de Vapor ao Processo	33,9	13,5
31	Fluxo ao SRB	0,2	0,08

Tabela 4.17: Variante 1(P=8MPa t=485 °C), Fluxos de Exergia

No	Fluxo de Energia	(MW)	%
1	Produção total de Bagaço	203,6	100,00
2	Fluxo de Água às Caldeiras	25,7	12,6
3	Excedente de Bagaço	18,8	9,23
4	Fluxo de Vapor das Caldeiras de Alta	120,8	59,3
5	Perdas nas Caldeiras de Alta	16,9	8,3
6	Fluxo de Vapor das Caldeiras de Baixa	61,4	30,16
7	Perdas nas Caldeiras de Baixa	11,5	5,63
8	Fluxo de Vapor ao Turbogenerador	97,8	48,0
9	Potência do Turbogenerador	16,3	8,0
10	Fluxo pela Expansão (1)	2,4	1,18
11	Fluxo pela Expansão (2)	20,5	10,06
12	Fluxo de Vapor ao Dosador (1)	83,9	41,2
13	Fluxo de água ao Dosador (1)	0,5	0,25
14	Fluxo de Vapor ao Misturador (8)	84,5	41,5
15	Fluxo de Vapor à Moenda A	26,7	13,1
16	Fluxo de Vapor à Moenda B	35,2	17,3
17	Fluxo pela Expansão (3)	20,1	9,87
18	Potência da Moenda A	1,8	0,88
19	Potência da Moenda B	2,5	1,22
20	Fluxo ao Dosador (2)	57,6	28,3
21	Fluxo de água ao Dosador (2)	0,74	0,36
22	Fluxo pela Expansão (4)	3,2	1,57
23	Fluxo de Vapor à Turbo-Bomba	10,5	5,16
24	Fluxo ao Sorvedor	6,3	3,1
25	Fluxo de Vapor ao Processo	145,9	71,6
26	Potência da Turbo-Bomba	0,56	0,28
27	Perdas no Cond.	8,3	4,07
28	Fluxo ao SRB	1,7	0,83

Tabela 4.18: Variante 1 (P=8MPa t=485 °C), Fluxos de Energia

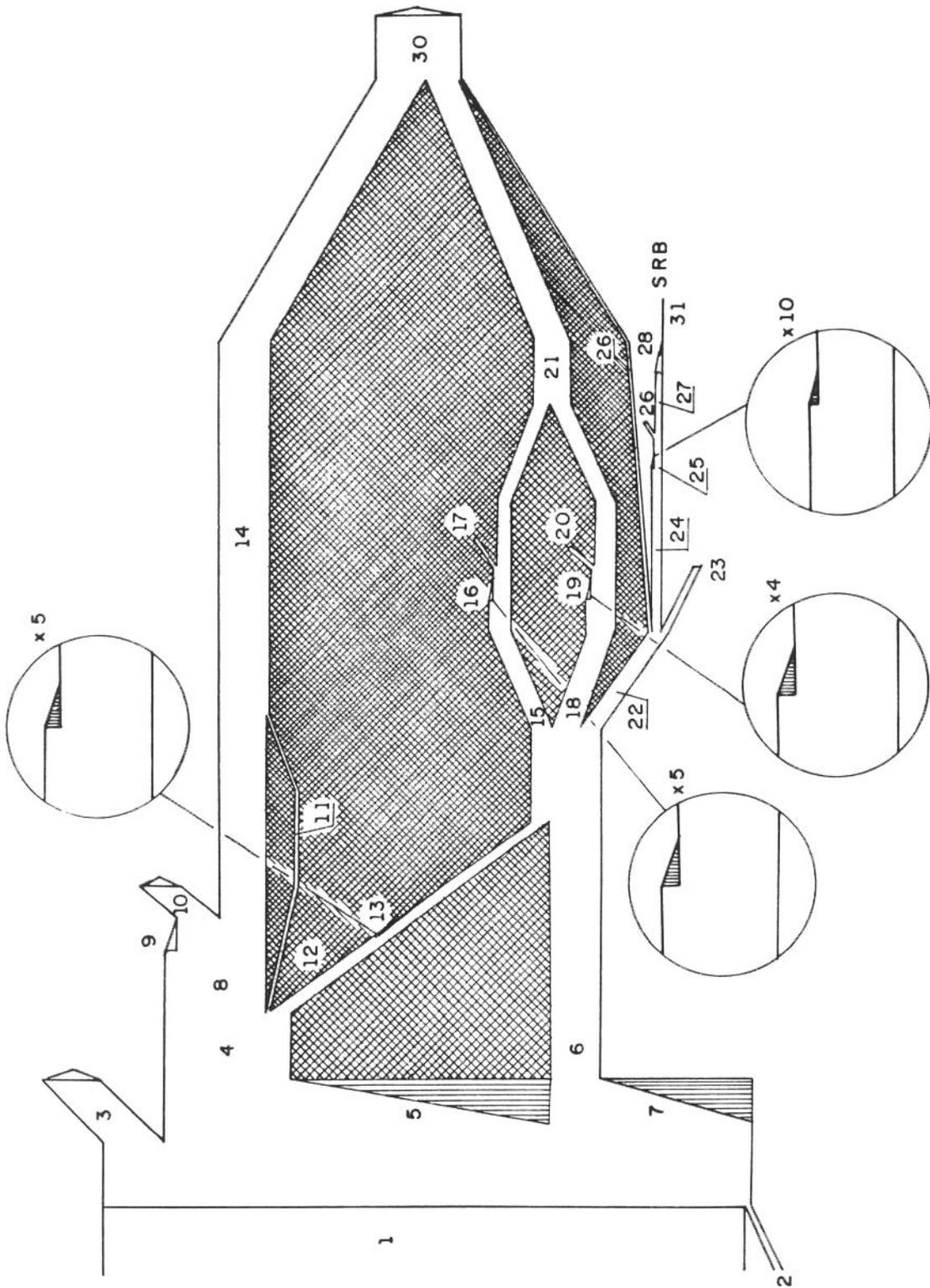


Figura 4.19: Diagrama de Grassmann (variante 1)(p=8MPa t=485 °C)

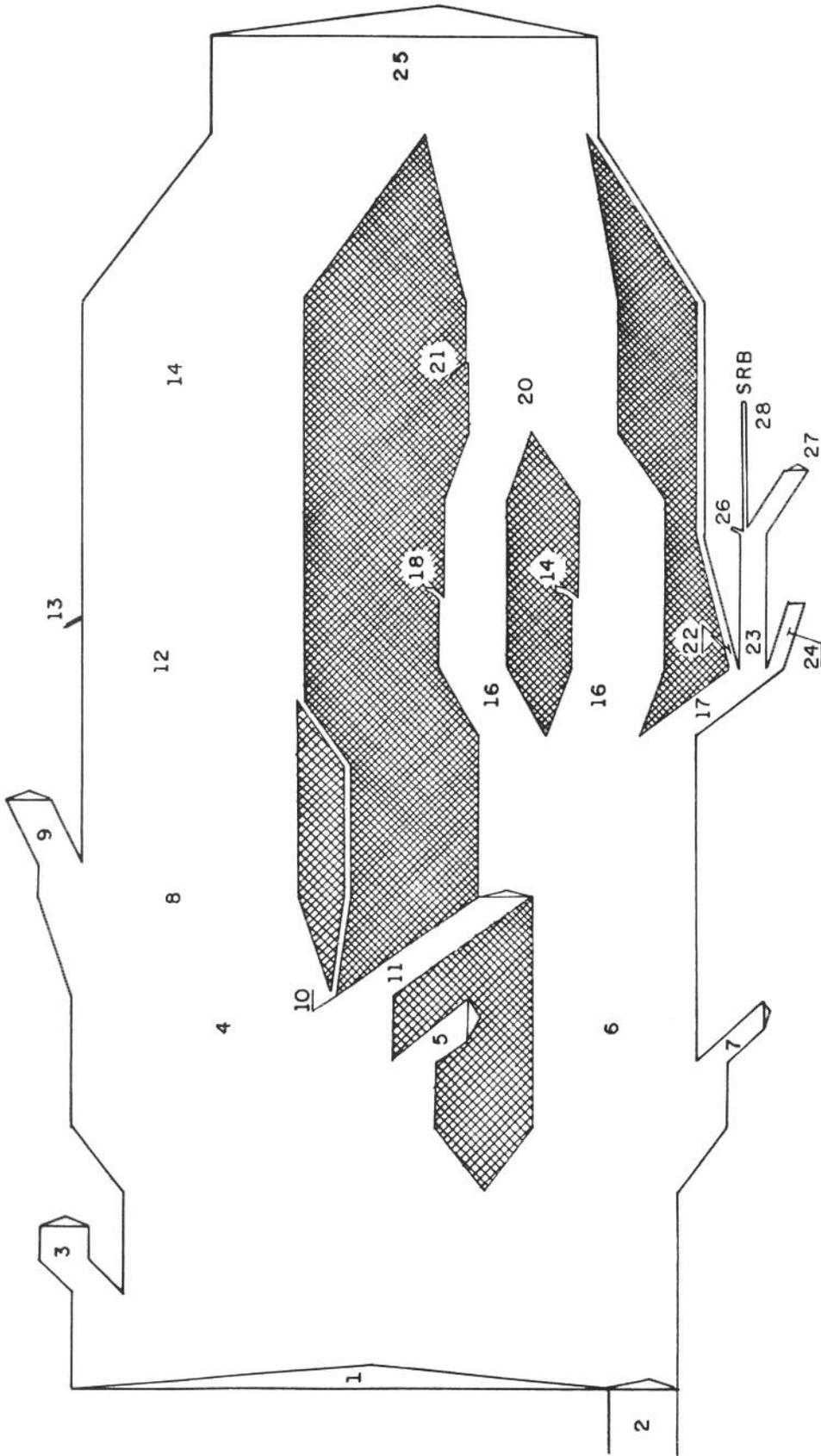


DIAGRAMA DE SANKEY VARIANTE Nº 1 (P = 8 MPa , t = 485 °C)

Figura 4.20: Diagrama de Sankey (Variante 1)(p=8MPa t=485 °C)

Componente	Linhas de Entrada	Linhas de Saída	F.Entalpia Entrada kW	F.Entalpia Saída kW	F.Exergia Entrada kW	F.Exergia Saída kW
Caldeira 1	2	3	10274,5	72638,5	1103,2	29352,1
Caldeira 2	4	5	10181,9	71699,4	1093,3	28920,8
Caldeira 3	6	7	5553,8	39202,0	596,4	15829,6
Conjunto Caldeiras	2,4,6	3,5,7	26010,2	183539,9	2792,9	74102,5
Misturador 1	3,5,7	76	183539,9	183539,9	74102,5	74102,3
Turbogerador 2	77	78	165185,9	155003,5	66692,0	54488,6
Expansão 5	79	80	18353,9	18353,9	7410,2	6660,7
Misturador 9	78,80	22	173357,4	173357,4	61149,3	61116,3
Expansão 1	23	24	3467,2	3467,2	1222,3	868,8
Turbogerador 1	25	26	90145,9	79891,8	31780,5	18583,8
Misturador 6	24,26	29	83359,0	83358,9	19452,6	19407,8
Dosador 1	29,69	70	83503,0	83503,0	19420,4	19411,5
Expansão 2	27	30	79744,4	79744,4	28113,5	26582,9
Moenda A	31	44	27330,1	25495,1	9110,5	6050,2
Moenda B	45	58	36104,3	33637,4	12035,4	7976,5
Misturador 7	44,58	66	59132,5	59132,5	14026,7	14026,6
Dosador 2	66,67	68	59740,7	59740,7	14079,8	13887,6
Expansão 3	59	61	16310,1	16310,1	5436,9	5107,4
Sorvedor	62	-	3701,6	-	1159,1	-
Turbo-bomba	63	74	10832,6	10267,6	3392,2	2461,5
Cond.	74	75	10267,6	1780,1	2461,5	188,2
Expansão 4	64	65	1775,9	1775,9	556,1	445
Misturador 8	70,68,65	71	145019,6	145019,6	33744,1	33718,5
SRB	72,73,75	2,4,6, 67,69	24513,0	26762,6	2130,6	2858,7

Tabela 4.19: Variante 2 (P=8MPa t=485 °C)

No	Fluxo de Exergia	(MW)	%
1	Produção total de Bagaço	250,8	100,00
2	Fluxo de Água às Caldeiras	2,8	1,12
3	Exedente de Bagaço	25,2	10,05
4	Fluxo de Vapor de 8 MPa	74,1	29,5
5	Perdas nas Caldeiras	154,3	61,5
6	Fluxo de Vapor ao Turbogenerador (2)	66,7	26,6
7	Fluxo pela Expansão (5)	7,4	2,95
8	Perdas no Turbogenerador (2)	2,02	0,8
9	Potência do Turbogenerador (2)	10,1	4,03
10	Perdas na Expansão (5)	0,7	0,23
11	Fluxo pela Expansão (1)	1,2	0,48
12	Fluxo de Vapor ao Turbogenerador (1)	31,8	12,7
13	Fluxo pela Expansão (2)	28,1	11,2
14	Perdas na Expansão (1)	0,35	0,14
15	Perdas no Turbogenerador (1)	2,9	1,16
16	Potência do Turbogenerador (1)	10,2	4,06
17	Perdas na Expansão (2)	1,5	0,59
18	Fluxo de Vapor ao Dosador (1)	19,4	7,73
19	Fluxo de Vapor à Moenda A	9,1	3,63
20	Fluxo de Vapor à Moenda B	12,1	4,82
21	Fluxo pela Expansão (3)	5,4	2,15
22	Perdas na Moenda A	1,2	0,48
23	Potência da Moenda A	1,8	0,71
24	Perdas na Moenda B	1,5	0,59
25	Potência da Moenda B	2,5	0,99
26	Perdas na Expansão (3)	0,3	0,12
27	Fluxo ao Dosador (2)	14,1	5,62
28	Fluxo ao Sorvedor	1,2	0,48
29	Fluxo de Vapor à Turbo-Bomba	3,4	1,35
30	Perdas na Turbo-Bomba	0,3	0,12
31	Potência da Turbo-Bomba	0,5	0,19
32	Perdas no Cond.	2,2	0,87
33	Fluxo ao SRB	0,2	0,08
34	Fluxo de Vapor ao Processo	33,7	13,43

Tabela 4.20: Variante 2 (P=8MPa t=485 °C), Fluxos de Exergia

No	Fluxo de Energia	(MW)	%
1	Produção total de Bagaço	203,6	100,00
2	Fluxo de Água às Caldeiras	26,0	12,7
3	Excedente de Bagaço	20,4	10,02
4	Fluxo de Vapor de 8 MPa	183,5	90,13
5	Perdas nas Caldeiras	25,6	12,6
6	Fluxo de Vapor ao Turbogenerador (2)	165,2	81,14
7	Potência do Turbogenerador (2)	10,1	4,96
8	Fluxo pela Expansão (5)	18,4	9,04
9	Fluxo de Vapor ao Turbogenerador (1)	90,1	44,25
10	Potência do Turbogenerador (1)	10,2	5,01
11	Fluxo pela Expansão (1)	3,5	1,72
12	Fluxo pela Expansão (2)	79,7	39,14
13	Fluxo de Vapor ao Dosador (1)	83,3	40,91
14	Fluxo de água ao Dosador (1)	0,145	0,07
15	Fluxo de Vapor à Moenda A	27,3	13,4
16	Fluxo de Vapor à Moenda B	36,1	17,7
17	Potência da Moenda A	1,8	0,92
18	Potência da Moenda B	2,5	1,23
19	Fluxo ao Dosador (2)	59,1	29,03
20	Fluxo de água ao Dosador (2)	0,6	0,29
21	Fluxo pela Expansão (3)	16,3	8,0
22	Fluxo ao Sorvedor	3,7	1,82
23	Fluxo de Vapor à Turbo-Bomba	10,8	5,3
24	Potência da Turbo-Bomba	0,56	0,27
25	Perdas no Cond.	8,4	4,12
26	Fluxo pela Expansão (4)	1,7	0,83
27	Fluxo de Vapor ao Processo	145,1	71,27

Tabela 4.21: Variante 2 (P=8MPa t=485 °C), Fluxos de Energia

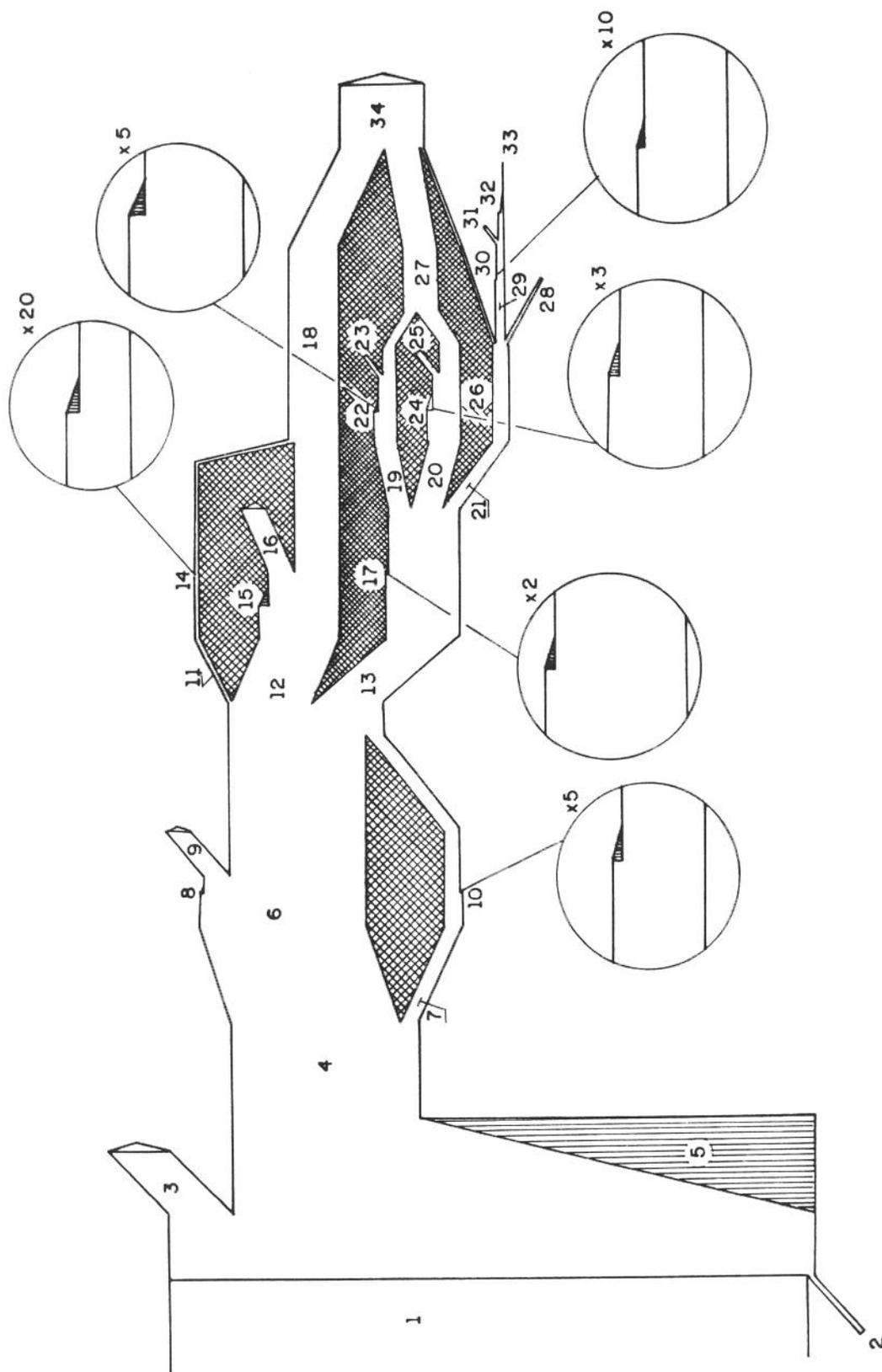


DIAGRAMA DE GRASSMANN VARIANTE Nº 2 ($P = 8 \text{ MPa}$, $t = 485 \text{ }^\circ\text{C}$)

