

Sys 194384

**UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO
ESCOLA POLITÉCNICA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA**

**COGERAÇÃO EM USINAS
DE
AÇÚCAR E ÁLCOOL**

Elaborado por:

MARIO HENRIQUE MIAYESI

Orientador:

SÍLVIO DE OLIVEIRA JÚNIOR

**São Paulo
Dezembro de 1999**

MARIO HENRIQUE MIAYESI

**COGERAÇÃO EM USINAS
DE
AÇÚCAR E ÁLCOOL**

**Trabalho de formatura apresentado à
Escola Politécnica da Universidade de
São Paulo para obtenção do título de
Graduação em Engenharia**

**Orientador:
Prof. Dr. Sílvio de Oliveira Júnior**

**Área de concentração:
Engenharia Mecânica
Energia e Fluidos**

São Paulo

Dezembro de 1999

AGRADECIMENTOS

Agradeço a todos que de certa forma contribuíram para a elaboração deste trabalho de formatura: aos Engs. Humberto Vaz Russi e Marcos Furco da Usina São Martinho pela colaboração e atenção dispensada quando do início do trabalho; aos Engs. das empresas *Figener S/A Engenheiros Associados e Fichtner do Brasil Ltda.*; ao Prof. Sílvio de Oliveira Júnior e ao Eng. Mario Miayesi.

A todos muito obrigado pela orientação e pelo apoio.

O autor.

SUMÁRIO

1. RESUMO	2
2. INTRODUÇÃO	2
3. DESENVOLVIMENTO E PERSPECTIVAS DE COGERAÇÃO NO SETOR.....	3
SUCROALCOOLEIRO NO ESTADO DE SÃO PAULO.....	3
4. EMBASAMENTO TEÓRICO	8
4.1. CICLOS DE POTÊNCIA	8
4.2. RENDIMENTOS ASSOCIADOS À 1ª E 2ª LEIS DA TERMODINÂMICA	13
4.3. EXERGIA	14
4.4. INTRODUÇÃO À COGERAÇÃO.....	15
4.5. GASEIFICAÇÃO DE BAGAÇO DE CANA.....	17
4.6. SISTEMAS DE COGERAÇÃO COM TURBINAS A VAPOR NO SETOR SUCROALCOOLEIRO....	18
5. CARACTERIZAÇÃO DA PLANTA ANALISADA.....	19
5.1. INFORMAÇÕES GERAIS	19
5.2. CARACTERÍSTICAS DO SISTEMA ATUAL DE VAPOR	19
5.3. CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS DE EQUIPAMENTOS	20
5.4. RESUMO DO BOLETIM DE PRODUÇÃO DIÁRIA (05.06.1999).....	23
5.5. FLUXOGRAMA SIMPLIFICADO DO SISTEMA DE VAPOR	25
6. CÁLCULOS PRELIMINARES PARA A SITUAÇÃO ATUAL	26
7. ANÁLISE DE ALGUMAS ALTERNATIVAS A SEREM ADOTADAS	27
8. NOVA VISITA À PLANTA	28
9. DADOS ADICIONAIS LEVANTADOS.....	29
9.1. LÓGICAS DE CONTROLE DAS LINHAS DE VAPOR	30
9.2. OBSERVAÇÕES ADICIONAIS	31
10. ANÁLISES E SIMULAÇÕES	31
10.1. ALTERNATIVAS PARA A COGERAÇÃO	32
10.2. ANÁLISE FINANCEIRA E ENERGÉTICA	33
10.3. RESULTADOS ECONÔMICOS.....	35
10.4. CONCLUSÕES	36
11. ANÁLISE EXERGÉTICA E PARTIÇÃO DE CUSTOS.....	39
12. BIBLIOGRAFIA.....	44
13. ANEXOS	45

1. RESUMO

Este trabalho tem por objetivo analisar um sistema de geração de vapor de uma usina de açúcar e álcool e propor modificações visando a otimização do processo de cogeração. Algumas alternativas serão estudadas de modo a encontrar configurações de cogeração mais adequadas para o caso prático em questão.

O projeto foi dividido em etapas relativas ao 1º e 2º semestre. As partes referentes ao 1º semestre seriam as seguintes: embasamento teórico com ênfase em tópicos como ciclos de potência e arranjos de cogeração; caracterização da planta a ser analisada; e estudo das configurações possíveis para cogeração. Posteriormente, foi realizada uma simulação das diferentes alternativas de cogeração com auxílio de um *software*, além do detalhamento do projeto e de uma análise técnico-econômica.

2. INTRODUÇÃO

As motivações para a execução de um projeto envolvendo cogeração e o setor sucroalcooleiro baseiam-se na atual situação do sistema de energia elétrica brasileiro e no grande potencial energético apresentado pelas usinas de açúcar e álcool.

A oferta de energia elétrica atual no Brasil se constitui como um dos aspectos mais críticos no que diz respeito ao desenvolvimento do país, devido à possibilidade de um aumento de grande intensidade na demanda por eletricidade.

A maioria das usinas do setor têm se enquadrado já há algum tempo como auto-suficientes em termos de energia elétrica, produzindo praticamente a totalidade do consumo próprio. Nos últimos tempos, a possibilidade de alguns incentivos e perspectivas, levaram à cogitar-se na venda de energia elétrica para concessionárias, aumentando-se o nível de cogeração.

Entre as principais razões para a intensificação do uso de bagaço de cana (ou ainda a palha da cana) na geração de eletricidade, pode-se citar o risco de colapso nacional de energia elétrica a curto ou médio prazo, dependendo do grau de desenvolvimento econômico vigente. Além disso, o esgotamento e o alto custo de investimento associado à hidroeletricidade e a necessidade de descentralização geográfica da produção de eletricidade, se somam aos fatores de incentivo à cogeração.

No lado econômico, a existência de instalações propícias para geração de energia elétrica pode compensar os investimentos iniciais de implantação de novas termelétricas. A possibilidade eminente de aumento no preço pago pelas concessionárias do kWh gerado também contribui para o estímulo à cogeração em usinas de açúcar e álcool.

Uma crise muito forte atingiu o setor sucroalcooleiro nos últimos anos devido à queda na demanda interna de álcool hidratado e ao baixo preço internacional do açúcar, o que incentiva a busca por sistemas de geração mais eficientes, que possam “cogerar” em maior escala, abrindo alternativas de comercialização de produtos.

Fazendo uma rápida observação quanto à nomenclatura, o termo “cogeração” em usinas de açúcar e álcool é normalmente utilizado para designar exclusivamente situações de venda de excedente de energia elétrica. No trabalho, chamaremos de cogeração simplesmente processos com geração simultânea de energia elétrica e vapor.

3. DESENVOLVIMENTO E PERSPECTIVAS DE COGERAÇÃO NO SETOR SUCROALCOOLEIRO NO ESTADO DE SÃO PAULO

No estado de São Paulo a cogeração tem se desenvolvido paulatinamente na última década em diversos setores industriais, como consequência de ações que visam a racionalização e a otimização energética. Esse processo de modernização da indústria tem a finalidade de atingir metas que permitam o estabelecimento de condições satisfatórias de competitividade no mercado.

O setor sucroalcooleiro tem se destacado historicamente no parque industrial paulista como pioneiro na área de geração de eletricidade por intermédio de sistemas de cogeração em larga escala. O emprego de combustível renovável e as características do processo tem favorecido o setor a tal ponto que contribui com aproximadamente 700 MW justamente no período seco para o sistema hidroelétrico da região Sul-Sudeste.

A produção de açúcar e álcool gera inúmeros subprodutos de considerável valor econômico sendo o principal o bagaço, que é utilizado principalmente como insumo energético no processo. Considerando-se uma usina com um teor de fibra médio da cana de 13% e a umidade média do bagaço em 50%, obtém-se uma relação aproximada de 260 kg de bagaço por tonelada de cana processada e um excedente médio da ordem de 5% que, além de vendido é utilizado para a partida da planta.

A evolução e a produção em São Paulo de bagaço e, resíduos e energia elétrica pode ser ilustrada nos últimos anos da seguinte forma:

Ano/Safra	Cana moída (10^6 t)	Resíduos (10^6 t)*		Eletricidade
		Bagaço	Palha+Ponta	GWh/Safra
1995	152,0	38,0	38,0	1.824
1996	170,4	42,6	42,6	2.044
1997	181,5	45,3	45,3	2.178

Fonte: Governo do Estado de São Paulo

* 50% de umidade

Estes valores correspondem a um período médio de safra de 180 dias, normalmente de maio a junho e uma área plantada de $1,8 \times 10^6$ ha.

Após longos períodos de estocagem, o bagaço pode iniciar um processo de deterioração, causado pela fermentação de matéria orgânica e de açúcares residuais. Essa característica somada à necessidade de manutenção de equipamentos no período fora da safra dificultam a geração elétrica por um período superior ao atualmente feito. O fenômeno de deterioração pode ser evitado com a manutenção de estoques mínimos, utilização de sistemas de ventilação no local de armazenagem e a introdução de sistemas de secagem de bagaço.

A maioria das caldeiras utilizados no setor opera com vapor superaquecido a 21 kgf/cm² e numa faixa de temperatura de 280 a 300 °C, porém existem casos em que os equipamentos funcionam a pressões e temperaturas mais elevadas, acarretando num aumento de eficiência do sistema. Baseado nos dados de 1997, quando haviam 134 unidades funcionando, 128 destas usinas estavam operando com os dados mencionados anteriormente.

Nos sistemas de cogeração empregados nestes processos, todo o vapor superaquecido gerado a alta pressão e temperatura é destinado para o acionamento de turbinas que produzirão energia elétrica e mecânica. A configuração atual destas indústrias mostra que em torno de 54% do vapor produzido vai para turbogeradores e 46% para acionamento direto de equipamentos como moendas, desfibradores, turbo-bombas etc. O vapor de escape das turbinas de contra-pressão é fornecido ao processo a aproximadamente 1,5 kgf/cm² e a uma temperatura média de 135 °C para a preparação

de açúcar e álcool. Apesar da maior eficiência de turbinas de múltiplos estágios, seu processo de implantação segue lentamente dentro do setor sucroalcooleiro.

A elevação da eficiência energética das unidades produtoras está sendo conduzida no sentido de se obter maior produtividade na produção de açúcar e álcool a partir da introdução de novas tecnologias de processo. Estas medidas podem vir a reduzir o atual consumo médio de energia elétrica, que varia de 10 a 18 kWh por tonelada de cana e aumentar a faixa de geração que está situada entre 10 e 32 kWh por tonelada de cana. Estes valores dependem fundamentalmente do estágio tecnológico e das características de produção da unidade, ou seja, usinas de açúcar, usinas de açúcar com destilarias anexas ou destilarias autônomas.