Figura 4.21: Diagrama de Grassmann (variante 2 ($P=8\text{MPa}$ $t=485 \text{ }^\circ\text{C}$))

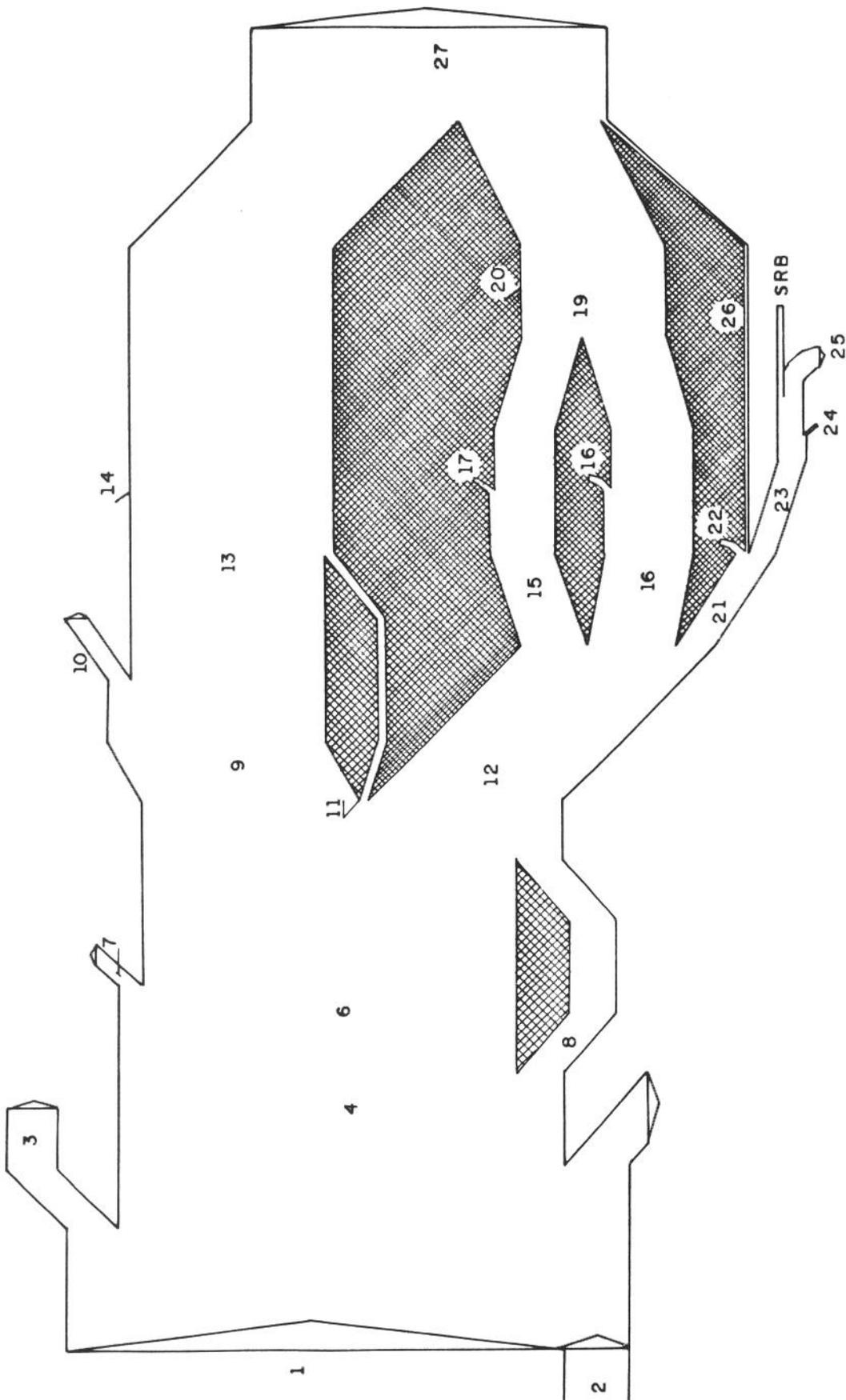


DIAGRAMA DE SANKEY VARIANTE Nº 2 (P=8MPa , t= 485 °C)

Figura 4.22: Diagrama de Sankey (Variante 2 (P=8MPa t=485 °C))

Componente	Energia Total do Bagaço Queimado (kW)	Exergia Total do Bagaço Queimado (kW)
Caldeira 1	37985,6	46787,1
Caldeira 2	38018,6	46827,6
Caldeira 3	38051,5	46868,2
Caldeira 5	31949,7	39352,6
Caldeira 6	31812,6	39183,8
Conjunto Caldeiras	177818,0	219019,0

Tabela 4.22: Variante 1 ($P=1,8\text{MPa}$ $t=320\text{ }^{\circ}\text{C}$), Exergia e Energia do Bagaço Queimado

Componente	Energia Total do Bagaço Queimado (kW)	Exergia Total do Bagaço Queimado (kW)
Caldeira 1	40438,3	49808,1
Caldeira 2	40263,0	49592,1
Caldeira 3	40368,6	49722,2
Caldeira 5	31949,7	39352,6
Caldeira 6	31812,6	39183,8
Conjunto Caldeiras	184832,3	227658,8

Tabela 4.23: Variante 1 ($P=8\text{MPa}$ $t=485\text{ }^{\circ}\text{C}$), Exergia e Energia do Bagaço Queimado

Componente	Energia Total do Bagaço Queimado (kW)	Exergia Total do Bagaço Queimado (kW)
Caldeira 1	72516,6	89319,0
Caldeira 2	71532,1	88106,5
Caldeira 3	39126,2	48191,9
Conjunto Caldeiras	183174,9	225617,5

Tabela 4.24: Variante 2 (P=8MPa t=485 °C), Exergia e Energia do Bagaço Queimado

Também foi calculada a eficiência racional para os diferentes turbogeradores, turbomoendas e turbobomba, cálculos mostrados a continuação e resumidos na tabela 13.

A eficiência racional foi definida para as diferentes turbinas como:

$$\psi = P / (E_{x1} - E_{x2})$$

(Kotas, 1985) Onde:

- ψ : Eficiência Racional;
- P : Potência Elétrica ou Mecânica (MW);
- E_{x1} : Fluxo de exergia na entrada do equipamento (MW);
- E_{x2} : Fluxo de exergia na saída do equipamento (MW);

Variante 1 (Configuração Padrão)

Equipamento	Potência (MW)	Fluxo de Exerg. de entrada (MW)	Fluxo de Exerg. de saída (MW)	Eficiência Racional
TG 1	8,8	31,07	19,75	0,77
Moenda A	1,8	9,15	6,08	0,58
Moenda B	2,5	12,09	8,02	0,61
TM 13	0,56	3,41	2,48	0,59

Tabela 4.25: Eficiência Racional Configuração Padrão

Variante 1 (Configuração 3)

Equipamento	Potência (MW)	Fluxo de Exerg. de entrada (MW)	Fluxo de Exerg. de saída (MW)	Eficiência Racional
TG 1	16,3	39,99	19,08	0,78
Moenda A	1,8	8,96	5,94	0,59
Moenda B	2,5	11,84	7,84	0,62
TM 13	0,56	3,33	2,42	0,60

Tabela 4.26: Eficiência Racional Configuração 3

Variante 2 (Configuração 5)

Equipamento	Potência (MW)	Fluxo de Exerg. de entrada (MW)	Fluxo de Exerg. de saída (MW)	Eficiência Racional
TG 1	10,2	31,78	18,58	0,77
TG 2	10,1	66,69	54,49	0,83
Moenda A	1,8	9,11	6,05	0,59
Moenda B	2,5	12,04	7,98	0,62
TM 13	0,56	3,39	2,46	0,60

Tabela 4.27: Eficiência Racional Configuração 5

Equipamento	Variante 1 Config.Padrão	Variante 1 Config. 3	Variante 2 Config. 5
TG 1	0,77	0,78	0,77
TG 2			0,83
Moenda A	0,58	0,59	0,59
Moenda B	0,61	0,62	0,62
TM 13	0,59	0,60	0,60

Tabela 4.28: Eficiência Racional das Configurações

Resultado da Análise

Como fica evidenciado, as maiores perdas de energia ocorrem no processo de produção de vapor (nas caldeiras), fato relacionado fundamentalmente com a eficiência das mesmas. No caso específico destas variantes analisadas, as simulações foram realizadas para valores iguais de eficiência, nas caldeiras de alta (82 %) e nas caldeiras de baixa (75 %). Pode-se notar que existe uma redução das perdas na variante 1 entre as configurações Padrão e 3, devido ao fato da elevação dos parâmetros do vapor, existindo uma redução ainda maior entre as variantes 1 e 2, já que nesta última todo o vapor é gerado em caldeiras de alta eficiência (82 %).

A variante 1 foi testada com três caldeiras de alta e duas de baixa; a variante 2, com três caldeiras de alta.

As informações precedentes podem ser verificadas com maior clareza através do balanço exergético, sendo o processo de produção de vapor o responsável pelas maiores irreversibilidades, associadas fundamentalmente às grandes diferenças de temperatura entre o processo de combustão e o meio-ambiente, e entre os gases produto da combustão e a substância de trabalho (água). Esta última diferença pode ser minimizada com a produção de vapor a níveis superiores de temperatura e pressão, que é o que pode ser apreciado na variante 1 ao passar da configuração Padrão à configuração 3, onde produz-se uma redução das perdas em 2,3 MW e, por último, as irreversibilidades provocadas pelas diferentes perdas de calor ao meio-ambiente.

O segundo lugar em nível de importância é ocupado pelas perdas no processo de produção de potência, onde as irreversibilidades estão associadas com a eficiência dos equipamentos de conversão. Estas perdas exergéticas podem ser diminuídas com a utilização de máquinas de eficiência mais elevada, ou com o uso de turbomáquinas que operem com parâmetros de vapor mais elevados, ou até a substituição das mesmas por motores elétricos.

Nos esquemas térmicos das usinas, outra fonte de irreversibilidades é a expansão direta do vapor, para obter o funcionamento da usina de uma maneira mais confiável. Não obstante, nos casos analisados, estas expansões foram reduzidas ao máximo, tendo em conta seu efeito em termos de irreversibilidade. Por esse motivo, não aparecem valores apreciáveis das mesmas.

Outra fonte de irreversibilidades pode ser a mistura, porém, estando a uma mesma pressão, embora as temperaturas sejam diferentes, não ocasionam irreversibilidades importantes.

Em suma, pode-se dizer, para cada uma das variantes, o seguinte:

- Na variante 1, configuração Padrão, da exergia total do bagaço, 1,36 % é convertido em potência mecânica; 3,51 % em potência elétrica e 13,7 % é enviado ao processo.
- Na configuração 3, 1,71 % é convertido em potência mecânica; 6,5 % em potência elétrica e 13,5 % é enviado ao processo.
- No caso da variante 2, configuração 5, 1,71 % é convertido em potência mecânica; 8,1 % em potência elétrica e 13,4 % é enviado ao processo.

Isto evidencia a factibilidade da variante 2 em termos de produção de potência elétrica em relação à variante 1.

Esta análise energética e exergetica também serviu para demonstrar a influência do aumento dos parâmetros do vapor em sua capacidade para realizar trabalho. Por exemplo, na variante 1, pode-se observar que só o fato de aumentar a temperatura e pressão do vapor gerado nas caldeiras de alta, resulta num aumento de energia incorporada à linha de vapor de 4,8 % e, em termos de exergia, de 28,6 %. Produz-se um aumento de potência elétrica de 85,2 %, embora a produção de vapor seja reduzida em 3,2 %, esses dois índices evidenciam um aumento da qualidade do vapor nos fluxos de energia e exergia, mostrando sua influência sobre a potencialidade para realizar trabalho.

Em relação à eficiência racional, analisando a tabela 4.25 fica evidente que o aumento da qualidade do vapor gerado na passagem da configuração Padrão à configuração 3 na variante 1 produz um aumento da eficiência racional em 1 %. Já entre a configuração 3 e 5 estes valores são mantidos, só que há uma diminuição na eficiência de segunda lei no TG 1 devido a que, na variante 2, este gera menos potência, já que o fluxo é menor, embora tenha os mesmos parâmetros de geração de vapor.

Capítulo 5

Análise Econômica

5.1 Introdução

Durante a abordagem da análise econômica das configurações estudadas e devido à profundidade e complexidade dos conceitos que encerra uma análise econômica detalhada, tal como faz Marecki (1988), decidimos fazer uma análise menos complexa, embora mais direta, pois a mesma não manipula muitos conceitos, mas sim vai direto aos investimentos e suas consequências. Assim, de uma maneira rápida pode-se dar uma visão clara do resultado e da magnitude dos investimentos em cada uma das configurações, e suas possibilidades de viabilidade, segundo o valor de venda da energia elétrica e do bagaço, que são as duas parcelas que compõem a receita da usina, consideradas no estudo.

5.1.1 Informação Preliminar

Para a avaliação econômica, foram definidas as configurações (Atual e 3) da variante 1, a configuração 5 da variante 2 e a configuração 7 da variante 3, estas duas últimas por serem as de melhores resultados em termos de geração de eletricidade. Na variante 1, foi escolhida a configuração 3 por ter os mesmos parâmetros que a 5 e 7, e a Atual para ter uma referência nesta análise.

A segunda tarefa empreendida foi a procura de informação a respeito dos custos dos equipamentos essenciais para a construção de cada uma das variantes. Estes dados, que serão doravante relacionados, foram obtidos de 3 (três) fontes funda-

mentais : da empresa DEDINI (através do Departamento Comercial de Turbinas e do Departamento de Engenharia de Caldeiras); do Relatório Técnico Econômico Financeiro do Centro de Tecnologia COPERSUCAR sobre a "Geração de Energia Elétrica em Usinas e Destilarias" realizado em Novembro de 1991; e do trabalho de Doutorado do Professor Arnaldo da Silva Walter.

As variantes escolhidas foram para consumo de vapor de processo de 0,4 t de vapor de processo/t de cana moída.

Para chegar a obter alguns dos valores fornecidos nas tabelas foi necessário considerar critérios que são expostos a seguir:

- Os imprevistos associados aos custos do Gerador Elétrico foram estimados em 10 % do investimento no equipamento;
- Os imprevistos do Gerador de Vapor foram estimados em 10 % do investimento no equipamento;
- O custo da tubulação dos Turbo-redutores foi estimado em 8 % do investimento no equipamento;
- A capacidade do Gerador Elétrico foi calculada como 1,25 vezes a Potência da Turbina;
- No Gerador Elétrico o custo do Sistema de Distribuição e Ligação à rede externa, Sistema de Comando e Controle e a Montagem foram estimados em 1,9 vezes o custo do Gerador Elétrico;
- O cálculo do Sistema de Abrandamento da água para caldeiras de baixa pressão (1,8 MPa - 2,8 MPa) foi calculado como 2 % do custo do Gerador Elétrico. No caso de caldeiras de alta pressão (6,0 MPa - 8,0 MPa) foi estimada pela figura 5.1 construída com dados obtidos do Relatório Técnico-Econômico-Financeiro citado nas referências e que aparecem a seguir.

Para pressões de 6,0 MPa e 8,0 MPa

Capacidade da Caldeira t/h	Custo da Abrandamento da água (US\$)
15	50.000
40	90.000
50	103.000
70	126.000
100	156.000
110	165.000

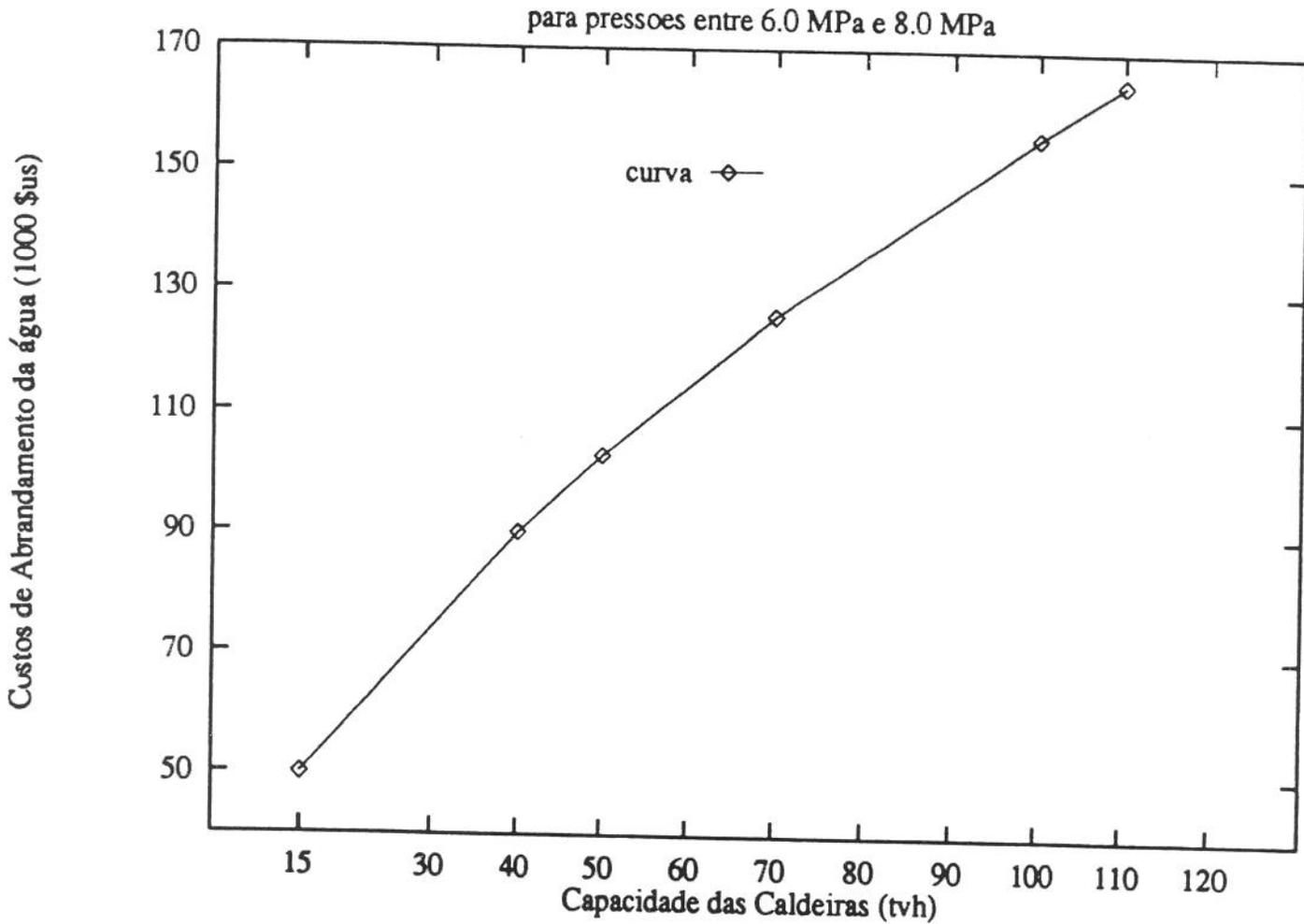


Figura 5.1: Dependência do custo de abrandamento da água com a capacidade da caldeira

(Variante 1: Configuração Padrão)

- Pressão = 1,8 MPa
- Temperatura = 320 °C
- Consumo Vapor de Processo = 0,4 t de V./t de cana
- Consumo total de Bagaço = 72,108 t/h
- Excedente de Bagaço = 23,64 t/h
- Potência Gerada = 5525,9 kW
- Produção de Vapor em Caldeiras de 1,8 MPa = 166,32 t/h