A redução do consumo de energia elétrica e o aumento de capacidade de geração pode propiciar uma comercialização de energia/potência com as concessionárias ou diretamente com novos consumidores muito superior aos atuais 20 MW.

Existem unidades que mesmo operando com o ciclo Rankine, mas introduzindo alguns conceitos de otimização energética no processo produtivo, conseguem apresentar geração de eletricidade com o bagaço da ordem de 100 kWh por tonelada de cana processada.

A colheita mecanizada, que já é encontrada em cerca de 30 a 40% da área plantada no Estado, também poderá, com a utilização da palha e da ponta da cana, incrementar a geração de energia em aproximadamente 42 kWh por tonelada de cana processada. Estes dados estão baseados em umidade da ordem de 50 a 70%. Para se ter uma idéia da influência da umidade no poder calorífico do combustível, apresenta-se os seguintes dados:

Insumo	Teor de umidade (%)	PCI (kcal/kg)
Bagaço	50	1.800
Bagaço	15	3.272
Pontas e folhas	50	1.800
Pontas e folhas	20	3.000
Pontas e folhas	15	3.272

Baseando-se na safra de 1997 e no valor de 142 kWh por tonelada de cana processada, o valor da potência instalada poderá atingir no setor sucroalcooleiro 8.439 MW.

O Centro Tecnológico da Copersucar vem acelerando estudos sobre a otimização do aproveitamento energético de algumas usinas e destilarias cooperadas. Para permitir total aproveitamento do bagaço da cana, foram propostos três estágios de atualização tecnológica:

a) auto-suficiência energética, através da melhoria do sistema de geração do vapor, utilização de turbogeradores de maior eficiência (turbinas múltiplos estágios);

b) substituição das caldeiras obsoletas, por caldeiras maiores, com pressão de 62 Kgf/cm². Com isso, a potência instalada adicional, foi estimada em 540 MW para São Paulo e 920 para o Brasil, ou seja, 1,8% da potência instalada, permitindo uma redução líquida em cerca de US\$900 milhões em investimento para o país;

c) substituição total das atuais caldeiras pelas mais modernas, de 62 Kgf/cm². A potência instalada adicional poderia se elevar até o máximo de 1.600 MW em São Paulo e 2.750 MW no Brasil, representando 5,5% da atual capacidade instalada no setor hidroelétrico. Neste caso, os investimentos para essa mudança no sistema energético nacional foi estimado em US\$2,75 bilhões.

Outro processo que está sendo estudado é a utilização de um sistema de gaseificação de biomassa e a introdução de turbinas a gás em ciclo combinado nas unidades do setor. Este processo poderá dobrar a geração de eletricidade por tonelada de cana processada.

Esse tipo de sistema pode utilizar ainda uma injeção de vapor na turbina a gás que aumentará a potência disponível e diminuirá o NO_x associado a este processo de geração. A gaseificação da biomassa é em geral mais fácil sob vários aspectos do que a gaseificação do carvão, pois utiliza menores temperaturas, produz menores quantidades de cinzas e não há a necessidade da remoção do enxofre.

Entretanto, existem ainda dificuldades a serem contornadas no que se refere ao acoplamento da produção do gaseificador com necessidade da turbina a gás, do tipo de gaseificador ideal para o processo, da remoção do alcatrão e dos produtos alcalinos e da limpeza dos gases quentes.

A integração dos sistemas de cogeração do setor sucroalcooleiro ao sistema elétrico interligado Sul – Sudeste deve levar em consideração :

1 – Características da energia elétrica produzida :

- Energia produzida sazonal – Ocorre no período seco de maio a novembro;
- Geração no horário de ponta e fora de ponta;
- Não é despachável na sua totalidade em função do processo produtivo;
- É sujeita a interrupções devido a chuvas prolongadas;
- É função das variações típicas do processo industrial.

2 – Aspectos legais

O proprietário da unidade tem que obter autorização federal para o estabelecimento da central junto ao Poder Concedente (ANEEL – Agência Nacional de Energia Elétrica). A figura jurídica adotada pela unidade pode ser de auto-produtor ou produtor independente de energia.

3 – Comercialização de energia elétrica produzida

- Produtor Independente de Energia – Pode comercializar toda ou parte da energia elétrica produzida;
- Auto-produtor – Pode comercializar energia excedente.

Mesmo com a eliminação do processo de queimadas a utilização de bagaço de cana nas caldeiras das usinas e destilarias pode gerar um arraste de partículas não queimadas, conhecidas como fuligem, que polui a usina e suas vizinhanças. Para controlar esta poluição existem equipamentos retentores de fuligem por via úmida e por via seca estes constituídos por filtros eletrostáticos precedidos por processos de ciclonagem o que garante uma eficiência de 98%.

Os investimentos médios por kW de potência adicional instalada varia entre US\$ 300 a 1.150 que é um montante inferior ao investimento em hidroelétricas e em muitas termoeletricas, apresentando como principais vantagens o menor prazo de implantação e a utilização mais racional dos insumos energéticos renováveis disponíveis.

O custo da energia elétrica gerada nas usinas e destilarias, compreendendo a amortização dos investimentos, a remuneração do capital e a cobertura dos custos operacionais propicia valores muito competitivos para a auto-suficiência e para a entrada da unidade em um novo negócio que é a comercialização de energia elétrica.

Essa energia excedente poderá ser comercializada com a concessionária local ou com outros consumidores dentro das possibilidades legais surgidas na atual reformulação do setor elétrico nacional observando-se todas as considerações anteriores.

4. EMBASAMENTO TEÓRICO

4.1. Ciclos de Potência

Nesta parte do relatório foi feita uma revisão buscando relembrar conceitos de Termodinâmica, envolvendo principalmente ciclos de potência, e, dentre eles, a maior ênfase foi dada para os ciclos Rankine e Brayton.

Dentre os principais ciclos térmicos para geração de energia elétrica, os mais utilizados são o Ciclo Rankine, o Ciclo Brayton, além dos grupos geradores de pequeno porte baseados no ciclo Otto e no Diesel. De modo a entender a cogeração é necessário conhecer o modo mais convencional de geração de energia térmica que é o ciclo Rankine.

Ciclo Rankine

No ciclo Rankine, é utilizado o calor proveniente da combustão de combustíveis para geração de vapor no gerador de vapor. Portanto, a energia térmica acumulada em forma de calor pode ser utilizada para aquecimento, processos industriais e para geração de energia elétrica acionando uma turbina a vapor acoplada a um gerador elétrico.

Na figura 1, está representado o ciclo Rankine na sua forma mais simples.

Rendimento térmico:

$$\eta_t = \frac{W_{liq}}{Q_h}$$

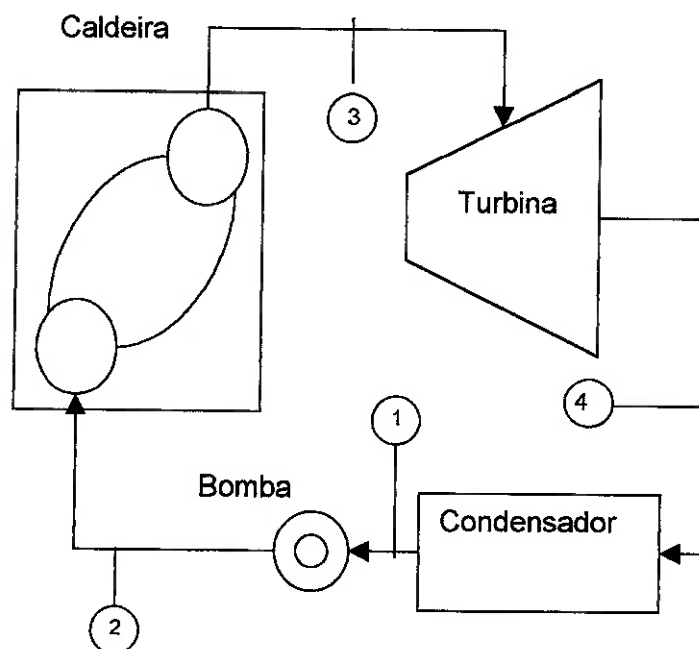


Figura 1 : Ciclo Rankine

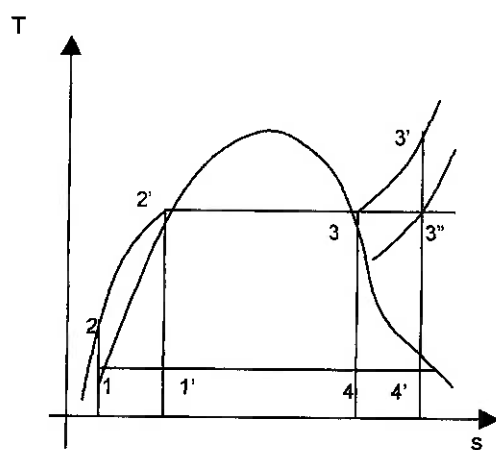


Figura 2 : Diagrama T-s (Rankine)

No diagrama T-s foram acrescentados alguns pontos ao ciclo básico para se ter uma visualização melhor do que ocorre na prática. Alguns procedimentos podem ser tomados para aumentar a eficiência do ciclo.

Pode-se por exemplo diminuir a pressão de saída da turbina, porém há problemas de maior título da mistura líquido-vapor. Outra alternativa é aumentar a pressão no fornecimento de calor (saída da caldeira), com a vantagem de diminuição no título da

mistura. A última possibilidade se refere a um aquecimento do vapor, mais conhecido como superaquecimento.

Duas variações do ciclo de Rankine são :

1. *Ciclo com reaquecimento* – Esse ciclo foi desenvolvido para aproveitar o aumento do rendimento provocado pela utilização de pressões mais altas e evitando que a umidade seja excessiva nos estágios de baixa pressão da turbina. O vapor primeiramente expande até uma pressão intermediária na turbina, é reaquecido na caldeira e é novamente expandido na turbina até a pressão de saída.

2. *Ciclo regenerativo* – Essa variação envolve a utilização de aquecedores da água de alimentação. Esses aquecedores podem ser de mistura ou de superfície. O mais importante é aumentar a temperatura média na qual o calor é transferido.

Nos dois tipos de aquecedores o calor que aumenta a temperatura da água provém da extrações de vapor realizadas na turbina.

Para efeitos práticos, convém dizer que os ciclos reais se afastam dos ideais por diversos fatores : perdas de carga e de calor nas tubulações, perdas de carga na caldeira, perdas na turbina, na bomba e no condensador.

A cogeração utiliza o calor residual do vapor, geralmente de baixa pressão da exaustão da turbina a vapor (turbinas de contra-pressão), ou de uma extração numa turbina de condensação. Este é o processo mais comumente utilizado em cogeração. Praticamente, todos os processos atuais de cogeração no Brasil o utilizam. O rendimento térmico do ciclo com cogeração é calculado somando-se o total de energia utilizado, ou seja, a energia elétrica gerada mais a energia térmica utilizada no processo, dividindo-se pelo total da energia fornecida pelo combustível.

Ciclo Brayton

O ciclo Brayton, de turbina a gás, vem se tornando um método cada vez mais utilizado para geração de energia. Neste tipo de máquina, o ar atmosférico é continuamente succionado pelo compressor, onde é comprimido até uma alta pressão. O ar comprimido entra na câmara de combustão (ou combustor), é misturado ao combustível e ocorre a combustão, resultando em gases com alta temperatura. Os gases provenientes da combustão se expandem através da turbina e descarregam na atmosfera. Parte do trabalho desenvolvido pela turbina é usado para acionar o

compressor, o restante é utilizado para acionar um gerador elétrico ou um dispositivo mecânico.

Este tipo de ciclo apresentado é chamado de ciclo Brayton Simples e Aberto (figura 3). Analogamente ao ciclo Rankine, no ciclo Brayton também podem ser implementadas diversas modificações para aumentar o seu desempenho como regeneração, resfriamento intermediário e reaquecimento.

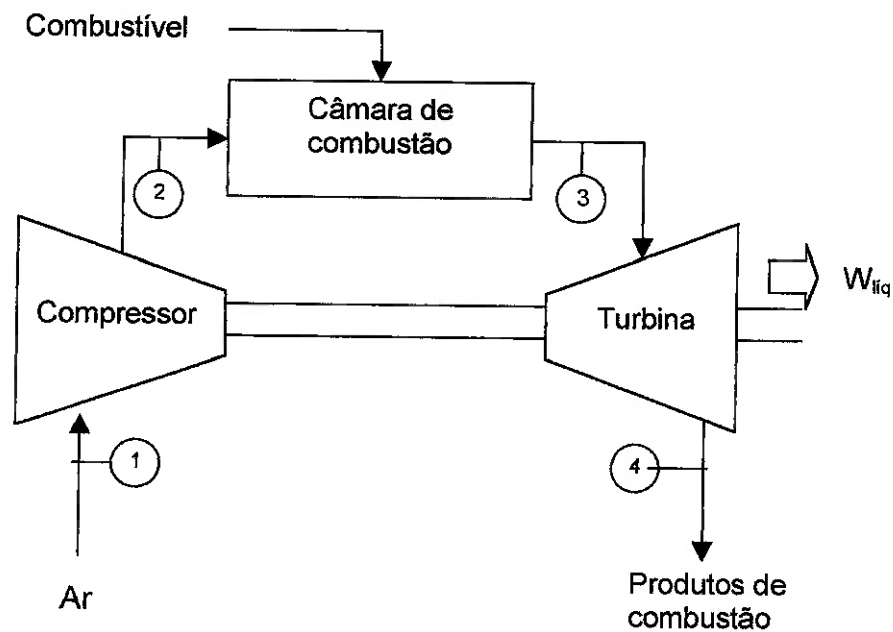


Figura 3 : Ciclo Brayton Aberto

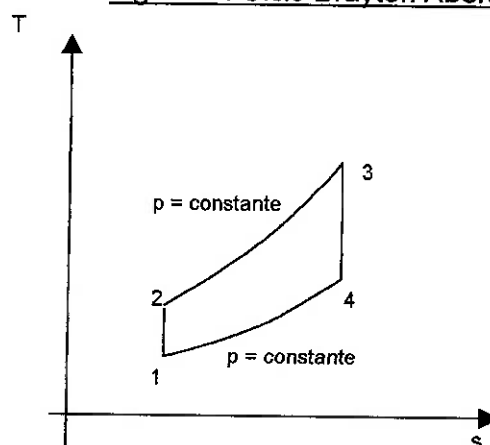


Figura 4 : Diagrama T-s (Brayton)

O rendimento de um ciclo Brayton é :

$$\eta_t = 1 - \frac{T_1}{T_2} = 1 - \frac{1}{\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{(k-1)}{k}}}$$

A cogeração neste ciclo é implementada através da adição de uma caldeira de recuperação de calor ao ciclo. Neste caso, os gases de exaustão da turbina são direcionados para a caldeira, de modo a gerar vapor. Este vapor é então utilizado no processo industrial.

Este é o ciclo proposto para a utilização do gás natural na maioria dos sistemas de cogeração atuais utilizando como combustível o gás natural, uma tendência promissora no Brasil, nas plantas que o consumo de vapor é bastante elevado (vapor intensivo) como nas indústrias de papel e celulose e indústrias químicas.

Ciclo Combinado

O ciclo combinado (figura 5) é baseado na junção de dois ciclos de potência , o ciclo Brayton e o Rankine.

Neste tipo de arranjo, o calor liberado por um ciclo é usado parcialmente ou totalmente como entrada de calor para o outro ciclo. No caso de geração de energia elétrica, através do ciclo combinado gás-vapor (Brayton-Rankine), os gases de exaustão da turbina a gás estão numa temperatura relativamente alta, normalmente entre 450 e 550°C.

Deste modo, o fluxo de gás quente pode ser utilizado numa caldeira de recuperação de calor para geração de vapor que serve como fluido de trabalho para o acionamento de uma turbina a vapor, gerando um adicional de energia. Portanto, o ciclo combinado tem uma eficiência térmica maior que a dos ciclos Rankine e Brayton separadamente.

Deste modo, o fluxo de gás quente pode ser utilizado numa caldeira de recuperação de calor para geração de vapor que serve como fluido de trabalho para o acionamento de uma turbina a vapor, gerando um adicional de energia. Portanto, o ciclo combinado tem uma eficiência térmica maior que a dos ciclos Rankine e Brayton separadamente.

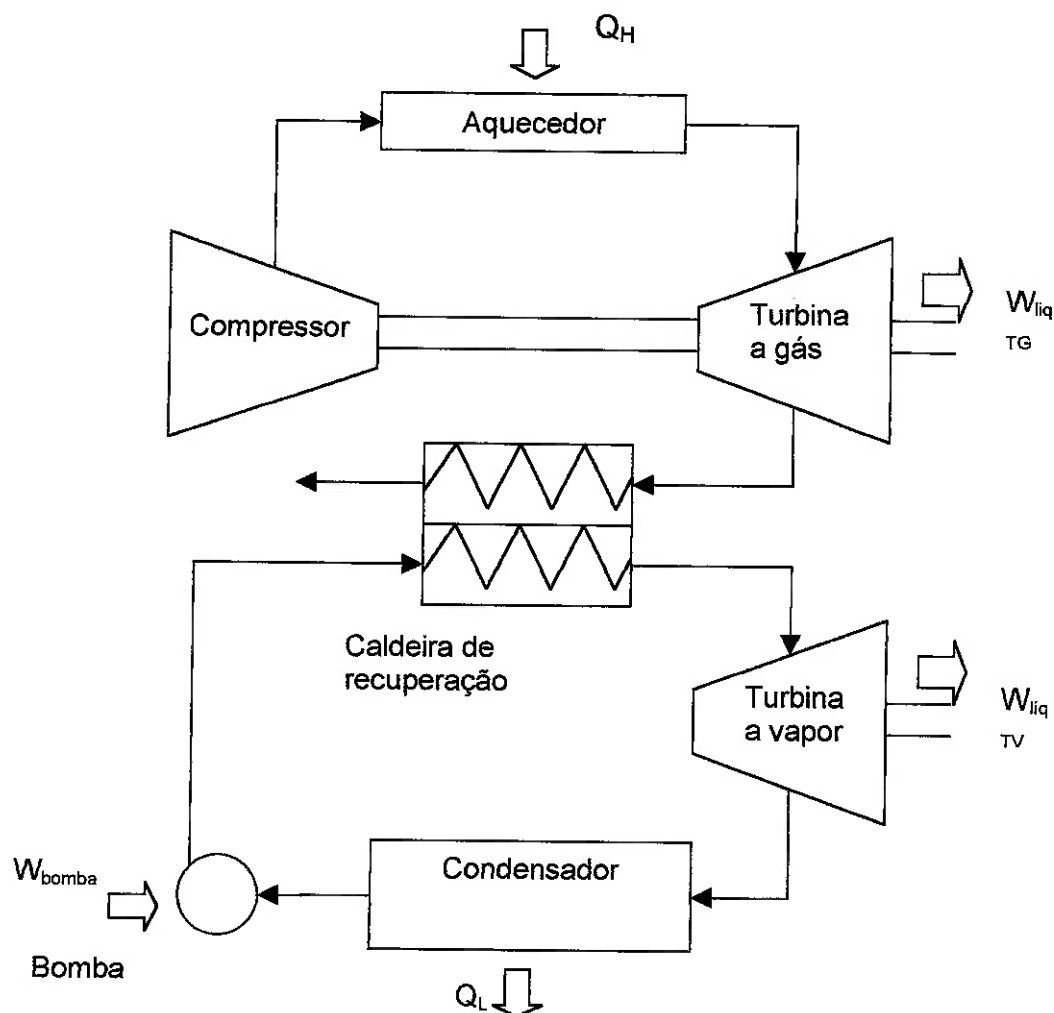


Figura 5 : Ciclo Combinado

Este tipo de processo de cogeração é a melhor opção para os locais onde a demanda de eletricidade é superior a demanda de vapor, ou seja nas indústrias eletro-intensivas.

4.2. Rendimentos associados à 1ª e 2ª Leis da Termodinâmica

A eficiência térmica (ou rendimento térmico) de ciclos de potência está associada à idéia de razão entre o que é produzido e o que é usado. Em outras palavras, seria a relação entre o trabalho extraído e o calor trocado com a fonte uma alta temperatura.

Assim, o rendimento térmico de ciclos de potência é :

$$\eta_{\text{térmico}} = \frac{W_{\text{liq}}}{Q_h} = \frac{Q_H - Q_L}{Q_H} = 1 - \frac{Q_L}{Q_H}$$

Para avaliar o rendimento térmico de um equipamento no qual ocorre um processo deve-se lançar mão da eficiência isoentrópica. Tome-se como exemplo uma turbina. Nesse caso, a eficiência isoentrópica seria a razão entre o trabalho real produzido no processo e o trabalho produzido num processo hipotético em que os valores de entropia entre os estados de entrada e de saída seriam os mesmos.

Nos dois casos de eficiência abordados acima, estas poderiam ser chamadas de eficiências do ponto de vista da 1ª lei da termodinâmica, pois correspondem a comparações entre duas quantidades energéticas.