(Variante 1: Configuração Atual)

- Pressão = 2,8 MPa
- Temperatura = 400 °C
- Consumo Vapor de Processo = 0,4 t de V./t de cana
- Consumo total de Bagaço = 72,97 t/h
- Excedente de Bagaço = 22,78 t/h
- Potência Gerada = 7008,5 kW
- Produção de Vapor em Caldeiras de 2,8 MPa = 91 t/h
- Produção de Vapor em Caldeiras de 1,8 MPa = 72 t/h

(Variante 1: Configuração 3)

- Pressão = 8 MPa
- Temperatura = 485 °C
- Consumo Vapor de Processo = 0,4 t de V./t de cana
- Consumo total de Bagaço = 74,7 t/h
- Excedente de Bagaço = 21,05 t/h
- Potência Gerada = 10081,05 kW
- Produção de Vapor em Caldeiras de 2,8 MPa = 91 t/h
- Produção de Vapor em Caldeiras de 1,8 MPa = 72 t/h

(Variante 2: Configuração 5)

- Pressão = 8 MPa
- Temperatura = 485 °C
- Consumo Vapor de Processo = 0,4 t de V./t de cana
- Consumo total de Bagaço = 73,62 t/h
- Excedente de Bagaço = 22,13 t/h
- Potência Gerada = 15332,05 kW
- Produção de Vapor em Caldeiras de 8,0 MPa = 159,5 t/h

(Variante 3: Configuração 7)

- Pressão = 8 MPa
- Temperatura = 485 °C
- Consumo Vapor de Processo = 0,4 t de V./t de cana
- Consumo total de Bagaço = 69,2 t/h
- Excedente de Bagaço = 26,5 t/h
- Potência Gerada = 10034,2 kW
- Produção de Vapor em Caldeiras de 8,0 MPa = 79,0 t/h
- Produção de Vapor em Caldeiras de 1,8 MPa = 72,0 t/h

No	Equipamento	Custo (US\$)
1	Turboreductor de Contrapressão 1,8 / 0,28 MPa (6000 kW)	950.000
	Tubulação de Vapor	83.600
	Montagem	95.000
1	Gerador (7500) kVA	651.000
	Sist. de Dist. e Lig. Rede ext. Sistema de Comando e Controle Montagem	1.236.900
	Imprevistos	188.790
1	Caldeiras de 60 TVh 1,8 MPa e 320 °C	1.150.000
	Tubulação de Vapor	34.000
	Montagem	230.000
	Abrandamento da água	230.000
	Construção de Obras Civas	50.000
	Imprevistos	169.400
3	Caldeiras de 40 TVh 1,8 MPa e 320 °C	2.700.000
	Tubulação de Vapor	75.000
	Montagem	540.000
	Abrandamento da água	54.000
	Construção de Obras Civas	135.000
	Imprevistos	350.400
	Total	8.923.090

Tabela 5.1: Variante (1): Configuração Padrão (Tabela de Custo)

No	Equipamento	Custo (US\$)
1	Turboredutor de Contrapressão 2,8 / 0,28 MPa (8000 kW)	1.200.000
	Tubulação de Vapor	105.600
	Montagem	120.000
1	Gerador (10000) kVA	833.560
	Sist. de Dist. e Lig. Rede ext. Sistema de Comando e Controle Montagem	1.583.760
	Imprevistos	241.732
2	Caldeiras de 50 TVh 2,8 MPa e 400 °C	2.400.000
	Tubulação de Vapor	72.000
	Montagem	420.000
	Abrandamento da água	48.000
	Construção de Obras Civis	100.000
	Imprevistos	304.000
2	Caldeiras de 40 TVh 1,8 MPa e 320 °C	1.800.000
	Tubulação de Vapor	50.000
	Montagem	360.000
	Abrandamento da água	36.000
	Construção de Obras Civis	90.000
	Imprevistos	233.600
	Total	9.998.252

Tabela 5.2: Variante (1): Configuração Atual (Tabela de Custo)

No	Equipamento	Custo (US\$)
1	Turboreductor de Contrapressão 8,0/ 2,8 MPa (11000 kW)	3.500.000
	Tubulação de Vapor	518.080
	Montagem	350.000
1	Gerador (13750 kVA)	1.049.920
	Sist. de Dist. e Lig. Rede ext. Sistema de Comando e Controle Montagem	1.994.850
	Imprevistos	304.477
2	Caldeiras de 50 TVh 8,0 MPa e 485 °C	7.700.000
	Tubulação de Vapor	240.000
	Montagem	900.000
	Abrandamento da água	206.000
	Construção de Obras Civis	160.000
	Imprevistos	920.600
2	Caldeiras de 40 TVh 1,8 MPa e 320 °C	1.800.000
	Tubulação de Vapor	50.000
	Montagem	360.000
	Abrandamento da água	36.000
	Construção de Obras Civis	90.000
	Imprevistos	233.600
	Total	20.413.527

Tabela 5.3: Variante (1): Configuração 3 (Tabela de Custo)

No	Equipamento	Custo (US\$)
1	Turboredutor de Contrapressão 8,0/ 0,28 MPa (8000 kW)	3.500.000
	Tubulação de Vapor	308.000
	Montagem	350.000
1	Gerador (10000 kVA)	833.560
	Sist. de Dist. e Lig. Rede ext. Sistema de Comando e Controle Montagem	1.583.760
	Imprevistos	241.732
1	Turboredutor de Contrapressão 2,8 / 0,28 MPa (9000 kW)	1.200.000
	Tubulação de Vapor	105.600
	Montagem	120.000
1	Gerador (11250 kVA)	979.550
	Sist. de Dist. e Lig. Rede ext. Sistema de Comando e Controle Montagem	1.861.140
	Imprevistos	284.069
1	Caldeiras de 70 TVh 8,0 MPa e 485 °C	4.700.000
	Tubulação de Vapor	140.000
	Montagem	550.000
	Abrandamento da água	126.000
	Construção de Obras Civis	100.000
	Imprevistos	561.600
1	Caldeiras de 100 TVh 8,0 MPa e 485 °C	5.800.000
	Tubulação de Vapor	175.000
	Montagem	670.000
	Abrandamento da água	156.000
	Construção de Obras Civis	120.000
	Imprevistos	692.100
	Total	25.158.111

Tabela 5.4: Variante (2): Configuração 5 (Tabela de Custo)

No	Equipamento	Custo (US\$)
1	Turboredutor de Contrapressão 8,0/ 2,8 MPa (6000 kW)	3.500.000
	Tubulação de Vapor	308.000
	Montagem	350.000
1	Gerador (7500 kVA)	651.091
	Sist. de Dist. e Lig. Rede ext. Sistema de Comando e Controle Montagem	1.237.073
	Imprevistos	188.817
1	Turboredutor de Contrapressão 2,8 / 0,28 MPa (5000 kW)	1.200.000
	Tubulação de Vapor	105.600
	Montagem	120.000
1	Gerador (6250 kVA)	639.641
	Sist. de Dist. e Lig. Rede ext. Sistema de Comando e Controle Montagem	1.215.318
	Imprevistos	185.496
2	Caldeiras de 50 TVh 8,0 MPa e 485 °C	7.700.000
	Tubulação de Vapor	240.000
	Montagem	900.000
	Abrandamento da água	206.000
	Construção de Obras Cíveis	160.000
	Imprevistos	920.600
2	Caldeiras de 40 TVh 1,8 MPa e 320 °C	1.800.000
	Tubulação de Vapor	50.000
	Montagem	360.000
	Abrandamento da água	36.000
	Construção de Obras Cíveis	50.000
	Imprevistos	229.600
	Total	22.353.236

Tabela 5.5: Variante (3): Configuração 7 (Tabela de Custo)

5.2 Análise comparativa de algumas configurações

Uma vez efetuados os cálculos do custo de investimento associado a cada uma das configurações, tal como foi mostrado e resumido nas tabelas, ou seja, definidos os investimentos necessários para sua realização, refletimos que existiam duas formas básicas de realizar a abordagem para a avaliação econômica.

- O primeiro caminho seria considerar que se dispunha de uma instalação, seja a Padrão ou a Atual, e queria-se passar a alguma das configurações 3, 5 ou 7 fazendo modificações, e que poderia ser possível recuperar alguns dos equipamentos que nelas existiam, o que provocaria uma diminuição do investimento necessário.
- A segunda forma de abordar o problema era fazer uma comparação diferencial dos investimentos em relação à configuração Padrão, isto é, qual seria o investimento adicional necessário no caso de optar-se por outra configuração diferente da Padrão, e analisar os diferenciais de investimentos e de receitas entre as configurações.

Os dados preliminares para a primeira abordagem aparecem recolhidos nas tabelas 5.6 e 5.7 .

Configuração	Quando é Possível Aproveitar parte da Instalação Padrão	Equipamentos Que podem ser Aproveitados
Atual	7.428.652	2 Caldeiras de Baixa
Conf.3(var 1)	17.843.927	2 Caldeiras de Baixa
Conf.5(var 2)	27.671.611	-
Conf.7(var 3)	16.547.077	2 Caldeiras de Baixa 1 Turbogador

Tabela 5.6: Custo do Investimento em Relação à Configuração Padrão

Configuração	Quando é Possível Aproveitar parte da Instalação Atual	Equipamentos Que podem ser Aproveitados
Conf.3(var 1)	17.843.927	2 Caldeiras de Baixa
Conf.5(var 2)	23.121.252	1 Turbogenerador
Conf.7(var 3)	16.361.581	2 Caldeiras de Baixa 1 Turbogenerador

Tabela 5.7: Custo do Investimento em Relação à Configuração Atual

Como pode ser deduzido, os novos valores do investimento que aparecem na tabela 5.6 são o resultado de subtrair do investimento inicial o valor correspondente dos equipamentos que podem passar de uma configuração para a outra. Por exemplo, ao passar da configuração Padrão para a Atual o investimento é reduzido de 9.998.252 US\$ para 7.428.652 US\$, cuja diferença é precisamente o valor das duas caldeiras de baixa que existem na configuração Padrão e que poderiam formar parte da Atual.

Decidimos fazer a abordagem econômica pela segunda via, devido, em primeiro lugar, a que a primeira forma, a nosso modo de ver fica muito restrita a uma situação específica, isto é, teríamos que partir da hipótese de que já existe uma das duas instalações. O segundo fato, e talvez o mais importante em termos da análise que pretendemos fazer a respeito dos ganhos de produção de eletricidade, é que a primeira forma de análise tende a alocar todo o investimento da usina para a produção de energia elétrica. Seria necessário estabelecer critérios de alocação dos investimentos entre a produção de energia elétrica e a de vapor de processo.

A definição desse critério passaria então a ter um papel decisivo na análise, influenciando diretamente sobre as conclusões a respeito da viabilidade das alternativas.

Como sabemos, uma parte importante do investimento está destinada à produção de vapor de processo. É precisamente esta situação que torna complexa a análise, já que é muito difícil separar esses recursos, levando muitas vezes os analistas a adotarem critérios relativamente arbitrários para a alocação de investimentos. Com a segunda forma de abordagem, este problema é minimizado, já que ao comparar, de modo diferencial, os investimentos e receitas das diversas configurações com os

investimentos e receitas da alternativa Padrão, estamos fazendo a avaliação da atratividade relativa das diversas alternativas. Em outras palavras, estaremos avaliando quanto a mais tenho que investir para obter tanto a mais de energia elétrica, e quanto a mais ou menos vou obter de bagaço excedente. Desta forma o enfoque é dirigido a uma relação direta entre investimento adicional e produção de eletricidade e bagaço a mais ou a menos.

Configuração	Custo do Inves. (US\$ dólares)	Produção de Energ. Elétrica (kW)	kWh/t de cana	Excedente de Bagaço (t/h)	US\$/kW
Padrão (var 1)	8.923.090	5526,0	14,43	23,65	1614,75
Atual (var1)	9.998.252	7008,5	18,3	22,78	1426,59
Conf.3 (var 1)	20.743.527	10081,05	26,32	21,05	2057,67
Conf.5 (var 2)	27.671.611	15332,05	40,03	22,13	1804,82
Conf.7 (var 3)	22.353.236	10034,2	26,2	26,5	2227,70

Tabela 5.8: Análise Econômica das Configurações

Configuração	Custo a Mais do Investimento (US\$ dólares)	Produção de Energ. Elétrica a Mais (kW)	kWh/t de cana a Mais	Excedente de Bagaço (t/h)	US\$/kW
Atual	1.075.162	1482,5	3,87	-0,87	725,3
Conf.3 (var 1)	11.820.437	4555,0	11,89	-2,6	2522,6
Conf.5 (var 2)	18.748.521	9806,0	25,60	-1,52	1911,9
Conf.7 (var 3)	13.430.146	4508,2	11,77	2,85	2979,0

Tabela 5.9: Comparação em relação a Configuração Padrão

Na tabela 5.8 são apresentados os valores necessários para iniciar a análise econômica para cada uma das configurações. Na primeira coluna são mostrados os investimentos, calculados com base nos equipamentos necessários para cada uma das alternativas, como aparece de forma detalhada nas tabelas de 5.1 a 5.5

Os valores da produção de energia elétrica e excedente de bagaço são obtidos do programa de simulação. Já na tabela 5.9 aparecem os valores comparativos das

configurações em relação à Padrão. As quatro primeiras colunas são o resultado da subtração na tabela 5.8 das diversas configurações dos valores correspondentes à alternativa Padrão, dando o investimento adicional a ser feito para deixar de optar pela Padrão, e optar por qualquer uma das outras. A quantidade de energia elétrica a mais que se vai obter, assim como os kWh/t de cana a mais e o excedente de bagaço, que no caso das configurações Atual, 3 e 5, é excedente a menos. Esse fato é provocado nas duas primeiras configurações pela passagem a nível de pressão mais alto, e no caso da configuração 5 é devido às características desta, onde todo o vapor vai ser gerado a alta pressão. Para a configuração 7 existe realmente um excedente de 2,85 t de bagaço a mais. Já a última coluna representa os investimentos adicionais que seriam necessários por cada kW a mais obtido. É o resultado da divisão da coluna 1 pela 2 na tabela 5.9.

Esta tabela começa a refletir fatos importantes, como em relação à configuração 5, que sendo a de maior produção de energia elétrica não é a de maiores investimentos por cada kW produzido a mais, sendo unicamente superada pela configuração Atual, cuja geração de vapor ocorre a um nível de pressão muito menor (2,8 MPa) e cuja quantidade adicional de energia elétrica só é 15,2 % da produção adicional desta configuração, fato que distingue dita configuração das demais (configuração 3 e 7), que tem os mesmos parâmetros de geração a alta pressão.

Uma vez reunida esta informação decidimos calcular o número de anos necessários para que os investimentos sejam recuperados. Para isto, partimos da seguinte expressão:

$$I/R = \frac{[(1 + J)^n - 1]}{[J(1 + J)^n]} \quad (5.1)$$

Onde:

- I= Investimento
- R= Receita
- J= Taxa de Desconto anual
- n= Número de anos

Colocando em evidência o número de anos da expressão fica:

$$n = \frac{\log(x)}{\log(1 + J)} \quad (5.2)$$

Onde:

$$x = \frac{1}{1 - J(\frac{I}{R})} \quad (5.3)$$

Pelo que o número de anos fica expresso em função da relação I/R, pois a taxa de desconto pode ser fixada.

Da relação I/R, I, que é o investimento, também tem um valor único para cada configuração, então só temos que calcular o valor de R (Receita).

$$R = R_e + R_b - D_{mo} \quad (5.4)$$

Onde:

- R= Receita Total
- R_e = Receita pela venda de eletricidade
- R_b = Receita pela venda de Bagaço
- D_{mo} = Despesa por Manutenção e Operação

Para nossos cálculos D_{mo} , foi adotado como 2,3 % do Investimento (valor considerado adequado para o presente estudo).

Os cálculos para determinar o valor da receita pela venda de bagaço aparecem refletidos na tabela 5.10, onde foi tomado como preço para a venda de bagaço o valor de 4,86 US\$/t, valor pago em Cuba em 1993.

Como fator de capacidade de moagem foi adotado 0,80 já que no setor açucareiro é usual verificar-se 10 % de parada planejada para manutenção etc, e foi acrescentado mais 10 %, para levar em conta quebras, paradas por chuva e outros imprevistos, não

Configuração	Excedente de Bagaço (t/h)	Preço de Bagaço (US\$/t)	Fator de Capacidade de Moagem	Excedente de Bagaço (t/safra)	Receita pela Venda de (US\$)
Padrão (var 1)	23,65	4,86	0,80	68112,0	331024,32
Atual (var1)	22,78	4,86	0,80	65606,4	318847,10
Conf.3 (var 1)	21,05	4,86	0,80	60624,0	294632,64
Conf.5 (var 2)	22,13	4,86	0,80	63734,4	309749,18
Conf.7 (var 3)	26,50	4,86	0,80	76320,0	370915,20

Tabela 5.10: Valor da Receita pela venda de Bagaço R_b

contemplados. Os cálculos todos são feitos para 150 dias de safra que é o período previsto de duração da safra em Cuba.

Para a receita pela venda de eletricidade (R_e), os cálculos são apresentados na tabela 5.11.

Aqui foi definido o consumo de eletricidade da usina, o qual foi adotado como 12 kWh/t de cana (Cencin et al., 1987). Uma vez adotado este consumo e tendo a produção de eletricidade, determinou-se o excedente a ser comercializado, que é a segunda coluna desta tabela. A seguir foi fixado o fator de capacidade de exploração do turbogerador, definido em 0,75, valor representativo de usinas cubanas, dado também pelos compromissos destas com o processo de produção de açúcar. Outra peculiaridade deste cálculo é o fato de que o valor pago pelo governo pela venda de eletricidade depende do horário. Assim, para diferentes horários, tem-se diferentes preços. Sendo assim, a distribuição do fator de exploração do turbo foi colocada visando o horário em que mais é remunerada a eletricidade, coincidente com o horário de maior demanda, chamado de horário "Pico" entre 18:00 e 22:00 horas. Isto é representado na tabela pelas colunas 3, 4 e 7. Na coluna 6 os kWh são o resultado do número de horas pelo excedente de energia elétrica, por 150 dias de safra, pelo fator de exploração do turbo, tudo isso multiplicado pelo preço da energia nesse horário, o que fornece o ganho que é dado na coluna 8. Nas últimas colunas são dados os valores totais da eletricidade gerada (kWh) e os ganhos de cada configuração, respectivamente.

Destaca-se com o maior valor da receita pela venda de eletricidade a configuração 5, que é a de maior excedente.

Configuração	Excedente Elétric. (kW)	Horário	Fator de Capacidade	No de Horas	(kWh)	Tarifa (US\$/kWh)	Receita (US\$)
Padrão	930	6:00-18:00	0,75	12	1.255.500	0,028	35.154
"	"	18:00-22:00	0,85	4	474.300	0,0842	39.936
"	"	22:00-06:00	0,70	8	781.200	0,015	11.718
"					2.511.000		86.808
Atual	2412,9	6:00-18:00	0,75	12	3.257.415	0,028	91.207,62
"	"	18:00-22:00	0,85	4	1.230.579	0,0842	103.614,75
"	"	22:00-06:00	0,70	8	2.026.836	0,015	30.402,54
"					6.514.830		225.224,9
Conf.3	5476,9	6:00-18:00	0,75	12	7.393.815	0,028	207.026,82
"	"	18:00-22:00	0,85	4	2.793.219	0,0842	235.189,04
"	"	22:00-06:00	0,70	8	4.600.596	0,015	69.008,94
"					14.787.630		511.224,8
Conf.5	10724	6:00-18:00	0,75	12	14.477.400	0,028	405.367,2
"	"	18:00-22:00	0,85	4	5.469.240	0,0842	460.510
"	"	22:00-06:00	0,70	8	9.008.160	0,015	135.122,4
"					28.954.800		1.000.999,6
Conf.7	5438,6	6:00-18:00	0,75	12	7.342.110	0,028	205.579,1
"	"	18:00-22:00	0,85	4	2.773.686	0,0842	233.544,36
"	"	22:00-06:00	0,70	8	4.568.424	0,015	68.526,4
"					14.684.220		507.649,8

Tabela 5.11: Valor da Receita pela venda de Eletricidade R_e

Nas tabelas 5.12 e 5.13, aparecem os valores das receitas por tonelada de cana moída e os valores totais, para cada configuração e para a comparação com a Padrão.