Uma outra categoria de eficiência seria a eficiência do ponto de vista da 2ª lei. Esse conceito envolve uma comparação entre a produção desejada num processo com a variação da disponibilidade termodinâmica durante o processo. Para o caso específico de turbinas, a eficiência pela 2ª lei seria o quociente entre o trabalho real produzido e a diminuição da disponibilidade entre o estado real de entrada e o estado real de saída :

$$\eta_{\text{seg. lei}} = \frac{W_{\text{real}}}{\psi_e - \psi_s} = \frac{W_{\text{real}}}{W_{\text{reversível}}}$$

4.3. Exergia

A exergia ou disponibilidade é uma ferramenta cada vez mais importante no projeto ou na análise de sistemas térmicos, além de ser um dos aspectos básicos do enfoque termo-econômico. A exergia é um conceito que se relaciona com a 2ª Lei da Termodinâmica, pois é ela que de certa forma “mede” a qualidade da energia, ou sua degradação. Isso vem complementar a idéia de conservação de energia, presente na 1ª Lei. Um exemplo pode ser a comparação entre 1kJ de eletricidade gerada e 1kJ de energia térmica presente na água de um rio responsável pelo resfriamento da água de uma usina. Fica claro que a eletricidade tem mais qualidade, e por isso mesmo maior valor econômico.

Para definir exergia, deve-se pensar primeiramente que a condição para que exista trabalho útil é que se tenha dois sistemas em estados distintos e que eles sejam postos em contato até atingirem o equilíbrio. Quando um desses dois estados coincide

com algumas condições especiais, ele é chamado de meio (estado padrão). Se o outro sistema for o sistema em análise, a exergia ou disponibilidade será o máximo trabalho útil (de eixo ou elétrico) que se pode obter colocando-se os sistemas em contato até o equilíbrio, com transferência de calor apenas com o meio.

Suponhamos que uma certa quantidade de massa num dado estado termodinâmico entra num volume de controle em regime permanente. O trabalho reversível máximo seria obtido se essa massa estivesse, na saída do volume de controle, em equilíbrio com o meio. Isso equivale a dizer que a massa deveria estar a pressão e a temperatura do meio, em equilíbrio químico com o meio, ter energia potencial nula e velocidade nula (ou praticamente nula). Assim, a exergia por unidade de massa em regime permanente, desprezando-se variações cinéticas e potenciais e na ausência de reações químicas é :

$$\psi = (h_0 - h) - T_0.(s - s_0)$$

Onde os índices "0" se referem a propriedades do meio, por exemplo $T_0 = 25^\circ\text{C}$.

4.4. Introdução à Cogeração

Cogeração é definida como sendo a produção simultânea de trabalho (energia elétrica ou mecânica) e energia térmica de uma mesma fonte de combustível.

Do ponto de vista energético, o atrativo da cogeração está nas altas eficiências globais dos ciclos (da ordem de 70% a 95%) quando comparados a ciclos de potência de termelétricas, por exemplo.

De acordo portaria publicada pela ANEEL, toda instalação de cogeração deve atender a requisitos mínimos de eficiência energética e de participação das diversas formas de energia, em condições normais de operação, conforme as equações a seguir indicadas:

$$E_t + E_e \geq 0,60 E_c$$

$$E_t \geq 0,10 E_e \text{ ou}$$

$$E_e \geq 0,10 E_t$$

- Sendo:

E_t é a quantidade de energia térmica (MWh) sendo utilizada,

E_e é a quantidade de energia elétrica sendo produzida; e

E_c é a quantidade de energia disponibilizada na fonte energética, utilizada no sistema da cogeração (MWh), com base no seu Poder Calorífico Inferior (PCI)

Existem duas categorias de cogeração, quanto ao momento ou localização da produção de trabalho na sequência do processo industrial:

- a) Topping cycle (ciclo de topo)
- b) Bottoming cycle (ciclo de fundo)

a) Topping Cycle

Neste tipo de configuração, a energia não-aproveitada pelo sistema de geração de potência é utilizada em processos industriais, na forma de vapor de processo. Dependendo da necessidade do processo, o vapor pode:

- ser extraído da turbina num estágio intermediário, como para o aquecimento de água de alimentação;
- retirado da exaustão da turbina. Neste caso a turbina é chamada de turbina de contra-pressão;

A necessidade de vapor de processo é normalmente entre 0,5 e 40 bar.

Esta é a configuração mais comum dos processos de cogeração, é a adotada no setor sucroalcooleiro com bagaço de cana (combustível sólido) e na indústria química utilizando-se o gás natural.

b) Bottoming Cycle

Neste tipo de ciclo o calor primário é usado a alta temperatura diretamente no processo. Um exemplo é a fornalha de cimento ou de uma siderúrgica. O calor residual de baixa temperatura e disponibilidade é usado para gerar eletricidade, num ciclo de baixo rendimento.

Apenas o ciclo de topo pode fornecer economia verdadeira na energia primária. Além disso, a maioria das aplicações do processo requer vapor de baixa energia (saturado e de baixa pressão). Este tipo de vapor é convenientemente produzido no ciclo de topo. Alguns exemplos são:

- ⇒ usina de vapor-eletricidade com turbina de contra-pressão;
- ⇒ usina de vapor-eletricidade com extração de vapor de uma turbina de contra-pressão;

- ⇒ usina de cogeração – a turbina a vapor é de contra-pressão ou de condensação com extração.
- ⇒ usina com ciclo combinado – usina com turbina a gás e com caldeira de recuperação de calor (usando a exaustão da turbina a gás para gerar vapor).

4.5. Gaseificação de Bagaço de Cana

O estudo do processo de gaseificação de bagaço de cana-de-açúcar para intensificar a cogeração em usinas vem sendo desenvolvido já há alguns anos. No Brasil, os estudos se encontram em fase de amadurecimento e a tecnologia envolvida ainda não está completamente dominada. O lado econômico também torna-se um obstáculo relevante a curto e médio prazo. Sistemas utilizando gaseificação de outros combustíveis sólidos como madeira e carvão mineral possuem uma tecnologia bastante conhecida, porém no caso do bagaço, palhas e folhas de cana-de-açúcar, alguns problemas tecnológicos ainda devem ser resolvidos para viabilizar economicamente o sistema.

Nessa alternativa o bagaço da cana proveniente das moendas passa por um gaseificador, onde sofre uma combustão parcial e propicia a formação de um gás de baixo poder calorífico. Esse gás será o combustível de uma turbina a gás acoplada a turbogerador elétrico. Os gases de exaustão provenientes da turbina a gás são levados a uma caldeira de recuperação para geração de vapor, seja para acionamento de equipamentos, de outros turbogeradores, ou ainda para processo. Enfim, o sistema seria caracterizado como um ciclo de potência combinado.

O projeto BRA/96/G31 “Geração de Energia por Biomassa: Bagaço da Cana-de-Açúcar e Resíduos” em execução pela Copersucar propõe alternativas para a integração do sistema BIG/GT (*Biomass Integrated Gasifier/Gas Turbine*) com uma usina típica. No estudo proposto pela Copersucar, são considerados dois modos básicos de operação: termelétrica independente e cogeração, sendo que além do bagaço, a palha da cana também passa por um processo de gaseificação. Algumas hipóteses foram assumidas nas simulações, sendo a avaliação técnico-econômica do projeto ainda não foi concretizada:

- Planta BIG/TG: baseada na turbina GE LM-2500
- Temperatura e pressão do vapor na caldeira de recuperação (bar/°C): 82/480, 22/300 e 2,5/saturado
- Consumo de vapor de processo na usina (kg vapor / t cana): 500, 340 e 280.

Como citado anteriormente, o aspecto econômico tem dificultado a introdução da gaseificação no setor sucroalcooleiro, que nos últimos anos passou pela pior crise de sua história.

4.6. Sistemas de Cogeração com Turbinas a Vapor no setor sucroalcooleiro

Os sistemas térmicos com turbinas a vapor são os mais difundidos no setor sucroalcooleiro e podem ser divididos em :

1. Sistemas de cogeração com turbinas de Contra-pressão

São os mais utilizados em usinas de açúcar e álcool, sendo a pressão do vapor na saída da turbina é maior que a pressão atmosférica e esse nível de pressão vai depender do processo. São sistemas característicos de plantas que visam a auto-suficiência, mas também são encontrados em sistemas que geram excedente de energia elétrica.

2. Sistemas de cogeração com turbinas de Extração-Contrapressão

Sistemas desse tipo não são frequentemente encontrados no setor sucroalcooleiro. Nessa situação, há uma ou mais extrações para suprir consumidores de vapor em níveis de pressão diferentes do de processo, por exemplo para acionar bombas ou moendas. O número de extrações da turbina é função do compromisso de geração de potência e da quantidade de aplicações. Assim como no caso de contrapressão sem extração este tipo de cogeração se aplica somente em períodos de safra pois está limitado pelo vapor na saída da turbina, que será utilizado nos processos.

3. Sistemas de cogeração com turbinas de Extração-Condensação

Sistemas de turbinas de extração-condensação podem também operar em períodos fora da safra da usina, funcionando de maneira similar a uma central termelétrica. O combustível utilizado fora da safra pode ser bagaço em excesso ou algum outro combustível auxiliar. As extrações de vapor são realizadas com o objetivo de suprir vapor para eventuais acionamentos de equipamentos e para consumo de processo. Nesse último caso de cogeração, há um condensador na saída da turbina.

5. CARACTERIZAÇÃO DA PLANTA ANALISADA

5.1. Informações Gerais

Foi escolhida para servir de base para a aplicação prática do estudo a **Usina São Martinho S.A. - Açúcar e Álcool**. A usina se localiza no município de Pradópolis-SP, na região de Ribeirão Preto. Trata-se de uma usina com destilaria anexa, ou seja, coexistem uma fábrica de açúcar e uma destilaria de álcool. Quanto ao porte, pode ser classificada como uma das maiores do mundo, estando entre as duas maiores do Brasil. Possui padrão tecnológico considerado elevado para níveis nacionais.

Foi realizada uma visita no dia 16 de junho com o objetivo de adquirir familiaridade com a planta da usina e seus equipamentos e obter informações gerais. Devido às grandes proporções da usina São Martinho não foi possível se conhecer as instalações de maneira detalhada pelo pouco tempo de duração da visita. Os engenheiros da usina se dispuseram a viabilizar uma outra visita, a qual poderia durar mais do que um dia. Atualmente, a usina processa cerca de 7 milhões de toneladas de cana na safra, produzindo açúcar, álcool anidro e álcool hidratado.

A usina é auto-suficiente em energia elétrica, possuindo também instalações para venda de excedente. Entretanto, por falta de maior capacidade de geração de vapor, disponibilidade de turbogeradores e consumo de vapor de processo, este excedente encontra-se em torno de 0,5 MW.

Outro aspecto relevante para a venda de energia elétrica seria a quantidade de sobra de bagaço. Essa sobra situa-se em níveis consideráveis (em torno de 15%) para aumento da “cogeração”, sendo que é parcialmente vendido como combustível para indústrias do setor de suco de laranja.

5.2. Características do Sistema Atual de Vapor

Praticamente todo o vapor é gerado a 310°C e 21 kgf/cm². Para essa geração são utilizadas 7 caldeiras. Uma oitava caldeira gera vapor a 10 kgf/cm², porém possui função específica de suprir o consumo de vapor numa peneira molecular (fabricação de álcool anidro) e em turbinas de centrífugas e secadores de açúcar.

O combustível dessas caldeiras consiste no bagaço proveniente das moendas, com umidade aproximada de 50%. Variações na umidade influenciam sensivelmente o desempenho das caldeiras.

O vapor “vivo”, isto é, o vapor de 21 kgf/cm² alimenta as turbinas de múltiplos estágios acopladas a geradores elétricos e turbinas de simples estágio acionando os seguintes equipamentos:

- Picadores de cana;
- Desfibradores de cana;
- Moendas;
- Ventiladores e exaustores das caldeiras;
- Bombas de água.

O vapor de escape dessas turbinas possui nível de pressão de 1,5 kgf/cm² e é consumido nos processos de produção de açúcar e de álcool. Eventualmente o vapor de 21 bar pode ser rebaixado através de válvulas para 1,5 bar, dependendo da necessidade do processo.

A água de alimentação das caldeiras provém do condensado de processo com complementação de água de reposição (“make-up”), previamente tratada em uma estação ETA. Antes de ser bombeada para as caldeiras, a água passa por desaeradores.

Uma outra categoria de vapor seria no vapor “vegetal”, assim chamado pois consiste no vapor gerado em evaporadores de caldo e que é utilizado na destilação de álcool.

5.3. Características Técnicas de Equipamentos

5.3.1. Caldeiras

Caldeiras CBC VU-40 – 21 kgf/cm²

Nº	Capacidade (t/h)	Produção (t/h)	Eficiência (%)
01	150	139,7	83
02	150	139,7	83
03	150	139,7	83
04	150	139,7	83

Caldeiras Conterma

Nº	Capacidade (t/h)	Produção (t/h)	Pressão (bar)	Eficiência (%)
05	60	55,88	21	70
06	60	55,88	21	70
07	70	65,2	21	70
08	30	27,94	10	70

5.3.2. Turbogeneradores

Nº	Potência (kW)	Eficiência (%)
01	5890	70
02	5890	70
03	5890	70
05	1178	50

5.3.3. Turbo-Ventiladores

Nº	Potência (kW)	Eficiência (%)
01	357	39
02	357	39
03	357	39
04	357	39

5.3.4. Turbo-Exaustores

Nº	Potência (kW)	Eficiência (%)
01	512	47
02	512	47
03	512	47
04	512	47

5.3.5. Turbinas para acionamento das moendas

Moenda "A"

Equipamento	Potência (kW)	Eficiência (%)
Picador	710	43
Desfibrador	931	46
1° terno	1029	50
2° terno	1029	50
3° terno	1029	50

Moenda "B"

Equipamento	Potência (kW)	Eficiência (%)
Picador	455	31
Desfibrador	1223	46
1° terno	1216	50
2° terno	1216	50
3° terno	1216	50

Moenda "C"

Equipamento	Potência (kW)	Eficiência (%)
Picador	1084	43
Desfibrador	1489	47
1° terno	925	46
2° terno	925	46
3° terno	925	46
4° terno	925	46
5° terno	925	46
6° terno	925	46

5.3.6. Turbo-Bombas

Alimentação das caldeiras

Nº	Potência (kW)	Eficiência (%)
01	585	46
02	655	47
03	0	45

Fabricação de açúcar

Nº	Potência (kW)	Eficiência (%)
01	0	45
02	702	47
03	647	46
04	657	46

Destilaria

Nº	Potência (kW)	Eficiência (%)
01	563	46
02	695	47
03	704	48
04	708	48
05	0	45

5.4. Resumo do Boletim de Produção Diária (05.06.1999)

Dados referentes a um dia típico de safra

Moagem (ton. de cana)

- Moenda A : 10.495,20
- Moenda B : 11.109,50
- Moenda C : 14.622,30
- Total : 36.227,00

Produção

- Álcool : 1.240 litros
- Açúcar : 2.518,01 t
- Bagaço produzido : 9.756,50 t
- Bagaço Excedente : 1.762,72 t

Água de alimentação das caldeiras

- Condensado : 543,58 m³/h
- Desmineralizada : 230 m³/h
- Clarificada : 377,50 m³/h
- Total : 1.150 m³/h

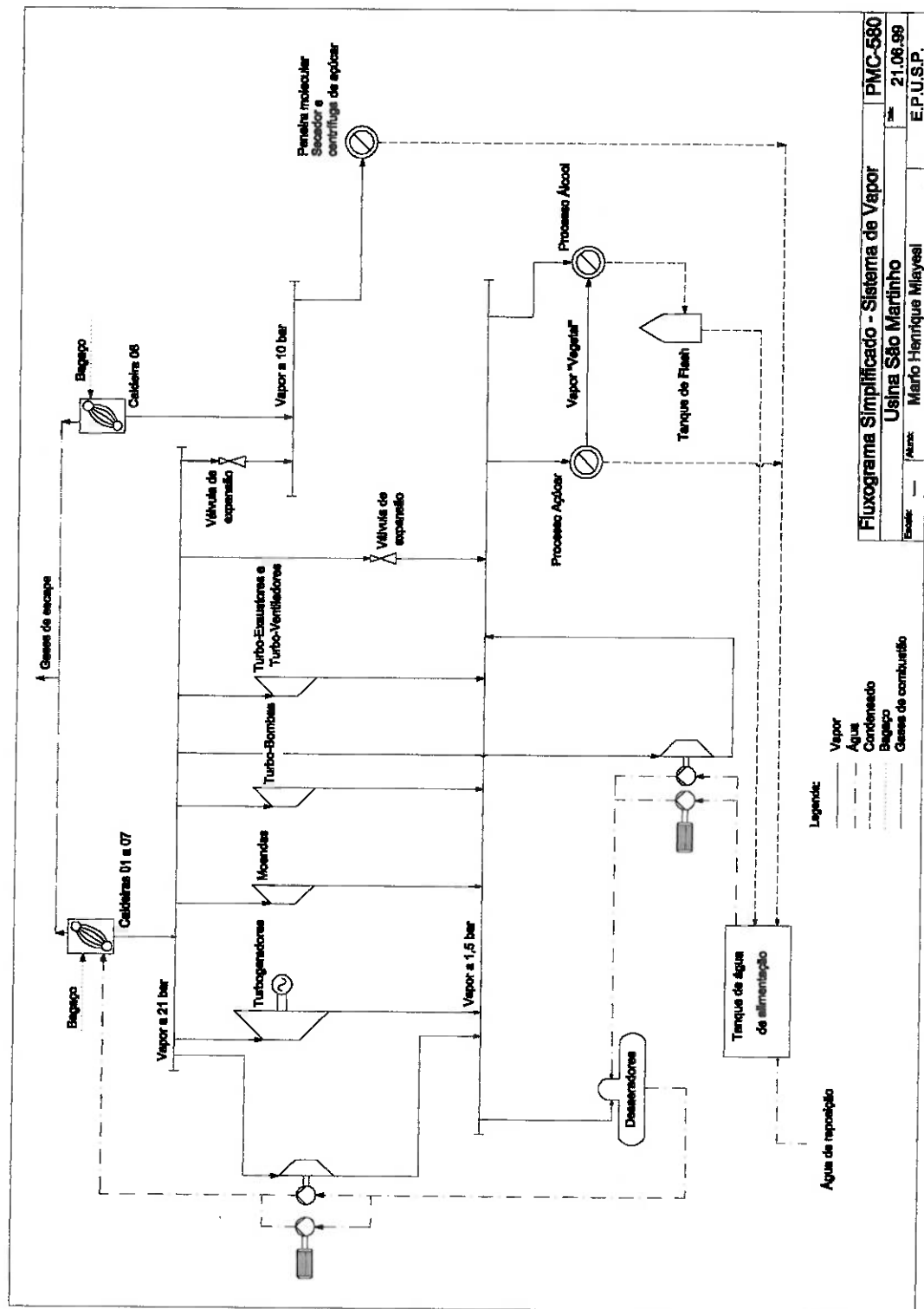
Geração e Consumo de Energia Elétrica

- Gerador 01 : 190.400,00 kW.h
- Gerador 02 : 120.960,00 kW.h
- Gerador 03 : 126.720,00 kW.h
- Gerador 05 : 0,00 kW.h
- Total : 438.080,00 kW.h
- Consumo Industrial : 422.600,00 kW.h
- Consumo Externo : 7.200,00 kW.h
- Venda para CPFL : 8.208 kW.h

Bagaço na saída das moendas

- Umidade : 50,19%
- Fibra : 47,66%

5.5. Fluxograma Simplificado do sistema de vapor



6. CÁLCULOS PRELIMINARES PARA A SITUAÇÃO ATUAL

- Dados relativos à cana (valores máedios de acordo com o boletim fornecido)

- Fibra : $f_C = 13,11\%$
- Pol (sacarose) : $p_C = 13,98\%$
- Brix (sólidos dissolvidos no caldo) : $B_C = 17,02\%$
- Pureza :

$$\alpha_p = \frac{pol}{brix} = \frac{p_c}{B_c} = 0,824$$

- Moagem: $Q_{CANA} = 36.7227 \text{ TCD} = 1.514,5 \text{ TCH}$

- Dados relativos ao bagaço

- Umidade : $u = 50,19\%$
- Fibra : $f_B = 47,66\%$
- Pol (sacarose) : $p_B = 1,51\%$
- Brix (sólidos dissolvidos no caldo) : $B_B = 2,15\%$
- $Q_{BAGAÇO} = 9.756,5 \text{ t/dia} = 406,52 \text{ t/h}$
- $Q_{EXCEDENTE} = 1.762,72 \text{ t/dia} = 73,45 \text{ t/h}$
- Excesso de bagaço :

$$E_{BAGAÇO} = \frac{Q_{BAGAÇO}}{Q_{EXCEDENTE}} = 0,181 = 18\%$$

- Relação bagaço/cana

$$R_{BAG} = \frac{f_C}{f_B} = 275 \frac{kg_{BAGAÇO}}{t_{CANA}}$$

- Relação vapor/bagaço

$$R_{VAP} = \frac{730.000,63}{1.514,51} = 482 \frac{kg_{VAPOR}}{t_{CANA}}$$

- Consumo de vapor de processo

$C_{VP/BAG} = 2,3 \text{ kg vapor / kg bagaço (estimativa) – consumo específico}$

$$\dot{m} = 2,3 \times Q_{BAGAÇO} = 2,3 \times 406,52 = 934,99 \frac{\text{kg}_{VAPOR}}{\text{h}}$$

$$C_{vp/cana} = \frac{\dot{m}_{VP}}{\dot{m}_{CANA}} = \frac{730000}{1.514,51} = 482 \frac{\text{kg}_{VP}}{\text{TCH}}$$

Esse resultado permite chegar à seguinte conclusão: a geração atual de vapor está abaixo ou no limite das necessidades de processo, lembrando que o consumo de 2,3 kg VP / kg bagaço é uma estimativa feita a partir de valores típicos. Esse valor permite estabelecer uma relação entre o que entra de cana na usina com a demanda de vapor para tratar o caldo extraído dessa quantidade de cana.