Configuração	Venda de Bagaço US\$/t de cana	Venda de Eletric. US\$/t de cana	Total US\$/t de cana
Padrão	864,3	226,6	1.090,9
Atual	832,5	588,1	1.420,6
Conf.3	769,3	1.334,8	2.104,1
Conf.5	808,7	2.613,6	3.422,3
Conf.7	968,4	1.325,5	2.293,9

Tabela 5.12: Valores das Receitas referidas a Toneladas de Cana Moída

Configuração	Venda de Bagaço US\$/t de cana	Venda de Eletric. US\$/t de cana	Total US\$/t de cana
Atual	-31,8	361,5	329,7
Conf.3	-95,0	1.108,2	1.013,2
Conf.5	-55,6	2.387,0	2.331,4
Conf.7	104,1	1.098,9	1.203,0

Tabela 5.13: Comparação com a configuração Padrão

Na tabela 5.14 aparecem calculados os valores da relação I/R para cada uma das configurações.

Configuração	(I) (US\$)	D_{mo} (US\$)	R_b (US\$)	R_e (US\$)	(R) (US\$)	(I/R)
Padrão	8.923.090	205.231,07	331.024,32	86.808,0	212.601,23	41,97
Atual	9.998.252	229.959,79	318.847,1	225.224,9	314.112,21	31,83
Conf.3	20.743.527	477.101,12	294.632,64	511.224,8	328.756,28	63,1
Conf.5	27.671.611	636.447,05	309.749,18	1.000.999,6	674.301,75	41,04
Conf.7	22.353.236	514.124,4	370.915,2	507.649,8	364.440,6	61,34

Tabela 5.14: Cálculo da Relação I/R

Como era de se esperar, estes valores são muitos elevados, pois incluem o investimento como um todo, sem a referida repartição entre produção de eletricidade e de vapor.

Na tabela 5.15 são apresentados os valores diferenciais correspondentes, obtidos por meio da diferença com os valores da instalação Padrão. Devido a isso, o investimento, e as receitas e despesas aparecem com o subíndice (d) para indicar valores diferenciais.

Configuração	I_d (US\$)	D_{mod} (US\$)	R_{bd} (US\$)	R_{ed} (US\$)	R_d (US\$)	(I/R)
Atual	1.075.162	24.728,73	-12.177,22	138.416,9	101.511,0	10,59
Conf.3	11.820.437	264.280,05	-36.391,68	424.416,8	123.745,07	95,5
Conf.5	18.748.521	431.215,98	-21.275,14	914.191,6	461.700,48	40,61
Conf.7	13.430.146	308.893,36	39.890,88	420.841,8	151.839,32	88,45

Tabela 5.15: Comparação com a Configuração Padrão

Temos que destacar que a segunda coluna continua sendo 2,3 % do investimento, agora diferencial.

Como pode ser observado na relação I/R, se obtém valores ainda maiores que os obtidos na tabela 5.14 para a configuração 3 e 7. Apenas para o caso da configuração Atual existe melhoria, passando de 31,83 para 10,59, e indicando sua grande atratividade em relação à alternativa Padrão.

Estes valores elevados de I/R na configuração 3 são devidos a que a receita diferencial pela venda de excedente de bagaço tem sinal negativo, já que representam o que se deixa de receber pela diminuição do excedente de bagaço. Isso faz com que o valor da receita total diminua e I/R aumente. No caso da configuração Atual, a mesma melhora, pois o investimento diferencial é pequeno, fazendo com que a despesa diferencial também seja pequena.

No caso da configuração 5, a relação I/R diminui um pouco: de 41,04 passa a 40,61, devido a que a proporção com que diminui a receita é quase igual à proporção em que diminui o investimento.

Na configuração 7, o valor de I/R aumentou substancialmente, pois o valor da receita caiu mais de 50% enquanto o investimento só diminuiu 40 %.

Uma vez analisada a forte influência que tem os valores do investimento adicional em relação ao número de anos de retorno do capital, decidimos reduzir o investimento nas configurações 3, 5 e 7, como reflete a tabela 5.16. Nesses casos existiam duas caldeiras de alta pressão de 50 TVh a 8 MPa e 485 °C, as quais substituímos por uma de 100 TVh, com os mesmos parâmetros. Foi obtida uma redução de investimento de aproximadamente 2.500.000 dólares. Essa substituição tende a diminuir o grau de flexibilidade operacional do parque de caldeiras da usina.

Configuração	(I) (US\$)	D_{mo} (US\$)	R_b (US\$)	R_e (US\$)	\hat{R} (US\$)	(I/R)
Padrão	8.923.090	205.231,07	331.024,32	86.808,0	212.601,23	41,97
Atual	9.998.252	229.959,79	318.847,1	225.224,9	314.112,21	31,83
Conf.3	18.230.027	419.290,62	294.632,64	511.224,8	386.566,82	47,16
Conf.5	25.158.111	578.636,55	309.749,18	1.000.999,6	732.112,23	34,36
Conf.7	19.839.736	456.313,93	370.915,2	507.649,8	422.250,87	46,98

Tabela 5.16: Cálculo da Relação I/R com novos valores do Investimento

Como se observa nesta tabela os valores de I/R para as configurações experimentam reduções de 25, 16 e 23 % respectivamente. Isso porque houve diminuição de despesas e também do investimento. Embora exista essa redução os valores de I/R ainda são grandes, o menor para estas três configurações é de 34,36.

Na tabela 5.17 se apresentam os valores diferenciais, que ao serem comparados com a tabela similar (tab 5.15) mostram reduções substanciais na relação I/R das configurações que tiveram seus investimentos reduzidos (3,5 e 7). No entanto, os valores de I/R continuam sendo bastante elevados.

Como ficou evidenciado, o valor do investimento é muito elevado, fazendo com que a relação I/R também o seja. Assim, o número de anos para a recuperação do investimento adicional é muito elevado, pelo que ditos investimentos só poderiam ser justificados se, ao serem comparados com os de outras instalações de produção de potência, estas fossem menos viáveis.

Configuração	I_d (US\$)	D_{mod} (US\$)	R_{bd} (US\$)	R_{ed} (US\$)	R_d (US\$)	(I/R)
Atual	1.075.162	24.728,73	-12.177,22	138.416,9	101.511,0	10,59
Conf.3	9.306.937	214.059,55	-36.391,68	424.416,8	173.964,77	53,5
Conf.5	16.235.021	373.405,48	-21.275,14	914.191,6	519.510,98	31,25
Conf.7	10.916.646	251.082,86	39.890,88	420.841,8	209.649,82	52,07

Tabela 5.17: Comparação com a Configuração Padrão

5.2.1 Influência do Preço do Bagaço na relação I/R

Um aspecto que apresenta grande interesse nesta análise, são os preços dos produtos que são vendidos pela usina, neste caso o bagaço e a energia elétrica, ambos componentes fundamentais da receita total e que portanto tem influência direta na relação I/R.

Neste item analisaremos o efeito do preço do bagaço, a partir da redução do valor do investimento feito no item anterior. Para esta abordagem elevamos o preço do bagaço para 10 US\$/t, valor adequado para uma comparação.

Os resultados aparecem na tabela 5.19 para cada uma das variantes e na tabela 5.20 os valores diferenciais comparativos com a instalação Padrão.

O cálculo da receita pela venda do bagaço ao preço de 10 US\$/t se reflete a continuação.

Configuração	Excedente de Bagaço (t/h)	Preço de Bagaço (US\$/t)	Fator de Capacidade de Moagem	Excedente de Bagaço (t/safra)	Receita pela Venda de (US\$)
Padrão (var 1)	23,65	10,0	0,80	61.112,0	681.120
Atual (var1)	22,78	10,0	0,80	65.606,4	656.064
Conf.3 (var 1)	21,05	10,0	0,80	60.624,0	606.240
Conf.5 (var 2)	22,13	10,0	0,80	63.734,4	637.344
Conf.7 (var 3)	26,50	10,0	0,80	76.320,0	763.200

Tabela 5.18: Valor da Receita pela venda de Bagaço R_b (a 10 US\$/t)

Configuração	(I) (US\$)	D_{mo} (US\$)	R_b (US\$)	R_e (US\$)	(R) (US\$)	(I/R)
Padrão	8.923.090	205.231,07	681.120	86.808,0	562.696,93	15,86
Atual	9.998.252	229.959,79	656.064	225.224,9	651.329,11	15,35
Conf.3	18.230.027	419.290,62	606.240	511.224,8	698.174,18	26,11
Conf.5	25.158.111	578.636,55	637.344	1.000.999,6	1.059.707,05	23,74
Conf.7	19.839.736	456.313,93	763.200	507.649,8	814.535,87	24,36

Tabela 5.19: Cálculo da Relação I/R com novo valor do Bagaço

Configuração	I_d (US\$)	D_{mod} (US\$)	R_{bd} (US\$)	R_{ed} (US\$)	R_d (US\$)	(I/R)
Atual	1.075.162	24.728,73	-25.056,0	138.416,9	88.632,17	12,13
Conf.3	9.306.937	214.059,55	-74.880,0	424.416,8	135.477,25	68,69
Conf.5	16.235.021	373.405,48	-43.776,0	914.191,6	497.010,12	32,66
Conf.7	10.916.646	251.082,86	82.080,0	420.841,8	251.838,94	43,35

Tabela 5.20: Comparação com a Configuração Padrão

Como se depreende da tabela 5.19 os valores da relação I/R são marcadamente inferiores aos apresentados na tabela 5.16, aproximadamente em 50 %, devido a que ao aumentar a receita pela venda de bagaço cresce o valor da receita total, reduzindo-se o valor de I/R. Os valores obtidos são ainda elevados.

Na tabela 5.20 mostra-se os valores comparativos com a instalação Padrão. Como se pode constatar, se comparamos os mesmos com os valores obtidos na tabela 5.17, quando o preço do bagaço era de 4,86 US\$/t, os valores obtidos para as instalações Atual, 3 e 5 são piores, devido ao fato de que nestas instalações produz-se um consumo adicional de bagaço por parte da usina. Dessa forma, é menor a quantidade de bagaço excedente, e assim o que se deixa de ganhar é bastante, entrando no cálculo da receita total diferencial com sinal negativo, diminuindo a receita e aumentando o valor de I/R. No caso da configuração 7 ocorre o contrário, em relação à Padrão, obtendo-se maior quantidade de excedente de bagaço e um maior ganho na receita pela venda do mesmo. Com isso, I/R diminui mas esta redução ainda não satisfaz o critério de tempo mínimo de retorno do investimento igual a 25 anos.

Conclui-se que mesmo dobrando o preço do bagaço não se consegue obter valores de I/R aceitáveis, que conduzam a prazos razoáveis de retorno do investimento. A influência do investimento para estes preços do bagaço torna inviáveis tais instalações, nessas condições.

5.2.2 Influência do Preço da Energia Elétrica na relação I/R

Uma vez observados os resultados para valores elevados do preço do bagaço decidimos fazer uma análise do comportamento da relação I/R para diferentes preços da energia elétrica. Começando com um valor médio de 34,6 US\$/MWh, preço atual, foi considerada sua variação até 150 US\$/MWh. Isto foi feito mantendo o valor do preço do bagaço de 10 US\$/t. Inicialmente, foram consideradas as configurações como mostra a tabela 5.21, obtendo-se a figura 5.2, e posteriormente os valores comparativos com a instalação Padrão, de significado mais relevante neste estudo, como apresentado na tabela 5.22, obtendo-se a figura 5.3.

Como havíamos dito anteriormente, para que a análise leve a valores admissíveis para os prazos de retorno do investimento adicional, a relação I/R deve ser menor que 10 para uma taxa de desconto anual mínima de 10 %, valor adotado como referencial neste trabalho.

Como pode-se observar na tabela 5.21, apresentam-se os valores de I/R para cada uma das configurações, em função dos diferentes preços da energia elétrica. Com as condições anteriormente descritas se depreende que a configuração Padrão apresenta valores elevados de I/R até para preços de 150 US\$/MWh estando sempre acima de 10. A configuração Atual começa a dar valores razoáveis a partir de 90 US\$/MWh, assim como as configurações 3 e 7 a partir de 120 US\$/MWh. A configuração 5 atinge o limite a partir de 85 US\$/MWh. Com uma taxa de desconto de 10 % ao ano chega-se a retorno do investimento em prazos superiores a 25 anos. Quando o valor da energia elétrica atinge os 120 US\$/MWh, para uma mesma taxa de juros, é que o retorno do investimento cai para uma faixa aceitável para as configurações 3 e 7, sendo obtidos os valores de 28 e 33 anos. Sempre considerando nesses casos a totalidade dos investimentos realizados e as receitas apenas de eletricidade e de bagaço excedente.

Preço da Energ. Elétrica (US\$/MWh)	Padrão	Atual	Conf. 3	Conf. 5	Conf. 7
34,6	15,85	15,35	26,09	23,72	24,34
40	15,48	14,56	23,42	20,67	22,19
45	15,15	13,90	21,39	18,48	20,50
50	14,84	13,30	19,68	16,70	19,06
55	14,53	12,75	18,22	15,24	17,80
60	14,24	12,24	16,97	14,01	16,70
65	13,96	11,77	15,88	12,96	15,73
70	13,69	11,33	14,92	12,06	14,86
75	13,43	10,93	14,06	11,28	14,09
80	13,18	10,55	13,31	10,59	13,39
85	12,94	10,20	12,62	9,98	12,76
90	12,71	9,87	12,01	9,44	12,18
95	12,49	9,57	11,45	8,95	11,66
100	12,27	9,28	10,94	8,51	11,17
110	11,86	8,75	10,05	7,75	10,32
120	11,48	8,28	9,29	7,12	9,59
130	11,12	7,85	8,64	6,58	8,95
140	10,78	7,47	8,07	6,12	8,40
150	10,47	7,12	7,58	5,71	7,90

Tabela 5.21: Valores da relação I/R para diferentes preços da Energia Elétrica

Ainda nesses termos, no caso da configuração Atual, para o preço da energia elétrica de 100 US\$/MWh, o retorno se produz aos 28 anos e para a configuração 5 o retorno se dá aos 30 anos, para um valor da eletricidade de 90 US\$/MWh.

Esta tendência pode ser observada por meio da figura 5.2.

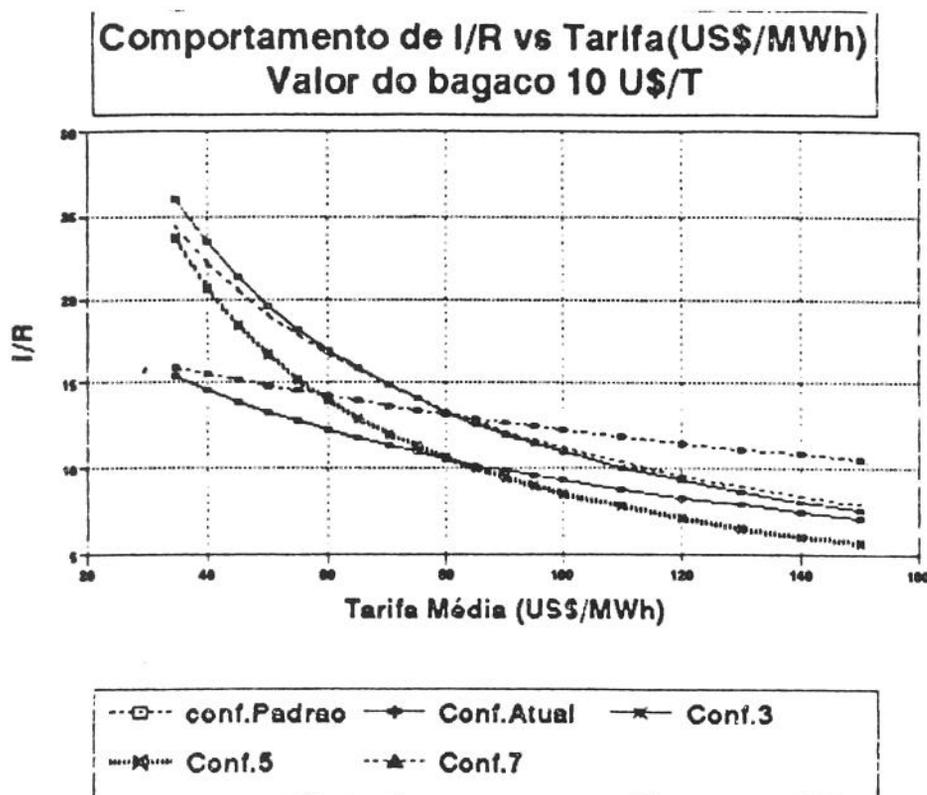


Figura 5.2: Relação de I/R e o preço da Eletricidade

A configuração Padrão não atinge valores de I/R abaixo de 10. As restantes atingem este valor, e inclusive valores inferiores, a partir de 85 US\$/MWh, como é o caso da configuração 5. Em geral, a tendência é a diminuição de I/R na medida em que aumenta o preço da energia elétrica.

Na tabela 5.22, mais significativa por considerar somente os valores diferenciais de investimento e de receita, mostra-se os valores comparativos em relação à instalação Padrão.

Preço da Energ. Elétrica (US\$/MWh)	Atual	Conf. 3	Conf. 5	Conf. 7
34,6	12,11	68,52	32,61	43,28
40	9,74	46,04	25,34	34,33
45	8,24	35,32	21,01	28,82
50	7,15	28,65	17,94	24,83
55	6,31	24,09	15,65	21,81
60	5,64	20,79	13,88	19,44
65	5,11	18,28	12,47	17,54
70	4,66	16,31	11,32	15,98
75	4,29	14,73	10,37	14,67
80	3,97	13,43	9,56	13,56
85	3,70	12,33	8,87	12,61
90	3,46	11,41	8,27	11,78
95	3,25	10,61	7,75	11,05
100	3,07	9,91	7,29	10,41
110	2,75	8,77	6,51	9,33
120	2,50	7,86	5,89	8,45
130	2,28	7,12	5,37	7,72
140	2,10	6,51	4,94	7,11
150	1,95	5,99	4,57	6,59

Tabela 5.22: Valores da relação I/R Comparados com a Padrão

Como é observado, todas as configurações atingem valores possíveis para a faixa de preços considerada. A configuração 7 é a que apresenta os resultados menos favoráveis pois começa a apresentar atratividade a partir do preço da energia elétrica em 110 US\$/MWh. Nesse caso o tempo de retorno do investimento adicional seria de 28 anos.

As variantes que apresentam os melhores resultados em termos de atratividade são a Atual e a 5. A primeira já para preços da ordem de 45 US\$/MWh apresenta um tempo de retorno do investimento adicional de 18 anos. Para a configuração 5, obtém-se com valores de 80 US\$/MWh um tempo de retorno de 33 anos para o diferencial de investimento.

A instalação número 3 fornece valores atrativos a partir de 120 US\$/MWh, com prazos de retorno da ordem de 22 anos.