A maior prova de que a geração de vapor está no limite das necessidades de processo é a elevada sobra de bagaço, em torno de 15%. A eventual sobra de bagaço que pode parecer prejudicial à eficiência das usina pode abrir perspectivas para aumento da venda de energia elétrica para a concessionária.

7. ANÁLISE DE ALGUMAS ALTERNATIVAS A SEREM ADOTADAS

Para concluir a etapa de estudo da situação atual e viabilidade, pode-se partir agora para uma abordagem das possíveis alterações na configuração do sistema de cogeração da usina.

A alternativa de introdução de turbinas a gás por enquanto será deixada à margem por razões já citadas e pelo objetivo de maior aplicação prática do trabalho.

Entre as possíveis alterações no sentido de aperfeiçoar o balanço térmico da usina pode-se citar a melhoria da eficiência das turbinas das moendas, por exemplo. Além disso, a introdução de turbinas de extração-condensação para os turbogeradores pode

conciliar os progressos no aperfeiçoamento dos consumos entre vapor direto e de escape.

A redução do consumo de vapor pela usina pode ocorrer pela automação dos processos e pela substituição de pequenas turbinas de ventiladores, exaustores e bombas por motores elétricos, de maior eficiência. Ao mesmo tempo há um aumento do consumo de energia elétrica, o que requer investimentos na capacidade de geração, abrindo possibilidade para venda de excedentes.

Um outro aspecto é o valor da pressão de operação dos geradores de vapor. Maiores pressões implicam num aumento da eficiência do sistema, o que seria perfeito do ponto de vista teórico. Porém na prática, existem fatores de natureza econômica que devem ser levados em consideração nos projetos de melhoria do sistema de geração de vapor.

Ainda do ponto de vista prático, a implantação de caldeiras operando a diferentes pressões pode trazer dificuldades operacionais, perda de confiabilidade e versatilidade e problemas de manutenção dos equipamentos, e nesse caso, perde-se eficiência.

A operação dos geradores numa pressão única tem a vantagem de se poder parar uma caldeira para manutenção sem grandes transtornos. Assim, se uma única caldeira de mais alta pressão está acionando um turbogerador, é preciso que a instalação seja extremamente confiável.

Quanto à pressão de operação, pode-se concluir que um aumento seria benéfico, mas a melhor opção é a implantação de geradores trabalhando numa mesma pressão.

O lado econômico tem um peso muito grande nas questões de alterações de configurações de cogeração. Por isso uma análise termo-econômica é o método ideal para possíveis projetos no futuro. A tarifa paga pela concessionária de energia elétrica pelo kWh é um fator de grande influência, pois é ela que decidirá o retorno econômico decorrente de investimentos na área de cogeração.

8. NOVA VISITA À PLANTA

De forma a complementar alguns dados sobre o processo global da usina e para aumentar mais a familiaridade com a planta foi realizada uma visita no mês de julho. O saldo da visita foi bastante positivo, pois a usina permitiu a permanência por 2 dias, tempo

que foi suficiente para um contato com as diversas áreas da planta, algumas das quais ainda se apresentavam de certa forma desconhecidas.

As seguintes áreas foram visitadas:

1. Área das caldeiras (de geração de vapor), com um acompanhamento prolongado de um período de operação típico, inclusive passando pelos 3 tipos de geradores de vapor em uso a planta. Houve uma oportunidade para se conhecer a lógica de controle das linhas de vapor que regula as vazões nos 3 níveis de pressão (21, 10 e 1,5 bar);

2. Áreas da estação de tratamento de água (ETA) e bombeamento, analisando equipamentos como tanques de *flash*, desaeradores, tanques para clarificação e desmineralização de água, torres de resfriamento.

3. Área das moendas, observando em detalhes as turbinas responsáveis pelo acionamento, o transporte do bagaço e seu aspecto ao ser enviado às caldeiras, o sistema de embebição para aumentar a extração de caldo, picadores e desfibradores de cana, também responsáveis por uma parcela do consumo de vapor etc.

9. DADOS ADICIONAIS LEVANTADOS

Primeiramente, será apresentada uma tabela com o consumo de energia elétrica dentro da usina nos diversos setores:

Consumidores de Energia Elétrica	Consumo (MW)
Externa	0,47
Moenda C	0,58
Trafos 3 / 4 Caldeiras	1,52
Trafos 1 / 2 Caldeiras	1,11
Barracão de cana	0,01
Rio Mogi	0,00
Armazém de açúcar	0,03
Poço artesiano	0,19
Sub. Aux.	0,12
Tratamento de água	0,42
Oficinas	0,02

Evaporação	1,27
Destilaria (Trafos 1 e 2)	1,18
Destilaria (Trafos 3 e 4)	0,90
Destilaria (Trafos 5 e 6)	0,84
Fab. A-C1	1,03
Fab. A-C2	0,80
Moenda A/B, Trat. de caldo, Trafos 1 e 2	1,33
Moenda A/B Trat. de caldo (Tr. 3) e Filtros (Tr. 1)	1,49
Muli-jato (bombeamento de água)	0,34

O consumo tomado como base para todas as análises que se seguirão representa o do dia 09/06/1999, ou seja, 17.100 kW produzidos nos turbogeradores não podem nunca ser exportados, já prevendo que haverá um aumento da produção de energia elétrica com as mudanças a serem propostas mais adiante.

Vapor de 10 bar para fábrica de açúcar.....	3,11 kg/s
Vapor expandido diretamente de 21 para 1,5 bar.....	5,0 kg/s
Pressão da água de alimentação dos GV's.....	33,6 bar
Vazão da água de alimentação.....	280 m ³ / h
Temperatura da água de reposição ("make-up").....	25°C
Set-point da válvula redutora de 21-1,5 bar.....	1,6 bar
Vazão máxima da válvula redutora (21-1,5).....	200 t/h

9.1. Lógicas de controle das linhas de vapor

Para um melhor entendimento do sistema de vapor da Usina São Martinho, abaixo estão descritas as lógicas de controle.

Master – Controla a rotação das alimentadoras de bagaço das caldeiras CBC para manter uma pressão de 21,8 bar na rede de vapor "vivo".

Malha 1 – Regula a abertura de válvulas de alívio que não permitem que a pressão ultrapasse 22,6 bar na linha de 21 e 1,68 bar a linha de 1,5.

Malha 2 – Caso a produção de vapor pela caldeira 8 não seja suficiente, permite a expansão direta de vapor de 21 para 10 bar. Possui *set-point* em 8 bar.

Malha 3 – Responsável pela abertura da válvula redutora entre os níveis de pressão 21 e 1,5 bar ($P_{set} = 1,6$ bar). Caso a pressão na linha de 21 caia abaixo de 20,5, há um bloqueio do vapor de processo (1,5), mesmo que a pressão na linha seja inferior a 1,6 (set-point da válvula redutora)

Malha 4 – Controla a abertura do alívio no coletor de saída da caldeira 8 ($P_{set} = 9,5$ bar).

9.2. Observações adicionais

- a) A cogeração na Usina foi de 1,5 MW em 96 e 97 e desde então vem diminuindo. A CPFL paga atualmente à São Martinho R\$11,00 pelo MW.h e cobra R\$60,00 pelo MW.h vendido.
- b) Existe um sério problema de operação das caldeiras num ponto muito próximo ou às vezes acima do limite nominal de capacidade.
- c) O sistema de fornecimento de água de alimentação também está operando perto do limite, sendo que, em alguns casos, é necessário descarregar água clarificada ainda não desmineralizada diretamente no tanque de alimentação.
- d) Não estavam funcionando na ocasião da visita os medidores de temperatura da água desmineralizada, no interior da caixa de alimentação e da água na entrada das caldeiras.
- e) A situação da caldeira 8 que opera a 10bar demonstra nitidamente a necessidade de troca ou sua eliminação do sistema dentro de algum tempo. Isso fica claro pois o controle de alimentação de bagaço é feito manualmente através de correntes, bem como a regulagem do ar de combustão, diminuindo a eficiência da combustão.

10. ANÁLISES E SIMULAÇÕES

O próximo passo do trabalho foi o de se testar diferentes configurações ou alternativas, fazendo uma análise energética num programa específico e uma análise exergética separadamente, porém utilizando-se os dados obtidos durante a simulação no “software”.

O programa utilizado para balanços de energia foi o *KPRO*®, desenvolvido pela empresa de origem alemã *Fichtner*, que conta com parcerias no Brasil. Na prática o

programa monta e desenvolve um sistema linear para calcular ponto a ponto as variáveis temperatura, pressão, vazão mássica e entalpia de um ciclo de potência. Apesar de ser uma análise relativamente simples de ser desenvolvida, o programa acelerou o processo, não apenas nos cálculos, mas também na elaboração de fluxogramas representando as alternativas propostas.

Algumas hipóteses foram consideradas para manter alguns parâmetros constantes durante a comparação entre as alternativas.

Por exemplo, o consumo de energia elétrica pelos diversos ramos consumidores como a destilaria e a fábrica de açúcar foi mantido sempre constante e igual a 17.100 kW.

Foi considerado invariável também o consumo de vapor de processo, mesmo podendo haver uma variação na forma de sua obtenção: seja na saída de uma turbina de contra-pressão, seja por uma extração de uma turbina de extração-condensação ou ainda pela expansão direta desde a linha de vapor “vivo”, através de válvulas redutoras. Houve também uma preocupação de se manter a taxa de retorno de condensado no valor atual de 47%.

O consumo total de potência pelos equipamentos acionados atualmente por turbinas como moendas, turbo-bombas etc consiste em 27.569 kW. A partir desse valor e de uma estimativa do rendimento de motores elétricos de 95%, pode-se prever que a potência demandada por esses equipamentos é de 29.020 kW em caso de eletrificação total e também será uma das restrições para as alternativas a serem implementadas.

Analogamente, será feito um esforço para que não seja necessária a compra de uma quantidade extra de bagaço de cana, aproveitando-se a sobra atual considerável (73,45 t/h), com exceção para casos de operação em períodos fora da safra, quando houverem.

10.1. Alternativas para a Cogeração

As seguintes alternativas foram estudadas:

- Alternativa 1

Eliminação das caldeiras de 21 e 10 bar e implantação de duas caldeiras de 80 bar, gerado todo o vapor necessário. São mantidas as máquinas turbo-acionadoras (moendas, ventiladores, bombas, etc) e foi instalado um novo turbogerador de contra-pressão (saída a 10 bar) com extração a uma pressão de 22 bar, para alimentar as outras turbinas.