A tendência do comportamento de I/R (calculado com os valores diferenciais obtidos) é apresentada a seguir:

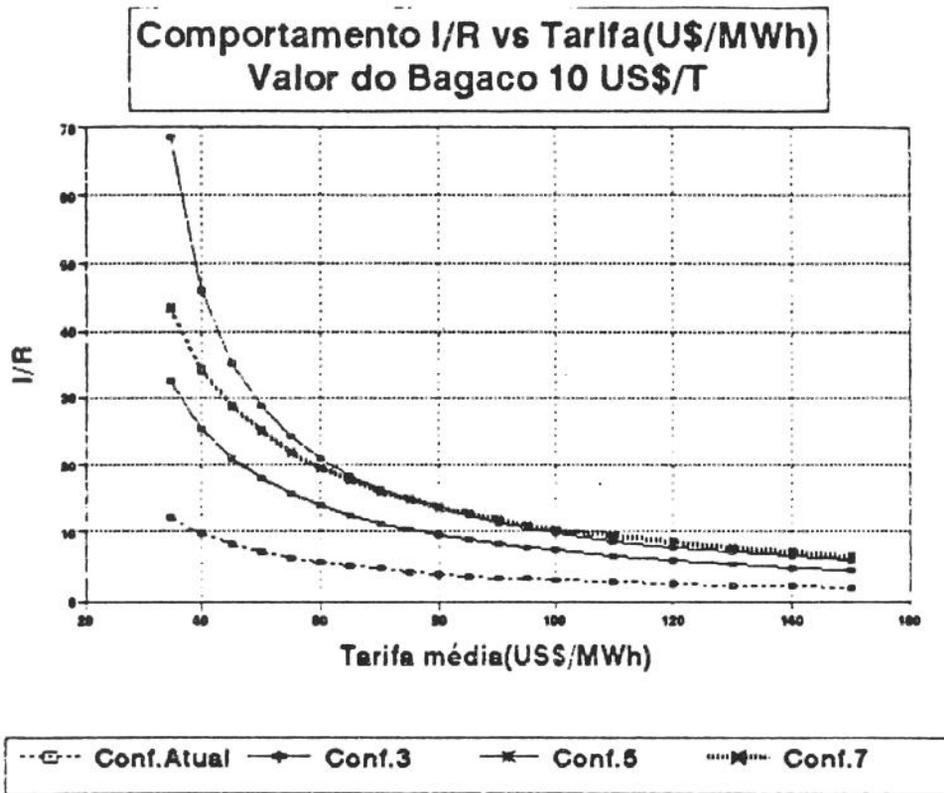


Figura 5.3: Relação de I/R e o preço da eletricidade comparados com a Padrão

Para mostrar a dependência que existe entre a relação I/R (investimento/receita), J (taxa de desconto anual) e o prazo de retorno do investimento, é apresentada a tabela 5.23, onde aparecem os valores de I/R em função do número de anos. No nosso caso, definimos como máximo o prazo de 30 anos, e foram considerados seis valores da taxa de desconto anuais (10 %, 12 %, 14 %, 16 %, 18 % e 20 %).

Estes valores foram obtidos através da expressão (5.1) já conhecida.

Anos	10 %	12 %	14 %	16 %	18 %	20 %
1	0,91	0,89	0,88	0,86	0,85	0,83
3	2,49	2,40	2,32	2,24	2,17	2,11
5	3,79	3,60	3,43	3,27	3,13	2,99
7	4,87	4,56	4,28	4,04	3,81	3,60
10	6,14	5,65	5,22	4,83	4,49	4,19
13	7,10	6,42	5,84	5,34	4,91	4,53
15	7,61	6,81	6,14	5,57	5,09	4,67
17	8,02	7,12	6,37	5,75	5,22	4,77
20	8,51	7,47	6,62	5,93	5,35	4,87
23	8,88	7,72	6,79	6,04	5,43	4,92
25	9,07	7,84	6,87	6,10	5,47	4,95
27	9,24	7,94	6,93	6,14	5,49	4,96
30	9,43	8,05	7,00	6,18	5,52	4,98

Tabela 5.23: Valores da relação I/R em função do prazo e da taxa

Na figura 5.4, as curvas apresentam o comportamento referido.

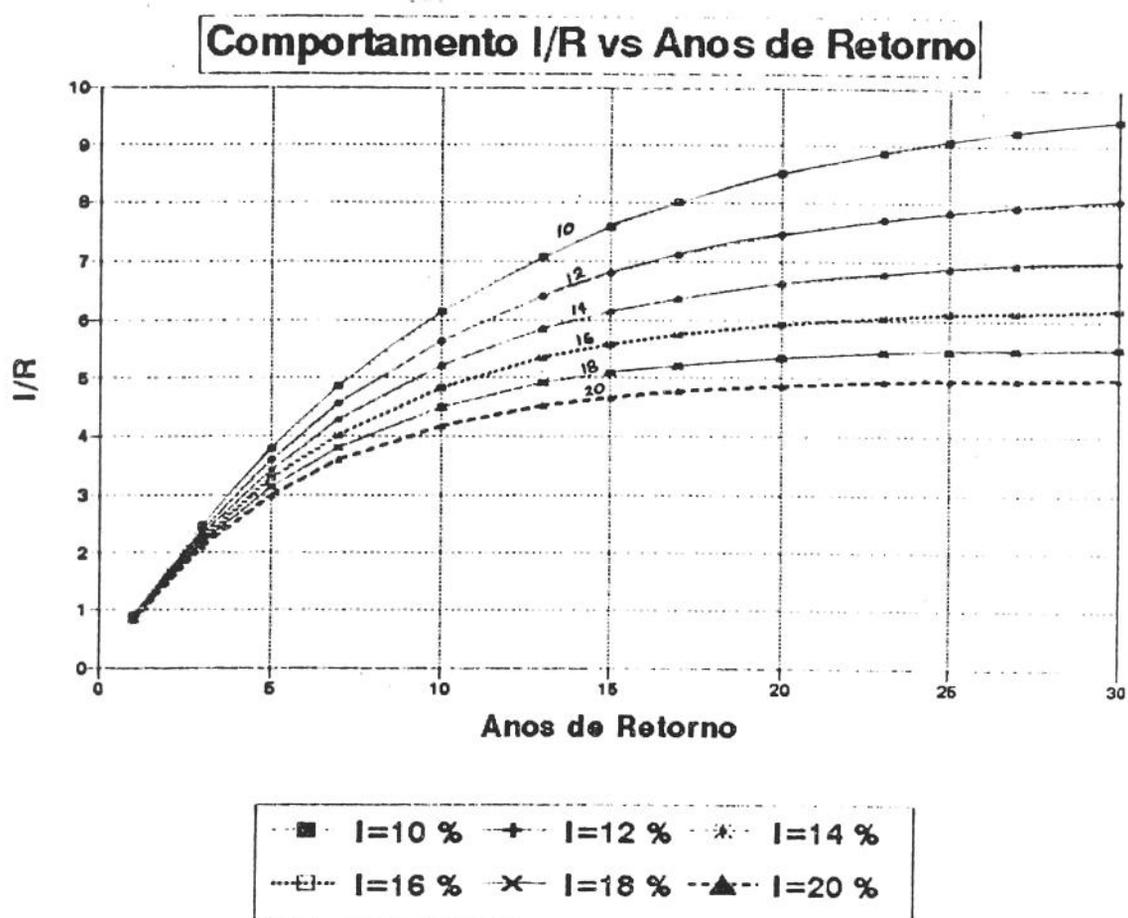


Figura 5.4: Tendência da relação I/R em função dos anos e juros

À medida em que I/R aumenta, para um mesmo valor de taxa de desconto, o prazo de retorno do investimento também aumenta. Para um mesmo valor da relação I/R, à medida que a taxa de desconto anual aumenta, o prazo para o retorno é maior. Fica em evidência que se queremos ter um prazo de retorno do investimento inferior a 30 anos, o valor de I/R terá de ser inferior a 10, para uma taxa de desconto de 10 %, como mostra a referida figura.

5.2.3 Resumo

As configurações analisadas apresentam investimentos elevados. Para que as mesmas possam apresentar viabilidade, é essencial que a alocação dos investimentos considere adequadamente o papel do sistema de potência na geração do vapor de processo. Por meio da análise comparativa de investimentos e de receitas efetuada aqui, é possível concluir que as alternativas mais atrativas em relação à configuração padrão são a Atual e a número 5.

A atratividade da configuração Atual, referida à Padrão, manifesta-se quando a energia elétrica atinge o patamar de 45 US\$/MWh, com o bagaço a 10 US\$/t.

Para a configuração 5, nessas mesmas condições, a atratividade manifesta-se a partir de preços da energia elétrica na faixa de 80 US\$/MWh. Considera-se que a configuração 5, que ao longo de todas as análises, foi a que apresentou o melhor desempenho energético, deve ser considerada como a mais indicada num quadro de escassez de recursos energéticos e na ausência de alternativas economicamente mais viáveis.

Capítulo 6

Conclusões e Recomendações

O desenvolvimento da cogeração no setor açucareiro impõe a necessidade da introdução de caldeiras mais eficientes, trabalhando com pressões e temperaturas mais altas, junto ao aumento da eficiência dos equipamentos de conversão, com vistas a obter excedentes consideráveis de energia elétrica para comercialização, assim como uma utilização mais racional do vapor no esquema térmico da usina.

Das diversas simulações efetuadas para seleccionar o esquema de cogeração de melhor desempenho em termos de produção de potência conclui-se:

Com o aumento dos parâmetros do vapor para a configuração 5 (8 MPa e 485 °C), da variante 2, obteve-se os melhores resultados, chegando a excedentes de 144 % em relação à usina Padrão (1,8 MPa e 320 °C). Isto é devido às características da variante, onde todo o vapor gerado é turbinado para depois ser ramificado às turbomoendas. Por essa razão esta variante é mais vantajosa que as outras.

O aumento das eficiências dos geradores de vapor conduz necessariamente a uma redução do consumo de combustível (bagaço). Nesta avaliação as eficiências das caldeiras de baixa foram alteradas de 75 % para 82 %, e as de alta de 82 % para 86 %. Com isto observam-se maiores reduções nas variantes que tem caldeiras de baixa, já que o aumento de eficiência destas é mais significativo que, por exemplo, na variante 2, onde só existem caldeiras de alta. Na variante 1 e 3 observaram-se reduções de 6 % e 5 % respectivamente, e na variante 2 de 4,5 % em média.

O incremento da demanda de vapor de processo provoca um aumento da geração de eletricidade. Os resultados mais elevados foram obtidos para a configuração 5 (8MPa e 485 °C) da variante 2, onde para uma demanda de 0,7 t de vapor de processo/t de cana gerou-se 84 kWh/t de cana. Na configuração 3 (8MPa e 485 °C) da variante 1 para esta mesma demanda a geração é de 71,8 kWh/t de cana. A análise do consumo de bagaço mostra que a configuração 5 não pode atingir demandas superiores a 0,53 t de vapor de processo/t de cana pois isto implicaria na compra de bagaço para gerar vapor. No caso da variante 1, esta situação acontece para valores entre 0,52 - 0,56 t de vapor de processo/t de cana, segundo a configuração a ser desenvolvida; estes valores foram obtidos para (8MPa e 485 °C) e (1,8MPa e 320 °C), respectivamente.

O incremento da temperatura do vapor provoca aumento na geração de eletricidade devido à sua incidência no salto térmico da turbina. Devido a suas próprias características, a configuração 5 (8MPa e 485 °C), da variante 2, foi a de melhor resultado em relação ao aumento da temperatura do vapor, chegando a obter geração de 71,3 kWh/t de cana ou 253 kWh/t de bagaço consumido, para uma demanda de 0,6 t de vapor de processo/t de cana, valores muito superiores aos obtidos na configuração 7 (8 MPa e 485 °C) da variante 3. Estes incrementos de geração elétrica são maiores na medida em que a demanda de vapor cresce, aumentando assim a vantagem da variante 2.

Se a demanda de vapor de processo é constante e aumentamos a temperatura do vapor gerado, aumentará a geração de eletricidade, como exposto anteriormente, mas a geração de vapor nas caldeiras deverá diminuir pois, maior quantidade de vapor é introduzido no ciclo através dos dosadores para manter os parâmetros do vapor de processo. Esta diminuição do vapor gerado não ocasiona reduções da geração elétrica, já que o aumento da temperatura incide mais do que a redução da produção de vapor. A configuração 5 (8 MPa e 485 °C) da variante 2 foi a de maior geração elétrica com menor quantidade de vapor gerado. Esta situação é mais perceptível na medida em que aumenta a temperatura do vapor.

A análise exergetica evidenciou os equipamentos com maiores irreversibilidades, tais como: Gerador de vapor, no processo de combustão; Produtores de potência, devido a ineficiências dos equipamentos de conversão. Desta análise a configuração 5 (8 MPa e 485 °C) da variante 2 foi a de melhor utilização da energia disponível. De toda a exergia do combustível, chegou-se a transformar 8,1 % em potência elétrica. A variante 1 configuração 3 (8 MPa e 485 °C) e Padrão (1,8 MPa e 320 °C) só conseguiram 6,5 % e 3,5 % respectivamente, o que situa a configuração 5 em melhores condições.

A análise econômica revelou que as configurações avaliadas, devido aos elevados investimentos envolvidos tornam-se atrativas em relação à alternativa Padrão apenas para preços da energia elétrica mais elevados do que os exercidos atualmente. Apresentam-se como mais atraentes as configurações: A Atual quando os preços do bagaço atingem os 10 US\$/t e a energia elétrica ao redor de 45 US\$/MWh. A configuração 5, para este mesmo preço do bagaço, e quando a energia elétrica é paga a 80 US\$/MWh. Nesses casos foi sempre considerada a geração de 0,4 toneladas de vapor de processo por tonelada de cana moída. Para valores superiores de geração de vapor a atratividade dessas alternativas pode ser superior. A configuração 5, que apresentou em todas as simulações os melhores resultados em termos de geração de potência, deve ser vista como a mais atraente em termos de aproveitamento dos recursos energéticos envolvidos, principalmente no caso em que não existam outras alternativas economicamente mais vantajosas.

Recomendações

Realizar um estudo da configuração 5 (8MPa e 485 °C) utilizando turbina de condensação com extrações, com vistas a avaliar os incrementos de geração de potência e poder compará-los com os obtidos neste trabalho, assim como a respectiva avaliação econômica. Também há a possibilidade de estudar extrações de vapor da turbina para plantas de derivados como furfural, aglomerados, etc.

Um aspecto de interesse é também o estudo das possibilidades de geração de eletricidade em período de entre-safra, que tem que estar associadas ao uso de turbinas de condensação, avaliando a geração de eletricidade e fundamentalmente o consumo de combustível necessário durante esse período.

Fazer a avaliação de ciclos com turbinas a gás a partir da gaseificação do bagaço de cana, a qual será interessante pelos índices de geração de eletricidade obtidos com base em estudos teóricos.

Aplicar a estas variantes analisadas os métodos de otimização com vista a maximizar a geração de potência elétrica e minimizar os custos de operação.

Fazer uma avaliação do ponto de vista da termoeconomia dos sistemas estudados, para determinar os custos exergoeconômicos dos fluxos presentes. O estudo desses custos pode permitir a otimização dos parâmetros de funcionamento e exploração da usina.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Azor, B.A., "Análisis de la cogeneración". Relatorio de la Comisión de Inspección Estatal Energética de Santiago de Cuba, 1991.

Babus'Haq, R.F.; Probert,S.D.; O'Callaghan, P.W., "Assessing the prospects and commercial viabilities of small-scale CHP Schemes",Appl Energ, Vol 31, n 1, pp 19 - 30, 1988.

Balbo,J.M. Padovani Neto, A., "Excedentes de energia elétrica e sobra de bagaço para diferentes concepções e sistemas de conversão e utilização de energia aplicáveis à indústria sucro-alcooleira" STAB, Vol 6, n 2, pp 52 58, Novembro/Dezembro de 1987.

Barroso,J. e Barrera,F. "Sobre la realización de pruebas termotecnicas a los generadores de vapor que combustionan bagazo",Ingenieria Energetica, n 2 pp 164-170, 1988.

Bouvet,E.P. "Cane-based power for export: Overview and Hawaii experience", Proceedings of the International Conference on Energy from Sugar cane: Progress and Prospects, Hilo, Hawaii, 1991.

Bouvet,E.P. "Cogeneracion de energia eléctrica en las fabricas de azucar para la red publica de Hawai.Situación actual y perspectivas futuras", Proceedings del seminario regional OLADE/CONEA, Diciembre, pp 453 479, 1992.

Colectivo de Autores, "La caña de azucar como base de un desarrollo agro-industrial sostenible", Conferencia Mundial sobre el desarrollo y medio ambiente, Ministerio de la industria azucarera de Cuba.Rio de Janeiro-São Paulo,Brasil, Junio 1992.

Colectivo de Autores, "La cogeneración a altas presiones: Un imperativo economico a nuestro alcance",1ra Conferencia Internacional sobre Alta Eficiencia en la Industria Azucarera,Ciudad de la Habana,Cuba,Marzo ,1986.

COPERSUCAR, "Geração de energia elétrica em usinas e destilarias", Relatório Técnico Econômico-Financeiro,Piracicaba,Novembro.1991.

Cencin, E.; Oliva, G.A.; Llagostera B., J.I., "Avaliação do potencial de cogeração no setor sucroalcooleiro na área de concessão da CPFL", CPFL,Campinas,1987.

ELETROBRÁS(a), Plano 2015-Estudo de Oferta e Demanda/Estratégia de Expansão do Sistema, Rio de Janeiro, 1993.

FAKT, "Informe - energias renovables em Cuba", Elaborado por los participantes del viaje de estudios "Energia Renovable y Ecologia en Cuba, Noviembre, 1991.

FAO, "Production yearbook 1992", FAO, Statistics Series n 112, 1993.

Franks, R.G.E., "Modeling and simulation in chemical engineering", New York, Wiley, 1972.

George, J.P., "La Cogeneration: Le gas naturel au service de la performance economique" Artigo, Rev. de L' ENERGIE.n 430, Maio 1991, pp 318-321.

IPT, "Conservação de energia na indústria do açúcar e do álcool", Manual de recomendações, IPT, 1990.

Keenan,J.H. et al., "Steam tables", New York, Wiley, 1978.

Kotas,J.T., "The exergy method of thermal plant analysis", 1985.

Larson,E.D., Williams,R.H., Ogden,J.M., Hilton,M.G., "Biomass-gasifier steam-injected gas turbine cogeneration for the cane sugar industry", Proceedings of the XIV Conference Energy from Biomass and Wastes,Institute of Gas technology, Chicago, 1991.

Larson,E.D., "Sumary report of visit to Cuba", June 20-24 , 1994.

Llagostera B., J.I. "Subrotinas computacionais de elevada exatidão para determinação de propriedades termodinâmicas da água". In: Anais do V Encontro Nacional de Ciências Térmicas (ENCIT), São Paulo-SP, pp. 395-398, 7-9 dez., 1994.

Llagostera B., J.I.; OLIVA G.A.; SALAZAR, S. "Aplicação do método da exergia à análise termodinâmica do sistema de cogeração em usinas de açúcar e álcool". In: Anais do II Encontro Nacional de Ciências Térmicas (ENCIT), pp. 277-280, Águas de Lindóia-SP, 1988.

Magasiner,N., "The Effect of fuel moisture content on the performance of a typical bagasse fired water tube boilers", Proceedings of the 61 th Congress of the South African Sugar Technologists 'Association, pp 86 89, 1987.

Marecki, J., "Combined heat and power generating systems", Energy Series 3, London: Peter Peregrinus Ltd ,1988.

Noel, R., " Cogeneration and the optimal steam/energy balance", International Sugar Journal v 96,n 1146 pp 205 - 209, 1994.