- **Alternativa 2**

Novamente foram substituídas as caldeiras por novas de 80 bar e também foi instalado um turbogerador de contra-pressão com extração. A diferença foi a eletrificação total da planta, ou seja, os equipamentos antes acionados por turbinas a vapor, agora são movidos por motores elétricos.

- **Alternativa 3**

Substituição das caldeiras por 2 novas de 80 bar, conservação dos turbo-acionadores com pressão a 22 bar, com a diferença que o novo turbogerador instalado será de extração-condensação, com extrações a 22 e 10 bar visando, além da maximização da geração de energia elétrica, o melhor aproveitamento da sobra de bagaço, que se encontra na situação atual superior a 15%.

- **Alternativa 4**

Por fim, a alternativa 4 adota a substituição das caldeiras por 2 novas de 80 bar, implantação de um novo turbogerador de extração-condensação (extrações a 10 e 2,5 bar), porém com uma eletrificação total das máquinas antes acionadas por turbinas a vapor.

Os fluxogramas com os balanços energéticos de cada uma das alternativas encontram-se no anexo1.

10.2. Análise financeira e energética

Nesse item será apresentada a metodologia para uma avaliação básica dos aspectos econômicos envolvidos. O ponto de partida para o enfoque econômico são os balanços de energia resultantes das simulações em *software*. Esses balanços energéticos, aliados a estimativas de investimentos, custos de operação e preços de venda de energia elétrica, permitirão concluir sobre a viabilidade de execução dos possíveis projetos. Alguns dos valores adotados podem não estar totalmente de acordo com a realidade, porém o objetivo principal é ilustrar o método da análise técnico-financeira.

Abaixo estão listados alguns valores adotados como constantes para todas as alternativas:

Produção de bagaço.....	406,52 t / h
PCI do bagaço.....	7524 kJ / kg

Demanda interna de potência elétrica.....	17.100 kW
Horas de operação	3500 h / ano
Preço do bagaço.....	R\$4,00 / t
Custo específico de reposição de água.....	R\$0,50 / t
Taxa de retorno de condensado.....	47%
Encargos Operadores.....	R\$3.000,00 / operador
Turnos por dia.....	3
Tarifa base paga pela concessionária.....	R\$50,00/MW.h

Para cada alternativa foram avaliados 2 parâmetros para uma comparação energética:

- Rendimento da cogeração : $\eta_{\text{cogeração}}$
- Conversão em Energia Elétrica : $C_{E.E.}$

Assim calculados:

$$\eta_{\text{cogeração}} = \frac{W_{EX} + H_{VB} - H_{COND} - H_{AA}}{H_C}$$

$$C_{E.E.} = \frac{W_{EL}}{H_C}$$

onde:

W_{EX} é a potência líquida exportada pelo sistema de cogeração. Seria a potência elétrica dos turbogeradores e a potência exportada para o processo, no caso a potência de acionamento das moendas, picadores e desfibradores. Não entram na soma a potência fornecida aos equipamentos internos à central de geração de vapor (ventiladores, exaustores e bombas).

H_{VB} é o fluxo de entalpia do vapor de processo ($m_{VB} \cdot h_{VB}$), sendo que na usina em questão será composto por duas parcelas: vapor a 10 bar e a 2,5 bar.

H_{COND} é o fluxo de entalpia do condensado ($m_{COND} \cdot h_{COND}$), sendo composto por duas parcelas, uma proveniente do processo de 10 bar e outra do processo de 2,5 bar.

H_{AA} é o fluxo de entalpia da água de alimentação ou reposição ($m_{AA} \cdot h_{AA}$). Dever ser subtraída pois ela de certa forma representa as perdas na utilização do vapor de processo, retratada pelo valor do retorno de condensado.

H_C é a energia relacionada ao combustível, no caso o bagaço ($m_{BAG} \cdot PCI_{BAG}$).

W_{EL} é a potência exclusivamente elétrica gerada.

Todas as variáveis estão em kW.

10.3. Resultados Econômicos

Para a comparação econômica de todas as alternativas foi adotado o seguinte procedimento:

- a) Cálculo dos custos operacionais do caso base (Situação Atual);
- b) Cálculo do custo operacional de cada uma das alternativas;
- c) Cálculo da economia bruta anual de cada alternativa, resultado da diferença entre o custo operacional do respectivo caso base e o custo operacional de cada uma;
- d) Levantamento dos investimentos necessários à implementação de cada alternativa;

Dados, então, a Economia Bruta Anual e o Investimento, para cada alternativa foram calculados os seguintes resultados econômicos para cada um dos valores de venda de energia elétrica considerados:

- razão entre o Investimento e a Economia Bruta Anual ("pay-back" simples);
- taxa interna de retorno considerando o horizonte de análise de 15 anos;
- fluxo de caixa acumulado a valor presente considerando juros de 10% a.a.

Para a realização dos cálculos foi considerada um prazo de depreciação contábil dos equipamentos de dez anos.

O cálculo da taxa interna de retorno foi feito como sendo a taxa de juros que faz com que a somatória das receitas em valor presente seja igual ao valor do investimento realizado na data zero. O horizonte de análise para este cálculo foi de 15 anos. Foram calculadas duas TIR, uma levando em conta o Imposto de renda e outra não.

O fluxo de caixa acumulado a valor presente leva em conta o IR e considera juros de 10% a.a.

Para a estimativa dos investimentos de cada alternativa, o ideal seria obter cotações diretas de possíveis fabricantes. Porém como normalmente essas cotações somente são fornecidas em caso de possibilidade real de compra, foram utilizados dados

históricos da empresa *Figener S/A Engenheiros Associados*, local de estágio do autor no ano de 1999, além de uma correção devido a diferenças de tamanho ou capacidade dos equipamentos, para minimizar distorções. Essa correção consiste numa relação (Bejan *et al.*, 1996) entre o custo de um certo equipamento e uma variável X:

$$C_1 = C_2 \cdot \left(\frac{X_1}{X_2} \right)^\alpha$$

onde:

C_1 é o custo do equipamento que se deseja estimar;

C_2 é o custo conhecido de um equipamento da mesma natureza (caldeira, turbina, torre de resfriamento, motor elétrico, etc);

X_1 é a variável a ser comparado do equipamento 1;

X_2 é a variável do novo equipamento a ser comprado;

α é o expoente relativo ao tipo de equipamento e ainda dentro de uma faixa de tamanho ou capacidade.

10.4. Conclusões

Foram feitos gráficos para que fosse possível uma comparação entre as 4 alternativas propostas. Um aspecto importante na análise é o papel desempenhado pelo valor da tarifa paga à usina pela concessionária. Além de uma comparação dos casos quanto à taxa interna de retorno, fluxo de caixa acumulado, tempo de amortização, foi feita uma análise para considerar o efeito da variação do preço pago pela MW.h vendido pela usina.

Preços utilizados na análises econômicas:

E.E. Base (preço base):.....R\$50,00 / MW.h

E.E. + 20%:.....R\$60,00 / MW.h

E.E. +40%:.....R\$70,00 / MW.h

E.E. +60%:.....R\$80,00 / MW.h

As planilhas com dados e estimativas de custos de operação encontram-se no anexo 2. As planilhas com resultados do estudo econômico detalhado está no anexo 3 e os gráficos encontram-se no anexo 3.

A análise técnico-financeira forneceu os seguintes resultados, resumidamente:

Situação Atual

Rendimento da cogeração:	77,7%
Conversão em Energia Elétrica	2,66%
Investimento Total:	R\$0,00
Custo de Operação:	R\$866.791,00/ano
Faturamento Venda de E.E.:	R\$21.945,00/ano
Faturamento Venda de Bagaço:	R\$124.768,00/ano
Produção de Vapor:	764 t/h

Alternativa A

Rendimento da cogeração:	88,3%
Conversão em Energia Elétrica:	12,8%
Investimento Total:	R\$78.600.000,00
Investimento Específico:	R\$1.216,04 / kW
Custo de Operação:	R\$945.466,00 / ano
Faturamento Venda de E.E.:	R\$11.411.050,00 / ano
Faturamento Venda de Bagaço:	R\$138.488,00 / ano
Produção de Vapor:	764 t/h
Taxa Interna de Retorno (15 anos c/ IR):	8,5% (Tarifa E.E. base)
Pay-Back Time (amort. a valor presente):	7 anos (Tarifa E.E. base)

Alternativa B

Rendimento da cogeração:	89,4%
Conversão em Energia Elétrica:	21,5%
Investimento Total:	R\$102.300.000,00
Investimento Específico:	R\$740,08 / kW
Custo de Operação:	R\$1.035.734,50 / ano
Faturamento Venda de E.E.:	R\$16.118.900,00 / ano
Faturamento Venda de Bagaço:	R\$138.488,00 / ano
Produção de Vapor:	764 t/h
Taxa Interna de Retorno (15 anos c/ IR):	9,6% (Tarifa E.E. base)

Pay-Back Time (amort. a valor presente): 6 anos (Tarifa E.E. base)

Alternativa C

Rendimento da cogeração:	78,1%
Conversão em Energia Elétrica:	15,8%
Investimento Total:	R\$155.100.000,00
Investimento Específico:	R\$1.491,37 / kW
Custo de Operação:	R\$1.246.772,00 / ano
Faturamento Venda de E.E.:	R\$18.229.400,00 / ano
Faturamento Venda de Bagaço:	R\$52.528,00 / ano
Produção de Vapor:	916 t/h
Taxa Interna de Retorno (15 anos c/ IR):	5,7% (Tarifa E.E. base)
Pay-Back Time (amort. a valor presente):	9 anos (Tarifa E.E. base)

Alternativa D

Rendimento da cogeração:	80,8%
Conversão em Energia Elétrica:	23,3%
Investimento Total:	R\$170.400.000,00
Investimento Específico:	R\$949,25 / kW
Custo de Operação:	R\$1.407.350,50 / ano
Faturamento Venda de E.E.:	R\$23.343.425,00 / ano
Faturamento Venda de Bagaço:	R\$52.528,00 / ano
Produção de Vapor:	916 t/h
Taxa Interna de Retorno (15 anos c/ IR):	7,6% (Tarifa E.E. base)
Pay-Back Time (amort. a valor presente):	8 anos (Tarifa E.E. base)

Dos valores apresentados pode-se chegar à conclusão que a alternativa B mostra-se superior às demais, tanto para a Taxa Interna de Retorno (TIR), quanto para o tempo de amortização ("Pay-Back Time").