Ogden,J.M.; Williams, R.H.; Fulmer,M.E., "Cogeneration applications of biomass gasifier/gas turbine technology in the cane sugar and alcohol industries", Energy and Environment in the 21 st Century Proceedings of the Conference held in the Massachusetts Institute of Technology, Cambridge, Massachusetts, pp 311-346, 1990.

Oliva,L., "Notas de aula del Curso internacional sobre aprovechamiento energetico del bagazo de cana", Universidad de Oriente, Santiago de Cuba, 1994.

ONU, "Energy statistics yearbook", United Nations, 1993.

Pedraja,R.E., Benavides,S.M., Alamo,A.R., Alonso,M.C., "Sistemas de utilización del Calor en la Indústria Azucarera", ENPES, La Habana, 1990.

Perrella,J.A., "Planejamento de centrais de cogeração: Uma abordagem multiobjetiva", Tese de Doutorado, UNICAMP, Campinas, Agosto, 1994.

Prieto P.N., "Eficiência em caldeiras na agro-indústria canavieira" série STAB , n 1, Piracicaba, SP, 1982.

Sieczka,E., "Cuba: Empleo de la cogeneración", Proceedings del Seminario Regional OLADE/CONEA, Diciembre, pp 311 330, 1992.

Silva,E., Beaton,P., "Pruebas de balance térmico en calderas para bagazo", Ediciones ISPJAM, Santiago de Cuba, 1991.

Szargut,J. , Morris,D.R. and Steward,F.R. Exergy analysis of thermal, chemical, and metallurgical processes. Hemisphere, New York, 1988.

USAID, "Advanced cogeneration in Indian sugar industry", Report of the Office of Energy and Infraestructure, 1993.

Walter,A., "Geração descentralizada", Relatório número 1 do convênio UNICAMP-ELETROPAULO, Dezembro, 1992.

Walter,A., "Viabilidade e perspectivas da cogeração e da geração termoelétrica junto ao setor sucro alcooleiro", Tese de Doutorado, UNICAMP, Campinas, 1994.

Zarpelon,F., "Panorama da cogeração em alguns países produtores de cana de açúcar", Artigo apresentado na Jornada Paulista sobre Produção Particular de Energia Elétrica, CPFL, Campinas, Dezembro, 1992.

Apêndice A

Programa de Simulação

A seguir são expostos os recursos necessários para a compreensão do programa para a simulação:

- Linhas e seus estados termodinâmicos correspondentes ao fluxograma de cada variante;
- Listagem do programa;
- Arquivo de dados;
- Arquivo de resultados;
- Programa principal de cada uma das variantes.

LINHA	ESTADO	INICIO	FIM
2	1	S.R.B	C-1
3	2	C-1	M-1
4	1	S.R.B	C-2
5	3	C-2	M-1
6	1	S.R.B	C-3
7	4	C-3	M-1
8	1	S.R.B	C-4
9	5	C-4	M-1
10	11	S.R.B	C-5
11	12	C-5	M-2
12	11	S.R.B	C-6
13	13	C-6	M-2
14	11	S.R.B	C-7
15	14	C-7	M-2
16	11	S.R.B	C-8
17	15	C-8	M-2
18	39	S.R.B	C-9
19	40	C-9	M-3
20	39	S.R.B	C-10
21	41	C-10	M-3
22	6	M-1	DVI-1
23	6	DVI-1	EXP-1
24	7	EXP-1	M-6
25	6	DVI-1	TG-1
26	8	TG-1	M-6
27	6	DVI-1	EXP-2
28	10	EXP-2	M-2
29	9	M-6	DOS-1
30	16	M-2	DVI-2
31	16	DVI-2	DVI-3
32	16	DVI-3	TM-1

Tabela A.1: Linhas e Estados no Fluxograma

LINHA	ESTADO	INICIO	FIM
33	17	TM-1	M-4
34	16	DVI-3	TM-2
35	18	TM-2	M-4
36	16	DVI-3	TM-3
37	19	TM-3	M-4
38	16	DVI-3	TM-4
39	20	TM-4	M-4
40	16	DVI-3	TM-5
41	21	TM-5	M-4
42	16	DVI-3	TM-6
43	22	TM-6	M-4
44	23	M-4	M-7
45	16	DVI-2	DVI-4
46	16	DVI-4	TM-7
47	24	TM-7	M-5
48	16	DVI-4	TM-8
49	25	TM-8	M-5
50	16	DVI-4	TM-9
51	26	TM-9	M-5
52	16	DVI-4	TM-10
53	27	TM-10	M-5
54	16	DVI-4	TM-11
55	28	TM-11	M-5
56	16	DVI-4	TM-12
57	29	TM-12	M-5
58	30	M-5	M-7
59	16	DVI-2	EXP-3
60	42	EXP-3	M-3
61	43	M-3	DVI-5
62	43	DVI-5	SORV.
63	43	DVI-5	TM-13

Tabela A.2: Linhas e Estados no Fluxograma (Cont.)

LINHA	ESTADO	INICIO	FIM
64	43	DVI-5	EXP-4
65	35	EXP-4	M-8
66	31	M-7	DOS-2
67	32	S.R.B	DOS-2
68	33	DOS-2	M-8
69	32	S.R.B	DOS-1
70	34	DOS-1	M-8
71	36	M-8	PROC.
72	37	PROC.	S.R.B
73	44	FONTE	S.R.B
74	38	TM-13	M-8
75	45	COND.	S.R.B
76	46	M-1	DVI-6
77	46	DVI-6	TG-2
78	47	TG-2	M-9
79	46	DVI-6	EXP-5
80	48	EXP-5	M-9

Tabela A.3: Linhas e Estados no Fluxograma (Cont.)

- M-Misturador
- C-Caldeira
- TG-Turbogerador
- TM-Turbomoenda
- DVI-Divisor
- EXP-Expansor
- DOS-Dosador
- SORV-Sorvedor
- S.R.B-Sistema de Retorno e Bombeamento
- COND- Trocador de calor

PROGRAMA DO COMPUTADOR

```

{!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!
  UNICAMP - UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
    Faculdade de Engenharia Mecanica
    Departamento de Energia
!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!}
{$N+}
program TERMOD01;
{.....
  Rotinas para Analise Termodinamica
  Versao 2.0 - Data: 17.08.93 - Equipamento: Micro PC/XT/AT
.....}
uses
  crt,dos,
{
As units abaixo e mais a th2o_1, utilizada pela tvp03, possibilitam
o calculo das propriedades termodinamicas da agua, com base em
correlacao desenvolvida por Keenan e Keyes para a avaliacao da
energialivre de Helmholtz em funcao do volume especifico e da
temperatura. A procedure JILB_54 permite a avaliacao de todas as
propriedades termodinamicas da agua para pressoes entre o ponto
triplo e 19 MPa,e para temperaturas entre o ponto triplo e 1300 oC.
Os dados fornecidos podem ser os pares: pressao e temperatura, ou
entalpia, ou entropia, ou titulo. Se o estado fornecido for saturado,
liquido comprimido, vapor superaquecido ou gas, a subrotina calcula as
propriedades e identifica estado por meio de codigo. As units citadas
incluem tambem procedimentos de calculo das propriedades a partir da
energia livre de Helmholtz, por meio de relacoes termodinamicas, uma
correlacao da pressao de vapor em funcao da temperatura, e subrotinas
utilizando o metodo Newton-Raphson, para resolucao iterativa de sistemas
de equacoes nao lineares, calculo numerico dos Jacobianos, resolucao
dos sistemas lineares por reducao de Gauss, e definicao dos valores
tentativos iniciais a serem utilizados no processo iterativo.
Esse conjunto foi elaborado por J. Llagostera em 1993.
}
  tvpglob,tvp03,tvptela;

const
  iprop   = 11;
  ilinhas = 100; iestados = 100;
  icomp   = 20;

```



```

n_e,n_s,nid                : integer;
vet_prop                   : VETOR_MAX_PROP;
codigo                     : VETLINI;
mbagaco,enebag,exebag,enevap,exevap,eneaga,exeaga : VETCOMP;
enerent,exerent,ene_ent_sai,irrev_ent_sai        : VETCOMP;
irrev_ent_sait,enesob,exesob                      : double;
m_linha,FEntalpia,FExergia                         : VETLIND;
{#####}
procedure Apresenta(NumApres:integer);
begin
  window(1,1,80,25);textcolor(14);clrscr;
  resultado_tela_2(codigo[NumApres],prop[NumApres]);
  writeln(' ');
  writeln('          ESTE E O ESTADO NUMERO.....= '
          ,NumApres);
  {aaa:=readkey;}
end;
{*****}

Caldeira: calculo do consumo de bagaco correspondente a cada caldeira
devem ser utilizadas unidades coerentes, (SI) por exemplo.
  mbag.....consumo de bagaco (kg/s)
  mscal.....producao de vapor (kg/s)
  hscal.....entalpia do vapor na saida (kJ/kg)
  hecal.....entalpia da agua na entrada (kJ/kg)
  efical.....eficiencia termica da caldeira (%)
  pci.....poder calorifico inferior do bagaco combustivel (kJ/kg)
-----}
function mbag(mscal,hscal,hecal,efical,pci:double):double;
begin
  mbag:=mscal*(hscal-hecal)/(pci*efical/100.0);
end;
{*****}
Calculo das propriedades na saida e entrada das caldeiras
Calculo do consumo de bagaco em cada caldeira
-----}
procedure Conjunto_Caldeiras;
begin
  for i:=1 to num_cald do
    begin

```

```

    m_linha[nlincal_e[i]]:=mscal[i];
    m_linha[nlincal_s[i]]:=mscal[i];
    n_e:=nest_lin[nlincal_e[i]];
    n_s:=nest_lin[nlincal_s[i]];

    JILB_54(1,codigo[n_s],prop[n_s]);
    Apresenta(n_s);

    JILB_54(1,codigo[n_e],prop[n_e]);
    Apresenta(n_e);

    mbagaco[i]:=mbag(mscal[i],prop[n_s,5],prop[n_e,5],efical[i],pci);
end;
end;
{*****
turb: calcula parametros de operacao de turbina

    efistg....eficiencia isentropica da turbina (%)
    efcomp....eficiencia complementar da turbina (%)
    wturbesp..trabalho especifico bruto no eixo da turbina (kJ/kg)
    hentg.....entalpia do vapor na entrada (kJ/kg)
    hsaig.....entalpia real do vapor na saida da turbina (kJ/kg)
    hidg.....entalpia na saida com queda isentropica (kJ/kg)
-----}
procedure turb(efist,efcomp,hent,hid: double;
               var wturbesp,hsai: double);
var
    hsalto :double;
begin
    hsalto:=(hent-hid)*efist/100.0;
    wturbesp:=hsalto*efcomp/100.0;
    hsai:=hent-hsalto;
end;
{*****

Calcula parametros referentes ao turbogerador identificado por rot
incluindo o estado de queda isentropica e o de saida da turbina.
    pot_turg...potencia desenvolvida pela turbina do gerador (kW)
-----}
procedure Turbogador(rot,opcaotur:integer);

```

```

begin

  n_e:=nest_lin[ nlinurg_e[rot] ];
  n_s:=nest_lin[ nlinurg_s[rot] ];
  nid:=quant_estados+rot;
  prop[nid,6]:=prop[n_e,6]; {entropia}
  prop[nid,3]:=prop[n_s,3]; {pressao}

  JILB_54(3,codigo[nid],prop[nid]);
  Apresenta(nid);

  turb(efistg[rot],efcomp[rot],prop[n_e,5],prop[nid,5],
       wturbespg[rot],prop[n_s,5]);

  JILB_54(2,codigo[n_s],prop[n_s]);
  Apresenta(n_s);

  case opcaotur of
    0: pot_turg[rot]:=m_linha[ nlinurg_e[rot] ] * wturbespg[rot];
    1: m_linha[ nlinurg_e[rot] ]:=pot_turg[rot]/wturbespg[rot];
  end;{case}
  m_linha[ nlinurg_s[rot] ]:=m_linha[ nlinurg_e[rot] ];
  end;
{*****}

Turbina acionamento: calcula parametros de operacao de turbina de
                    acionamento mecanico (moendas).
Calcula parametros referentes a turbomoenda identificada por rot
incluindo o estado de queda isentropica e o de saida da turbina.
  pot_turm...potencia desenvolvida pela turbina da moenda (kW)
-----}
procedure Turbomoenda(rot,opcaotur:integer);
begin
  n_e:=nest_lin[ nlinurm_e[rot] ];
  n_s:=nest_lin[ nlinurm_s[rot] ];
  nid:=quant_estados+num_turg+rot;
  prop[nid,6]:=prop[n_e,6]; {entropia}
  prop[nid,3]:=prop[n_s,3]; {pressao}

  JILB_54(3,codigo[nid],prop[nid]);

```

```

Apresenta(nid);

turb(efistm[rot],efcompm[rot],prop[n_e,5],prop[nid,5],
      wturbespm[rot],prop[n_s,5]);

JILB_54(2,codigo[n_s],prop[n_s]);
Apresenta(n_s);

case opcaotur of
  0: pot_turm[rot]:=m_linha[ nlinurm_e[rot] ] * wturbespm[rot];
  1: m_linha[ nlinurm_e[rot] ]:=pot_turm[rot]/wturbespm[rot];
end;{case}

m_linha[ nlinurm_s[rot] ]:=m_linha[ nlinurm_e[rot] ];

end;

{*****
Mistura: calculo da massa e entalpia na saida, dadas as
          características das n correntes misturadas.
n.....numero de correntes a serem misturadas
mentr.....fluxo de cada corrente (kg/s)
hentr.....entalpia de cada corrente (kJ/kg)
msaida.....fluxo na saida (kg/s)
hsaida.....entalpia na saida (kJ/kg)
calormis...calor transferido para o fluido (kW)
-----}
procedure mistura(n:integer;mentr,hentr:VETCOMPD;calormis:double;
                 var msaida,hsaida:double);
var
  i   : integer;
  vaux: double;
begin
  msaida:=0.0;
  vaux:=0.0;
  for i:=1 to n do msaida:=msaida+mentr[i];
  for i:=1 to n do vaux:=vaux+mentr[i]*hentr[i];
  hsaida:=(vaux+calormis)/msaida;
end;

```

```

{*****
Calcula o estado e vazao de saida do misturador identificado por rot
-----}
procedure Misturador(rot:integer);
  var
    hvaux,mvaux :   VETCOMP;
  begin
    n_s:=nest_lin[nlinmis_s[rot]];
    for j:=1 to n_corr[rot] do
      begin
        n_e:=nest_lin[nlinmis_e[rot,j]];
        hvaux[j]:=prop[n_e,5];
        mvaux[j]:=m_linha[ nlinmis_e[rot,j] ];
        mistura(n_corr[rot],mvaux,hvaux,calor_mis[rot],
                m_linha[nlinmis_s[rot]],prop[n_s,5]   );
      end;

      JILB_54(2,codigo[n_s],prop[n_s]);
      Apresenta(n_s);

    end;
{*****
Calcula a dosagem de entrada do dosador identificado por rot
-----}
procedure Dosador(rot:integer);
  var
    he,hs,hd      : double;
    n_e,n_s,n_d   : integer;
  begin
    n_s :=nest_lin[nlindos_s[rot]];
    n_e :=nest_lin[nlindos_e[rot]];
    n_d:= nest_lin[nlindos_d[rot]];

    JILB_54(1,codigo[n_d],prop[n_d]);
    Apresenta(n_d);

    JILB_54(1,codigo[n_s],prop[n_s]);
    Apresenta(n_s);

```

```

he:=prop[n_e,5]; hs:=prop[n_s,5]; hd:=prop[n_d,5];

m_linha[nlindos_d[rot]]:=(m_linha[nlindos_e[rot]]*(hs-he)-calor_dos[rot])
                        /(hd-hs);
m_linha[nlindos_s[rot]]:= m_linha[nlindos_e[rot]] +
                        m_linha[nlindos_d[rot]];

end;
{*****}

Divisor: calculo dos fluxos após divisao.
mentr.....fluxo total de entrada (kg/s)
hentr.....entalpia de entrada (kJ/kg)
n.....numero de ramais
raz_ram....razao de divisao para cada ramal (entre 0 e 1)
msai.....fluxo de cada corrente (kg/s)
hsai.....entalpia de saida (kJ/kg)
-----}
procedure Divisor(rot,opcaodiv:integer);
var
  mentr,maux,hentr,hsai:    double;
begin
  case opcaodiv of
    0:      {calculo das saidas}
      begin
        mentr:=m_linha[ nlindiv_e[rot] ];
        for j:=1 to n_ram[rot] do
          m_linha[ nlindiv_s[rot,j] ]:=mentr*raz_ram[rot,j];
        end;
      -1:    {calculo da entrada}
      begin
        mentr:=0.0;
        for j:=1 to n_ram[rot] do
          mentr:=mentr+m_linha[ nlindiv_s[rot,j] ];
        for j:=1 to n_ram[rot] do
          raz_ram[rot,j]:=m_linha[ nlindiv_s[rot,j]]/mentr;
        m_linha[ nlindiv_e[rot] ]:=mentr;
      end;
  end;
end;

```

```

1..icorr:
  begin
    mentr:=m_linha[ nlindiv_e[rot] ];
    maux:=0.0;
    for j:=1 to n_ram[rot] do maux:=maux+m_linha[ nlindiv_s[rot,j] ];
    maux:=maux - m_linha[ nlindiv_s[rot,opcaodiv] ];
    m_linha[ nlindiv_s[rot,opcaodiv] ]:=mentr - maux;
  end;

end; {case}

end;
{*****}
Perdas: consideracao de perdas de carga e de energia termica em dutos.
  Tentr.....temperatura do fluido na entrada (oC)
  pentr.....pressao do fluido na entrada      (MPa)
  Tsai.....temperatura do fluido na saida    (oC)
  psai.....pressao do fluido na saida      (MPa)
  per_T.....queda de temperatura (oC)
  per_p.....perda de carga (MPa)
-----}
procedure perda(Tentr,pentr,per_p,per_T:double; var Tsai,psai:double);
begin
  psai:=pentr-per_p;
  Tsai:=Tentr-per_T;
end;
{*****}

Expansao: consideracao de desniveis de pressao (expansao adiabatica)
  hentr.....entalpia do fluido na entrada (kJ/kg)
  hsai.....entalpia do fluido na saida    (kJ/kg)
  hsai=hentr
-----}
procedure Expansao(rot:integer);
begin
  m_linha[ nlinexp_s[rot] ]:=m_linha[nlinexp_e[rot] ];
  n_e:=nest_lin[ nlinexp_e[rot] ];
  n_s:=nest_lin[ nlinexp_s[rot] ];
  prop[n_s,5]:=prop[n_e,5];

```

```

    JILB_54(2,codigo[n_s],prop[n_s]);
    Apresenta(n_s);

    end;
{*****}

Sorvedor: consideracao de perdas de massa
Estabelece a vazao perdida no sorvedor identificado por rot
-----}
procedure Sorvedor(rot:integer);
begin
    m_linha[ nlinzor_e[rot] ]:= m_sor[rot];
end;
{*****}

Fonte: consideracao de ganhos de massa
Estabelece a vazao ganha na fonte identificada por rot
-----}
procedure Fonte(rot:integer);
var
    nls,n_s: integer;
begin
    nls:=nlinfon_s[rot];
    m_fon[rot]:=m_linha[ nls ];
    n_s:=nest_lin[nls];

    JILB_54(1,codigo[n_s],prop[n_s]);

    Apresenta(n_s);

    end;
{*****}

Processo:
Estabelece a vazao de retorno do processo
-----}
procedure Processo;
begin
    m_linha[ nlinproc_s ]:= m_linha[ nlinproc_e ]* fracproc;

```

```

n_s:= nest_lin[ nlinproc_s ];

JILB_54(1,codigo[n_s],prop[n_s]);
Apresenta(n_s);

end;
{*****}

Retorno e Bombeamento:
Calcula o fluxo de reposicao
Delta = calor_ret - pot_bomb (pot_bomb: negativo)
-----}
procedure Retorno_e_bombeamento;
var
  maux          :double;
  i,j,n_e,n_s,n_r :integer;
begin
  maux:=0.0;
  for i:=1 to n_ret do maux:=maux+m_linha[nlinret_s[i] ];
  m_linha[nlinret_r]:=maux-m_linha[nlinret_e]-m_linha[nlincon_s];
  Delta:=0.0;
  for j:=1 to n_ret do
    begin
      n_s:=nest_lin[nlinret_s[j] ];
      Delta:=Delta+m_linha[nlinret_s[j] ] * prop[n_s,5];
    end;
  n_e:=nest_lin[nlinret_e]; n_r:=nest_lin[nlinret_r];
  Delta:=Delta-m_linha[nlinret_e]*prop[n_e,5];
  Delta:=Delta-m_linha[nlinret_r]*prop[n_r,5];
end;
{*****}
Condens: leva o vapor que sae da Bomba Magma ate condicoes de liquido
saturado.
-----}
Procedure Condens(con:integer);
var
  n_e,n_s:integer;
begin
  n_e:=nest_lin[nlincon_e];
  n_s:=nest_lin[nlincon_s];

```

```

m_linha[nlincon_s]:=m_linha[nlincon_e];

prop[n_s,11]:=0.0;

JILB_54(4,codigo[n_s],prop[n_s]);
Apresenta(n_s);

end;
{*****
Arquivo inicial de dados
Dados gerais
pci.....poder calorifico inferior do bagaco combustivel (kJ/kg)
pcs.....poder calorifico superior do bagaco combustivel (kJ/kg)
umid.....teor de umidade do bagaco combustivel (%)
cons_vap_ton...consumo de vapor por tonelada de cana processada (kg/t)
cap_ton.....capacidade da usina em toneladas de cana por hora (t/h)
teorbag.....teor de bagaco em cana (%)
Numero de componentes
num_cald...numero total de caldeiras
num_turg...numero total de turbo geradores
num_turm...numero total de turbinas de moendas
num_mist...numero total de misturadores
num_dos....numero total de dosadores
num_div....numero total de divisores
num_perd...numero total de tubulacoes onde sao consideradas perdas
                de pressao e/ou temperatura
num_expa...numero total de expansoes
num_sorv...numero total de sorvedores
num_con....numero de intercambiadores
Caldeiras
efical.....eficiencia termica de caldeira (%)
mscal.....producao de vapor (kg/s)
nlinca_e...rotulo da linha na entrada da caldeira
nlinca_s...rotulo da linha na saida da caldeira

Turbinas (geradores)
efistg.....eficiencia isentropica de turbina acoplada a gerador (%)
efcomp....eficiencia complementar de turbina acoplada a gerador (%)
pot_turg...potencia (kW)
nlinurg_e...rotulo da linha na entrada da turbina

```

nlinurg_s...rotulo da linha na saida da turbina
opurg.....opcao 0 calcula potencia, opcao 1 calcula fluxo

Turbinas (moendas)

efistm.....eficiencia isentropica de turbina acoplada a moenda (%)
efcompm....eficiencia complementar de turbina acoplada a moenda(%)
pot_turm...potencia (kW)
nlinurm_e...rotulo da linha na entrada da turbina
nlinurm_s...rotulo da linha na saida da turbina
opurm.....opcao 0 calcula potencia; opcao 1 calcula fluxo

Misturadores

n_corr.....numero de correntes de cada misturador
nlinmis_e...rotulo das linhas das correntes (entradas)
nlinmis_s...rotulo da linha de mistura (saida)
calor_mis...calor transferido para o fluido (kW)

Dosador

nlindos_e...rotulo da linha principal de entrada
nlindos_d...rotulo da linha de dosagem
nlindos_s...rotulo da linha de saida
calor_dos...calor transferido para o fluido (kW)

Divisores

n_ram.....numero de ramais de cada divisor
raz_ram....razao de divisao por ramal (0 a 1)
nlindiv_e...rotulo da linha (fluxo) de entrada do divisor
nlindiv_s...rotulo das linhas (fluxos) de saida do divisor
opdiv.....opcao 0 calcula saida; opcao -1 calcula entrada
opcao num_ramal fecha o balanco calculando o ramal

Perdas

per_p.....perda de carga (MPa)
per_T.....queda de temperatura (oC)
nlinper_e...rotulo da linha de entrada
nlinper_s...rotulo da linha de saida

Expansoes

nlinexp_e...rotulo da linha de entrada
nlinexp_s...rotulo da linha de saida

Sorvedores

nlinzor_e...rotulo da linha de entrada
 m_sor.....fluxo perdido no sorvedor (kg/s)

Fontes

nlinfon_s...rotulo da linha de saida
 m_fon.....fluxo da fonte (kg/s)

Processo

nlinproc_e..rotulo da linha de entrada no processo
 nlinproc_s..rotulo da linha de volta do processo
 fracproc....fracao de perda de massa no processo

Retorno_e_bombeamento

nlinret_e...rotulo da linha de entrada
 nlinret_r...rotulo da linha de reposicao
 nlinret_s...rotulo das linhas de saida
 pot_bomb...potencia de bombeamento total (negativa)
 calor_ret...calor recebido (kW)
 nlincon_s...rotulo da linha de saida do conden

Conden

nlincon_e....rotulo da linha de entrada
 nlincon_s....rotulo da linha de saida

Identificacao de estados

quant_estados..numero total de estados
 prop[i,1].....volume especifico (0,001m3/kg)
 prop[i,2].....temperatura (oC)
 prop[i,3].....pressao (MPa)
 prop[i,4].....energia interna (kJ/kg)
 prop[i,5].....entalpia (kJ/kg)
 prop[i,6].....entropia (kJ/kgK)
 prop[i,7].....exergia (25oC,1 atm) (kJ/kg)
 prop[i,11]....metatitulo (base entalpia)
 codigo[i].....1: liq. comprimido
 2: saturado (liq.,mist. ou vap.)
 3: vap. superaquecido
 4: gas (T>Tcritica)

Associacao linhas-estados

```

quant_linhas...numero total de linhas
nest_lin.....rotulo do estado correspondente a linha <i>
-----}
procedure Base_dados_inicial;
type
  blabla = string[60];
var
  i,j    : integer;
  texto  : array[1..100] of blabla;
  arquivo: string[12];
  entrada: text;

begin
  texto[1]:='Forneca nome do arquivo da base de dados inicial: ';
  write(texto[1]);
  readln(arquivo);

  assign(entrada,arquivo);

  reset(entrada);

{Dados gerais}
  readln(entrada,pci,pcs,umid,cons_vap_ton,cap_ton,teorbag);
{Dados componentes}
  readln(entrada,num_cald,num_turg,num_turm,num_mist,num_dos,
        num_div,num_perd,num_exp,num_sorv,num_font,num_con);
{Dados caldeiras}
  for i:=1 to num_cald do
    readln(entrada, efical[i], mscal[i], nlincal_e[i], nlincal_s[i]);
{Dados turger}
  for i:=1 to num_turg do
    readln(entrada, efistg[i], efcompg[i], pot_turg[i], nlinurg_e[i],
          nlinurg_s[i],opurg[i]);
{Dados turmoe}
  for i:=1 to num_turm do
    readln(entrada, efistm[i], efcompm[i], pot_turm[i], nlinurm_e[i],
          nlinurm_s[i],opurm[i]);
{Dados misturadores}
  for i:=1 to num_mist do
    begin

```

```
        readln(entrada,n_corr[i],nlinmis_s[i],calor_mis[i]);
        for j:=1 to n_corr[i] do read(entrada,nlinmis_e[i,j]);
    end;
{Dados dosadores}
    for i:=1 to num_dos do
        readln(entrada,nlindos_e[i],nlindos_d[i],nlindos_s[i],
                calor_dos[i]);
{Dados divisores}
    for i:=1 to num_div do
        begin
            readln(entrada, n_ram[i],nlindiv_e[i],opdiv[i]);
            for j:=1 to n_ram[i] do read(entrada, nlindiv_s[i,j]);
            for j:=1 to n_ram[i] do read(entrada, raz_ram[i,j]);
        end;
{Dados perdas}
    for i:=1 to num_perd do readln(entrada,per_p[i],per_T[i],nlinper_e[i],
        nlinper_s[i]);
{Dados expansoes}
    for i:=1 to num_expa do readln(entrada,nlinexp_e[i],nlinexp_s[i]);
{Dados sorvedores}
    for i:=1 to num_sorv do readln(entrada,nlinsor_e[i],m_sor[i]);
{Dados fontes}
    for i:=1 to num_font do readln(entrada,nlinfon_s[i],m_fon[i]);
{Dados processo}
    readln(entrada,nlinproc_e,nlinproc_s,fracproc);
{Dados Retorno_e_bombeamento}
    readln(entrada,nlinret_e,nlincon_s,nlinret_r,n_ret,pot_bomb,calor_ret);
    for j:=1 to n_ret do read(entrada,nlinret_s[j]);
{Dados Conden}

    readln(entrada,nlincon_e,nlincon_s);
{Identificacao de estados}
    readln(entrada,quant_estados);
    for i:=1 to quant_estados do
        begin
            for j:=1 to 11 do prop[i,j]:=1234.5;
        end;
        for i:=1 to quant_estados do readln(entrada,prop[i,3],prop[i,2]);
{Associacao linhas-estados}
    readln(entrada,quant_linhas);
```

```

    for i:=1 to quant_linhas do m_linha[i]:=0.0;
    for i:=1 to quant_linhas do read(entrada,nest_lin[i]);
    close(entrada);
end;
{*****}
-----}
procedure Saida_de_resultados_1;
type
    blabla = string[60];
var
    i,j,rot    : integer;
    texto     : array[1..100] of blabla;
    arquivo   : string[12];
    saida     : text;
begin
    texto[1]:='digite o nome do arquivo de resultados: ';
    write(texto[1]);
    read(arquivo);
    assign(saida,arquivo);
    rewrite(saida);
    clrscr;
    writeln(saida,'Estado  Temperatura[oC]  pressao[Mpa]  Vol.Esp[M3/Kg]');
    writeln(saida);
    quant_fin_estados:=quant_estados+num_turg+num_turm;
    for i:=1 to quant_fin_estados do writeln(saida,
        ' ',i:4,' ',prop[i,2]:10:2,' ',prop[i,3]:10:2,
        ' ',prop[i,1]:10:6);
    writeln(saida);
    writeln(saida,
        'Estado      Entalpia[Kj/Kg]      Entropia[Kj/KgK]      Exergia[Kj/Kg]');
    writeln(saida);
    for i:=1 to quant_fin_estados do
        writeln(saida,
            ' ',i:4,' ',prop[i,5]:10:4,' ',prop[i,6]:10:4,' ',
            prop[i,7]:10:4);
    writeln(saida);
    writeln(saida,
        'Linhas      Estados      F. Massa[kg/s]      F. Entalpia[kW]      F. Exergia[kW]');
    writeln(saida);
    for i:=2 to quant_linhas do

```

```

begin
  n:=nest_lin[i];
  FEentalpia[i] := m_linha[i]*prop[n,5];
  FEexergia[i] := m_linha[i]*prop[n,7];
  writeln(saida,
i:4,'      ',n:4,'      ',m_linha[i]:10:4,'      ',
  FEentalpia[i]:10:4,'      ', FEexergia[i]:10:4);
  end;
  writeln(saida);
  writeln(saida,'Caldeira Cons de Bagaco[Kg/s] Prod de Vapor[Kg/s]');
writeln(saida);
  for i:=1 to num_cald do
    writeln(saida,' ',i:4,' ',mbagaco[i]:10:4,' ',
mscal[i]:10:4);
  writeln(saida);
  Tbagaco:=0.0;
  for i:=1 to num_cald do
    begin
      Tbagaco:= Tbagaco + mbagaco[i]
    end;
  writeln(saida,'Consumo Total de bagaco[Kg/s]');
  writeln(saida,' ',Tbagaco:10:2);
  writeln(saida);
  prodbag:=(teorbag*cap_ton)/360;
  sobag:=prodbag-Tbagaco;
  writeln(saida,'Producao total de bagaco[kg/s] Sobra de bagaco[kg/s]');
  writeln(saida,' ',prodbag:10:2,' ',sobag:10:2);
writeln(saida);
  enevapt:=0.0;
  exeapt:=0.0;
  enebagt:=0.0;
  exebagt:=0.0;
  eneagat:=0.0;
  exeagat:=0.0;
  enerentt:=0.0;
  exerentt:=0.0;
  ene_ent_sait:=0.0;
  for i:=1 to num_cald do
    begin
      enebag[i]:=mbagaco[i]*pci;

```

```

    exebag[i]:=mbagaco[i]*pcs;
    n:=2*i+1;
    enevap[i]:=fentalpia[n];
    exevap[i]:=fexergia[n];
    k:=2*i;
    eneaga[i]:=fentalpia[k];
    exeaga[i]:=fexergia[k];
    enerent[i]:=enebag[i]+eneaga[i];
    exerent[i]:=exebag[i]+exeaga[i];
    ene_ent_sai[i]:=enerent[i]-enevap[i];
    irrev_ent_sai[i]:=ene_ent_sai[i];
    enebagt:=enebagt+enebag[i];
    exebagt:=exebagt+exebag[i];
    enevapt:=enevapt+enevap[i];
    exevalt:=exevapt+exeval[i];
    eneagat:=eneagat+eneaga[i];
    exeagat:=exeagat+exeaga[i];
    enerentt:=enerentt+enerent[i];
    exerentt:=exerentt+exerent[i];
    ene_ent_sait:=ene_ent_sait+ene_ent_sai[i];
    irrev_ent_sait:=ene_ent_sait;
end;
writeln(saida);
writeln(saida,      'FLUXOS ENERGETICOS E EXERGETICOS NAS CALDEIRAS');
writeln(saida);
  for i:=1 to num_cald do
    begin
      writeln(saida,'  Caldeira      Energ-Bagaco      Exerg-Bagaco
        Energ-vapor      Exerg-vapor');
      writeln(saida, i:4,'          ',enebag[i]:10:2,'
        ',exebag[i]:10:2,'          ',
        enevap[i]:10:2,'          ',exeval[i]:10:2);
      writeln(saida);
      writeln(saida,'          Energ_Agua_Alum      Exerg_Agua_Alum
        Energ_Ent      Exerg_Ent');
      writeln(saida,          eneaga[i]:10:2,'          ',exeaga[i]:10:2,
        ',
        enerent[i]:10:2,'          ',exerent[i]:10:2);
      writeln(saida);
      writeln(saida,'          Energ_Ent_Sai      Irrev_Ent_Sai');
    end;
  end;

```

```

writeln(saida,          ene_ent_sai[i]:10:4,' °
',irrev_ent_sai[i]:10:4);
writeln(saida);
end;
writeln(saida);
writeln(saida,          'TOTALES');
writeln(saida);
writeln(saida,'Energ-Bagaco Exerg-Bagaco Energ-Vapor Exerg-Vapor');
writeln(saida,enebagt:10:2,' ',exebagt:10:2,' ',enevapt:10:2,'
',exevapt:10:2);
writeln(saida,'Ener-Agua-Alim Exer-Agua-Alim Energ-Ent Exerg-Ent');
writeln(saida, eneagat:10:2,' ',exeagat:10:2,' ',enerentt:10:2,
',exerentt:10:2);
writeln(saida,' Energ_Ent_Sai Irrev_Ent_Sai');
writeln(saida, ene_ent_sait:10:2,' ',irrev_ent_sait:10:2);
exesob:=sobag*pcs;
enesob:=sobag*pci;
writeln(saida);
writeln(saida,'Dados Sobre o Bagaco');
writeln(saida,'Moagem(TC/h) Teor_Bagaco(%) Producao(T/h)
Consumo(T/h)');
writeln(saida,cap_ton:10:2,' ',teorbag:2,'
',prodbag:10:2,' ',tbagaco:10:2);
writeln(saida,'Umidade(%) PCI(kJ/kg) PCS(kJ/kg) Sobre_Bagaco(T/h)');
writeln(saida,umid:10:2,' ',pci:10:1,' ',pcs:10:1,' ',sobag:10:2);
writeln(saida,'Energ Tot(mW) Exerg Tot(mW) Energ Sob(mW) Exerg Sob(mW)');
writeln(saida,enebagt:10:2,' ',exebagt:10:2,' ',enesob:10:2,'
',exesob:10:4);
writeln(saida);
writeln(saida,'turbogerador Potencia[KW] consumo de vapor[Kg/s]');
for rot:=1 to num_turg do
writeln(saida, ' ',rot:4,' ',pot_turg[rot]:10:2,' ',
m_linha[ nlinurg_e[rot] ]:10:2);
writeln(saida);
writeln(saida,'turbomoenda Potencia[KW] consumo de vapor[Kg/s]');
for rot:=1 to num_turm do
writeln(saida, ' ',rot:4,' ',pot_turm[rot]:10:2,' ',
m_linha[ nlinurm_e[rot] ]:10:2);
close(saida);
end;

```



```
Fonte(1);  
Saida_de_resultados_1;  
end.
```

ARQUIVO DE DADOS

7655.0	9428.67	50.0	234.0	383.0	25	Dados Gerais		
10	2	13	9	2	6	0	5 1 1 1	Numero de Componentes
86.0	22.2	2	3					Caldeira..... 1
86.0	22.0	4	5					Caldeira..... 2
86.0	12.0	6	7					Caldeira..... 3
86.0	0.0	8	9					Caldeira..... 4
75.0	0.0	10	11					Caldeira..... 5
75.0	0.0	12	13					Caldeira..... 6
75.0	0.0	14	15					Caldeira..... 7
75.0	0.0	16	17					Caldeira..... 8
75.0	0.0	18	19					Caldeira..... 9
75.0	0.0	20	21					Caldeira.....10
72.0	100.0	12000.0	25	26	0			Turbogenerator. 1
72.0	100.0	12000.0	77	78	0			Turbogenerator. 2
50.0	100.0	338.6	32	33	1			Turbomoenda.. 1
51.0	100.0	296.4	34	35	1			Turbomoenda.. 2
50.0	100.0	314.0	36	37	1			Turbomoenda.. 3
52.0	100.0	431.0	38	39	1			Turbomoenda.. 4
51.0	100.0	455.0	40	41	1			Turbomoenda.. 5
52.0	100.0	0.0	42	43	1			Turbomoenda.. 6
52.0	100.0	438.0	46	47	1			Turbomoenda.. 7
53.0	100.0	483.5	48	49	1			Turbomoenda.. 8
51.0	100.0	500.8	50	51	1			Turbomoenda.. 9
52.0	100.0	510.6	52	53	1			Turbomoenda..10
51.0	100.0	534.0	54	55	1			Turbomoenda. 11
51.0	100.0	0.0	56	57	1			Turbomoenda. 12
50.0	100.0	565.0	63	74	1			Turbomoenda. 13
3	76	0.0						Misturador... 1
3	5	7						
4	30	0.0						Misturador....2
11	13	15	28					
1	61	0.0						Misturador... 3
60								
5	44	0.0						Misturador... 4
33	35	37	39	41				
5	58	0.0						Misturador... 5
47	49	51	53	55				
2	29	0.0						Misturador... 6
24	26							
2	66	0.0						Misturador... 7

0.275	0.0	Estado.....9
1.82	0.0	Estado.....10
1.82	108.0	Estado.....11
1.82	320.0	Estado.....12
1.82	315.0	Estado.....13
1.82	321.0	Estado.....14
1.82	318.0	Estado.....15
1.82	0.0	Estado.....16
0.275	0.0	Estado.....17
0.275	0.0	Estado.....18
0.275	0.0	Estado.....19
0.275	0.0	Estado.....20
0.275	0.0	Estado.....21
0.275	0.0	Estado.....22
0.275	190.0	Estado.....23
0.275	0.0	Estado.....24
0.275	0.0	Estado.....25
0.275	0.0	Estado.....26
0.275	0.0	Estado.....27
0.275	0.0	Estado.....28
0.275	0.0	Estado.....29
0.275	190.0	Estado.....30
0.275	0.0	Estado.....31
0.275	105.0	Estado.....32
0.275	131.0	Estado.....33
0.275	131.0	Estado.....34
0.275	0.0	Estado.....35
0.275	0.0	Estado.....36
0.2033	105.0	Estado.....37
0.275	140.0	Estado.....38
1.14	105.0	Estado.....39
1.14	230.0	Estado.....40
1.14	228.0	Estado.....41
1.14	0.0	Estado.....42
1.14	0.0	Estado.....43
0.2033	30.0	Estado.....44
0.2033	0.0	Estado.....45
8.0	0.0	Estado.....46
2.86	0.0	Estado.....47
2.86	0.0	Estado.....48

80	Associação Linhas-Estados								
1	1	2	1	3	1	4	1	5	11
12	11	13	11	14	11	15	39	40	39
41	6	6	7	6	8	6	10	9	16
16	16	17	16	18	16	19	16	20	16
21	16	22	23	16	16	24	16	25	16
26	16	27	16	28	16	29	30	16	42
43	43	43	43	35	31	32	33	32	34
36	37	44	38	45	46	46	47	46	48

ARQUIVO DE RESULTADOS

Estado	Temperatura[oC]	pressao[Mpa]	Vol. Esp[M3/Kg]
1	109.00	8.000	1.046611
2	450.00	8.000	38.166256
3	445.00	8.000	37.795781
4	448.00	8.000	38.018388
5	447.00	8.000	37.944294
6	335.67	2.860	92.517482
7	307.24	0.275	967.826666
8	136.36	0.275	668.028996
9	142.40	0.275	679.202099
10	0.00	1.820	1234.500000
11	108.00	1.820	1.049038
12	320.00	1.820	144.353842
13	315.00	1.820	142.923500
14	321.00	1.820	144.639126
15	318.00	1.820	143.782500
16	324.77	1.820	145.711298
17	206.99	0.275	794.762361
18	205.00	0.275	791.265440
19	206.99	0.275	794.762361
20	203.00	0.275	787.767656
21	205.00	0.275	791.265440
22	203.00	0.275	787.767656
23	205.26	0.275	791.727258
24	203.00	0.275	787.767656
25	201.01	0.275	784.269051
26	205.00	0.275	791.265440
27	203.00	0.275	787.767656
28	205.00	0.275	791.265440
29	205.00	0.275	791.265440
30	203.47	0.275	788.587406
31	204.24	0.275	789.940264
32	105.00	0.275	1.047400
33	131.00	0.275	658.054099
34	131.00	0.275	658.054099
35	307.24	0.275	967.826666
36	132.81	0.275	661.424483
37	105.00	0.203	1.047438
38	227.97	0.275	831.364840

39	105.00	1.140	1.046944
40	230.00	1.140	193.619117
41	228.00	1.140	192.668672
42	317.25	1.140	232.985711
43	317.25	1.140	232.985711
44	30.00	0.203	1.004245
45	120.75	0.203	1.061013
46	447.61	8.000	37.989716
47	327.23	2.860	90.890395
48	414.41	2.860	107.023050
49	130.61	0.275	619.862340
50	295.39	2.860	84.554966
51	130.61	0.275	644.083384
52	130.61	0.275	644.083384
53	130.61	0.275	644.083384
54	130.61	0.275	644.083384
55	130.61	0.275	644.083384
56	130.61	0.275	644.083384
57	130.61	0.275	644.083384
58	130.61	0.275	644.083384
59	130.61	0.275	644.083384
60	130.61	0.275	644.083384
61	130.61	0.275	644.083384
62	130.61	0.275	644.083384
63	149.96	0.275	693.059975

Estado	Entalpia[Kj/Kg]	Entropia[Kj/KgK]	Exergia[Kj/Kg]
1	462.8172	1.4009	49.6960
2	3272.0049	6.5551	1322.1677
3	3259.0628	6.5371	1314.5802
4	3266.8368	6.5479	1319.1334
5	3264.2484	6.5443	1317.6159
6	3084.6527	6.7139	1087.4783
7	3084.6527	7.7687	772.9645
8	2733.7728	7.0516	635.9074
9	2746.7684	7.0831	639.5104
10	1234.5000	1234.5000	1234.5000
11	454.0635	1.3949	42.7221
12	3073.9616	6.8945	1022.9355

13	3062.7065	6.8754	1017.3619
14	3076.2076	6.8983	1024.0535
15	3069.4646	6.8869	1020.7028
16	3084.6527	6.9124	1028.2741
17	2881.0764	7.3837	684.1974
18	2877.0049	7.3752	682.6594
19	2881.0764	7.3837	684.1974
20	2872.9333	7.3666	681.1320
21	2877.0049	7.3752	682.6594
22	2872.9333	7.3666	681.1320
23	2877.5425	7.3763	682.8619
24	2872.9333	7.3666	681.1320
25	2868.8618	7.3581	679.6152
26	2877.0049	7.3752	682.6594
27	2872.9333	7.3666	681.1320
28	2877.0049	7.3752	682.6594
29	2877.0049	7.3752	682.6594
30	2873.8875	7.3686	681.4890
31	2875.4622	7.3719	682.0794
32	440.2578	1.3628	38.4866
33	2722.1645	7.0230	632.8066
34	2722.1645	7.0230	632.8066
35	3084.6527	7.7687	772.9645
36	2726.0875	7.0327	633.8420
37	440.2047	1.3629	38.4162
38	2923.7651	7.4707	700.9401
39	440.8985	1.3621	39.3363
40	2891.5850	6.7673	878.4802
41	2886.9290	6.7580	876.5887
42	3084.6527	7.1215	965.9404
43	3084.6527	7.1215	965.9404
44	125.9664	0.4369	0.2756
45	506.9039	1.5357	53.5937
46	3265.8351	6.5465	1318.5459
47	3064.5213	6.6806	1077.2748
48	3265.8351	6.9939	1185.1789
49	2597.3196	6.7139	600.1452
50	2986.2326	6.5465	1038.9435
51	2677.5001	6.9124	621.1215
52	2677.5001	6.9124	621.1215

53	2677.5001	6.9124	621.1215
54	2677.5001	6.9124	621.1215
55	2677.5001	6.9124	621.1215
56	2677.5001	6.9124	621.1215
57	2677.5001	6.9124	621.1215
58	2677.5001	6.9124	621.1215
59	2677.5001	6.9124	621.1215
60	2677.5001	6.9124	621.1215
61	2677.5001	6.9124	621.1215
62	2677.5001	6.9124	621.1215
63	2762.8775	7.1215	644.1653

Linhas	Estados	F. Massa[kg/s]	F. Entalpia[kW]	F. Exergia[kW]
2	1	22.2000	10274.5421	1103.2520
3	2	22.2000	72638.5082	29352.1239
4	1	22.0000	10181.9786	1093.3128
5	3	22.0000	71699.3822	28920.7637
6	1	12.0000	5553.8065	596.3524
7	4	12.0000	39202.0415	15829.6006
8	1	0.0000	0.0000	0.0000
9	5	0.0000	0.0000	0.0000
10	11	0.0000	0.0000	0.0000
11	12	0.0000	0.0000	0.0000
12	11	0.0000	0.0000	0.0000
13	13	0.0000	0.0000	0.0000
14	11	0.0000	0.0000	0.0000
15	14	0.0000	0.0000	0.0000
16	11	0.0000	0.0000	0.0000
17	15	0.0000	0.0000	0.0000
18	39	0.0000	0.0000	0.0000
19	40	0.0000	0.0000	0.0000
20	39	0.0000	0.0000	0.0000
21	41	0.0000	0.0000	0.0000
22	6	56.2000	173357.4808	61116.2825
23	6	1.1240	3467.1496	1222.3256
24	7	1.1240	3467.1496	868.8121
25	6	29.2240	90145.8900	31780.4669
26	8	29.2240	79891.7777	18583.7585
27	6	25.8520	79744.4412	28113.4899

28	10	0.0000	0.0000	0.0000
29	9	30.3480	83358.9274	19407.8603
30	16	25.8520	79744.4412	26582.9429
31	16	8.8600	27330.0795	9110.5277
32	16	1.6633	5130.5747	1710.2857
33	17	1.6633	4791.9747	1137.9971
34	16	1.4274	4403.0852	1467.7758
35	18	1.4274	4106.6852	974.4395
36	16	1.5424	4757.8277	1586.0298
37	19	1.5424	4443.8277	1055.3192
38	16	2.0357	6279.4700	2093.2718
39	20	2.0357	5848.4700	1386.5898
40	16	2.1912	6759.1220	2253.1646
41	21	2.1912	6304.1220	1495.8501
42	16	0.0000	0.0000	0.0000
43	22	0.0000	0.0000	0.0000
44	23	8.8600	25495.0795	6050.1687
45	16	11.7045	36104.2944	12035.4270
46	16	2.0688	6381.4568	2127.2693
47	24	2.0688	5943.4568	1409.1098
48	16	2.2406	6911.4580	2303.9461
49	25	2.2406	6427.9580	1522.7427
50	16	2.4118	7439.4907	2479.9667
51	26	2.4118	6938.6907	1646.4214
52	16	2.4117	7439.2051	2479.8715
53	27	2.4117	6928.6051	1642.6745
54	16	2.5717	7932.6838	2644.3734
55	28	2.5717	7398.6838	1755.5691
56	16	0.0000	0.0000	0.0000
57	29	0.0000	0.0000	0.0000
58	30	11.7045	33637.3944	7976.4824
59	16	5.2875	16310.0673	5436.9882
60	42	5.2875	16310.0673	5107.3994
61	43	5.2875	16310.0673	5107.3994
62	43	1.2000	3701.5832	1159.1285
63	43	3.5118	10832.5872	3392.1595
64	43	0.5757	1775.8969	556.1114
65	35	0.5757	1775.8969	445.0113
66	31	20.5645	59132.4739	14026.6295
67	32	1.3815	608.2233	53.1699

68	33	21.9460	59740.6972	13887.5915
69	32	0.3272	144.0597	12.5935
70	34	30.6752	83502.9870	19411.4804
71	36	53.1970	145019.5811	33718.4695
72	37	50.5371	22246.6755	1941.4420
73	44	3.8598	486.2112	1.0636
74	38	3.5118	10267.5872	2461.5398
75	45	3.5118	1780.1294	188.2087
76	46	56.2000	183539.9318	74102.2813
77	46	50.5800	165185.9386	66692.0531
78	47	50.5800	155003.4876	54488.5570
79	46	5.6200	18353.9932	7410.2281
80	48	5.6200	18353.9932	6660.7053

Caldeira Cons de Bagaco [Kg/s] Prod de Vapor [Kg/s]

1	9.4731	22.2000
2	9.3445	22.0000
3	5.1112	12.0000
4	0.0000	0.0000
5	0.0000	0.0000
6	0.0000	0.0000
7	0.0000	0.0000
8	0.0000	0.0000
9	0.0000	0.0000
10	0.0000	0.0000

TOTALES (mW)

Energ-Bagaco	Exerg-Bagaco	Energ-Vapor	Exerg-Vapor
183.17	225.62	183.54	74.10
Ener-Agua-Alim	Exer-Agua-Alim	Energ-Ent	Exerg-Ent
26.01	2.79	209.18	228.41
Energ_Ent_Sai	Irrev_Ent_Sai		
25.64	25.64		

FLUXOS ENERGETICOS E EXERGETICOS NAS CALDEIRAS.....(mW)

Caldeira	Energ-Bagaco	Exerg-Bagaco	Energ-vapor	Exerg-vapor
1	72.52	89.32	72.64	29.35
	Energ_Agua_Alum	Exerg_Agua_Alum	Exerg_Ent	Energ_Ent
	10.27	1.10	90.42	82.79
	Energ_Ent_Sai	Irrev_Ent_Sai		
	10.15	10.15		

Caldeira	Energ-Bagaco	Exerg-Bagaco	Energ-vapor	Exerg-vapor
2	71.53	88.11	71.70	28.92
	Energ_Agua_Alum	Exerg_Agua_Alum	Energ_Ent	Exerg_Ent
	10.18	1.09	81.71	89.20
	Energ_Ent_Sai	Irrev_Ent_Sai		
	10.01	10.01		

Caldeira	Energ-Bagaco	Exerg-Bagaco	Energ-vapor	Exerg-vapor
3	39.13	48.19	39.20	15.83
	Energ_Agua_Alum	Exerg_Agua_Alum	Energ_Ent	Exerg_Ent
	5.55	0.60	44.68	48.79
	Energ_Ent_Sai	Irrev_Ent_Sai		
	5.48	5.48		

Caldeira	Energ-Bagaco	Exerg-Bagaco	Energ-vapor	Exerg-vapor
4	0.00	0.00	0.00	0.00
	Energ_Agua_Alum	Exerg_Agua_Alum	Energ_En	Exerg_Ent
	0.00	0.00	0.00	0.00
	Energ_Ent_Sai	Irrev_Ent_Sai		
	0.00	0.00		

Caldeira	Energ-Bagaco	Exerg-Bagaco	Energ-vapor	Exerg-vapor
5	0.00	0.00	0.00	0.00
	Energ_Agua_Alum	Exerg_Agua_Alum	Energ_Ent	Exerg_Ent
	0.00	0.00	0.00	0.00
	Energ_Ent_Sai	Irrev_Ent_Sai		
	0.00	0.00		

Caldeira	Energ-Bagaco	Exerg-Bagaco	Energ-vapor	Exerg-vapor
6	0.00	0.00	0.00	0.00
	Energ_Agua_Alum	Exerg_Agua_Alum	Energ_Ent	Exerg_Ent
	0.00	0.00	0.00	0.00
	Energ_Ent_Sai	Irrev_Ent_Sai		
	0.00	0.00		

Caldeira	Energ-Bagaco	Exerg-Bagaco	Energ-vapor	Exerg-vapor
7	0.00	0.00	0.00	0.00
	Energ_Agua_Alum	Exerg_Agua_Alum	Energ_Ent	Exerg_Ent
	0.00	0.00	0.00	0.00
	Energ_Ent_Sai	Irrev_Ent_Sai		
	0.00	0.00		

Caldeira	Energ-Bagaco	Exerg-Bagaco	Energ-vapor	Exerg-vapor
8	0.00	0.00	0.00	0.00
	Energ_Agua_Alim	Exerg_Agua_Alim	Energ_Ent	Exerg_Ent
	0.00	0.00	0.00	0.00
	Energ_Ent_Sai	Irrev_Ent_Sai		
	0.00	0.00		

Caldeira	Energ-Bagaco	Exerg-Bagaco	Energ-vapor	Exerg-vapor
9	0.00	0.00	0.00	0.00
	Energ_Agua_Alim	Exerg_Agua_Alim	Energ_Ent	Exerg_Ent
	0.00	0.00	0.00	0.00
	Energ_Ent_Sai	Irrev_Ent_Sai		
	0.00	0.00		

Caldeira	Energ-Bagaco	Exerg-Bagaco	Energ-vapor	Exerg-vapor
10	0.00	0.00	0.00	0.00
	Energ_Agua_Alim	Exerg_Agua_Alim	Energ_Ent	Exerg_Ent
	0.00	0.00	0.00	0.00
	Energ_Ent_Sai	Irrev_Ent_Sai		
	0.00	0.00		

*****>

DADOS SOBRE O BAGACO

Moagem(TC/h)	Teor_Bagaco(%)	Producao(T/h)	Consumo(T/h)
383.00	25	95.75	86.14
Umidade(%)	PCI(kJ/kg)	PCS(kJ/kg)	Sobra_Bagaco(T/h)
50.00	7655.0	9428.7	9.61
Energ Tot(mW)	Exerg Tot(mW)	Energ Sob(mW)	Exerg Sob(mW)
183.17	225.62	73.54	90.58

turbogerador	Potencia[KW]	consumo de vapor[Kg/s]
1	10254.11	29.22
2	10182.45	50.58

turbomoenda	Potencia[KW]	consumo de vapor[Kg/s]
1	338.60	1.66
2	296.40	1.43
3	314.00	1.54
4	431.00	2.04
5	455.00	2.19
6	0.00	0.00
7	438.00	2.07
8	483.50	2.24
9	500.80	2.41
10	510.60	2.41
11	534.00	2.57
12	0.00	0.00
13	565.00	3.51

Programa Principal (Variante 1)

- Base de dados inicial;
- Conjunto Caldeiras;
- Misturador(1);
- Divisor(1,0);
- Turbogenerador(1,0);opção 0
- Expansão(1);
- Misturador(6);
- Dosador(1);
- Expansão(2);
- Misturador(2);
- For i:=1 to 6 do Turbomoenda(i,1); opção 1
- Misturador(4);
- For i:=7 to 12 do Turbomoenda(i,1); opção 1
- Misturador(5);
- Misturador(7);
- Dosador(2);
- Divisor(3,-1);
- Divisor(4,-1);
- Divisor(2,3);

Programa Principal (Variante 1, Continuação)

- Expansão(3);
- Misturador(3);
- Bomba Magma Turbomoenda(13,1); opção 1
- Conden(1);
- Sorvedor(1);
- Divisor(5,3);
- Expansão(4);
- Misturador(8);
- Processo;
- Retorno e Bombeamento;
- Fonte(1);
- Saída de resultados 1;
- end.

Programa Principal (Variante 2)

- Base de dados inicial;
- Conjunto Caldeiras;
- Misturador(1);
- Divisor(6,0);
- Turbogenerador(2,0);opção 0
- Expansão(5);
- Misturador(9);
- Divisor(1,0);
- Turbogenerador(1,0);opção 0
- Expansão(1);
- Misturador(6);
- Dosador(1);
- Expansão(2);
- For i:=1 to 6 do Turbomoenda(i,1); opção 1
- Misturador(4);
- For i:=7 to 12 do Turbomoenda(i,1); opção 1
- Misturador(5);
- Misturador(7);
- Dosador(2);

Programa Principal (Variante 2, Continuação)

- Divisor(3,-1);
- Divisor(4,-1);
- Divisor(2,3);
- Expansão(3);
- Misturador(3);
- Bomba Magma Turbomoenda(13,1); opção 1
- Condens(1);
- Sorvedor(1);
- Divisor(5,3);
- Expansão(4);
- Misturador(8);
- Processo;
- Retorno e Bombeamento;
- Fonte(1);
- Saída de resultados 1;
- end.

Programa Principal (Variante 3)

- Base de dados inicial;
- Conjunto Caldeiras;
- Misturador(1);
- Divisor(6,0);
- Turbogador(2,0);opção 0
- Expansão(5);
- Misturador(9);
- Divisor(1,0);
- Turbogador(1,0);opção 0
- Expansão(1);
- Misturador(6);
- Dosador(1);
- Expansão(2);
- Misturador(2);
- For i:=1 to 6 do Turbomoenda(i,1); opção 1
- Misturador(4);
- For i:=7 to 12 do Turbomoenda(i,1); opção 1
- Misturador(5);
- Misturador(7);

Programa Principal (Variante 3, Continuação)

- Dosador(2);
- Divisor(3,-1);
- Divisor(4,-1);
- Divisor(2,3);
- Expansão(3);
- Misturador(3);
- Bomba Magma Turbomoenda(13,1); opção 1
- Conden(1);
- Sorvedor(1);
- Divisor(5,3);
- Expansão(4);
- Misturador(8);
- Processo;
- Retorno e Bombeamento;
- Fonte(1);
- Saída de resultados 1;
- end.