Entretanto, para uma tarifa de energia elétrica de R\$50,00/MW.h, nenhuma das alternativas propostas apresentou desempenho econômico satisfatório, ficando o fluxo de

caixa acumulado a valor presente sempre negativo durante o período de 15 anos, como pode ser visto nos gráficos do anexo 3.

Porém nesses mesmos gráficos, observa-se que para maiores preços para a tarifa de energia elétrica, o fluxo de caixa passa a ser positivo para alguns casos, com destaque para a alternativa B, em que o fluxo de caixa fica positivo no 8º ano para um preço de tarifa 60% maior que o base.

11. ANÁLISE EXERGÉTICA E PARTIÇÃO DE CUSTOS

Nessa seção será feita uma análise exergética da alternativa B, com o objetivo de se quantificar os custos da eletricidade e do vapor de processo. A análise pode ser feita também para as outras alternativas e para a situação atual.

Num processo de cogeração, como ocorre numa usina de açúcar e álcool, a combinação da análise exergética (conjunto de balanços de energia e entropia) com métodos de partição de custos, permite avaliar os custos de produção de eletricidade e de vapor de processo, uma vez que o conceito de exergia (seção 4.3) quantifica de forma diferente trabalho ("exergia pura") e calor.

Os dois métodos abordados no trabalho para determinar os custos específicos em plantas de cogeração são:

- método da igualdade
- método da extração

No **método da igualdade**, considera-se que todos os produtos tem o mesmo custo exergético específico, ou seja, **o custo do vapor de baixa pressão (vapor de processo) é igual ao da eletricidade**. Dessa forma, o custo da turbina fica distribuído igualmente pelos produtos da planta (eletricidade e vapor de processo). Para os processos de cogeração onde não há geração de excedentes, essa parece ser a melhor metodologia, pois estabelece um relação de igualdade (em base exergética) entre os dois insumos energéticos do processo.

Já quando a eletricidade é produzida apenas para terceiros, sendo o vapor destinado à própria planta, parece mais adequado que o custo da turbina (para produção de eletricidade) seja amortizado inteiramente pela eletricidade, o que consequentemente eleva o custo deste produto; esse é o chamado **método da extração**.

A análise termoeconômica utilizada está baseada nas seguintes equações de balanços de custos em base exergética:

- para sistema de caldeiras: $c_{va} \cdot B_{va} = c_{bag} \cdot B_{bag} + C_{cald} + c_{aa} \cdot B_{aa}$
- para turbinas a vapor: $c_e \cdot W_e + c_{vb} \cdot B_{vb} = c_{va} \cdot B_{va} + C_{turb}$

onde

c_{va} : custo do vapor de alta pressão de cada caldeira;

B_{va} : fluxo exergético da vapor de alta pressão;

c_{bag} : custo de oportunidade do bagaço, em base exergética;

B_{bag} : fluxo exergético do bagaço;

C_{cald} : custo de capital da caldeira;

c_{aa} : custo da água de alimentação;

B_{aa} : fluxo exergético da água de alimentação;

c_e : custo de geração de eletricidade;

W_e : potência gerada;

c_{vb} : custo do vapor de baixa pressão;

B_{vb} : fluxo exergético do vapor de baixa pressão;

C_{turb} : custo capital do turbo-gerador.

Hipótese adotadas:

- Taxa de juros de 10% a.a. e um período de amortização de 15 anos;
- 3500 horas de operação por ano;
- Custo do bagaço a R\$4,00 / t;
- Custo anual de operação: R\$1.035.000,00
 - R\$517.500,00 nas caldeiras
 - R\$517.500,00 na turbina

Cálculos:

1. Avaliação do custo anual das caldeiras e da turbina

$$Fa = \frac{1}{1 - (1 + r)^{-n}} = \frac{1}{1 - (1 + 0,1)^{-15}} = 0,1315$$

$$C_{cald} = \frac{Ic.Fa + Cop}{T} = \frac{0,1315.38.10^6 + 517500}{3500.3600} = 0,4376 R\$ / s$$

$$C_{turb} = \frac{It.Fa + Cop}{T} = \frac{0,1315.25,5.10^6 + 517500}{3500.3600} = 0,3072 R\$ / s$$

2. Custos em base exergética do bagaço e da água de reposição

$$c_{bag} = \frac{4R\$.kg}{1000kg.7524kJ} = 5,316.10^{-7} R\$/kJ$$

↑ PCI?

$$c_{ar} = \frac{0,50R\$.kg}{1000kg.0,03kJ} = 0,0167R\$/kJ$$

3. Equações do balanço de custos

$$c_{bag}.B_{bag} + c_{aa}.B_{aa} + C_{cald} = c_{va}.B_{va}$$

$$c_{va}.B_{va} + C_{iv} = c_e.W_e + c_{vm}.B_{vm} + c_{vb}.B_{vb}$$

$$c_{vb} = c_{cond1}$$

$$c_{vm} = c_{cond2}$$

$$c_{vb}.B_{vb} + c_{cond1}.B_{cond1} + c_{cond2}.B_{cond2} + c_{ar}.B_{ar} = c_{ad}.B_{ad}$$

$$c_{ad}.B_{ad} + c_{eb}.W_{eb} = c_{aa}.B_{aa}$$

onde:

- a letra "c" significa o custo em base exergética (R\$/kJ) e a letra "B", o fluxo de exergia (kW).

bag – bagaço;

aa – água de alimentação das caldeiras;

va – vapor de alta pressão;

vb – vapor de baixa pressão;

vm – vapor de média pressão;

cond1 – condensado do vapor de baixa;

cond2 – condensado do vapor de média;

ar – água de reposição;

ad – água na saída do desaerador;

eb – eletricidade na bomba.

No total tem-se 8 incógnitas, sendo que uma planilha com os fluxos exergéticos encontra-se no anexo 5.

As duas equações que faltam vêm dos métodos de partição de custos.

a) Método da Igualdade

$$c_{vb} = c_e \text{ e } c_e = c_{vm} \text{ (duas novas equações)}$$

Colocando o sistema de equações lineares na forma matricial, temos:

$$\begin{bmatrix} 986,6 & -280.221,2 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 280.221,2 & -126.330,4 & -6.507,1 & -138.228 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & -1 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & -1 & 0 \\ 0 & 0 & 126.330,4 & 0 & 0 & 2.849,1 & 0 & -12.920,9 \\ -986,6 & 0 & 0 & 0 & 2535 & 0 & 0 & 12.920,9 \\ 0 & 0 & 1 & 0 & -1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & -1 & 1 & 0 & 0 & 0 \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} c_{aa} \\ c_{va} \\ c_{vb} \\ c_{vm} \\ c_e \\ c_{cond1} \\ c_{cond2} \\ c_{ad} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} -0,7790 \\ -0,3072 \\ 0 \\ 0 \\ -0,0467 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \end{bmatrix}$$

Custos em base exergética e base mássica:

$$\begin{aligned} c_{aa} &= 0,00113 \text{ R\$/kJ} & (c_{aa})_m &= 5,25 \text{ R\$/t} \\ c_{va} &= 0,00001 \text{ R\$/kJ} & (c_{va})_m &= 13,21 \text{ R\$/t} \\ c_{vb} &= 0,00001 \text{ R\$/kJ} & (c_{vb})_m &= 6,18 \text{ R\$/t} \\ c_{vm} &= 0,00001 \text{ R\$/kJ} & (c_{vm})_m &= 8,37 \text{ R\$/t} \\ c_e &= 0,00001 \text{ R\$/kJ} & (c_e)_m &= 36,00 \text{ R\$/MW.h} \\ c_{cond1} &= 0,00001 \text{ R\$/kJ} & (c_{cond1})_m &= 0,34 \text{ R\$/t} \\ c_{cond2} &= 0,00001 \text{ R\$/kJ} & (c_{cond2})_m &= 0,34 \text{ R\$/t} \\ c_{ad} &= 0,00008 \text{ R\$/kJ} & (c_{ad})_m &= 4,87 \text{ R\$/t} \end{aligned}$$

b) Método da Extração

$$c_{vb} = c_{va} \text{ e } c_{va} = c_{vm} \text{ (duas novas equações)}$$

Colocando o sistema de equações lineares na forma matricial, temos:

$$\begin{bmatrix} 986,6 & -280.221,2 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 280.221,2 & -126.330,4 & -6.507,1 & -138.228 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & -1 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & -1 & 0 \\ 0 & 0 & 126.330,4 & 0 & 0 & 2.849,1 & 0 & -12.920,9 \\ -986,6 & 0 & 0 & 0 & 2535 & 0 & 0 & 12.920,9 \\ 0 & -1 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 & -1 & 0 & 0 & 0 & 0 \end{bmatrix} * \begin{bmatrix} caa \\ cva \\ cvb \\ cvm \\ ce \\ ccond1 \\ ccond2 \\ cad \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} -0,7790 \\ -0,3072 \\ 0 \\ 0 \\ -0,0467 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \end{bmatrix}$$

Custos em base exergética e base mássica:

$$\begin{aligned} c_{aa} &= 0,0008 \text{ R\$/kJ} & (c_{aa})_m &= 3,72 \text{ R\$/t} \\ c_{va} &= 0,00001 \text{ R\$/kJ} & (c_{va})_m &= 13,21 \text{ R\$/t} \\ c_{vb} &= 0,00001 \text{ R\$/kJ} & (c_{vb})_m &= 6,18 \text{ R\$/t} \\ c_{vm} &= 0,00001 \text{ R\$/kJ} & (c_{vm})_m &= 8,37 \text{ R\$/t} \\ c_e &= 0,00001 \text{ R\$/kJ} & (c_e)_m &= 36,00 \text{ R\$/MW.h} \\ c_{cond1} &= 0,00001 \text{ R\$/kJ} & (c_{cond1})_m &= 0,34 \text{ R\$/t} \\ c_{cond2} &= 0,00001 \text{ R\$/kJ} & (c_{cond2})_m &= 0,34 \text{ R\$/t} \\ c_{ad} &= 0,00006 \text{ R\$/kJ} & (c_{ad})_m &= 3,65 \text{ R\$/t} \end{aligned}$$

Desses dados observa-se que os custos calculados a partir de ambos métodos foram praticamente idênticos, com variações nos custos em base mássica para a água de alimentação das caldeiras e para a água na saída do desaerador.

Numa comparação entre a análise financeira com base nos balanços energéticos e a análise termoeconômica em base exergética, se verifica que possuem abordagens absolutamente distintas e que uma não invalida a outra. O estudo final deve ser feito levando-se em consideração ambas.

No enfoque econômico entram fatores alheios aos aspectos puramente técnicos, como políticas de subsídios ou financiamentos através de linhas de crédito especiais.

O escopo deste trabalho não foi apresentar números definitivos, nem propor projetos de cogeração de grande porte, pois haveria necessidade de uma

análise mais profunda e detalhada, levando em conta ainda outros fatores não abordados.

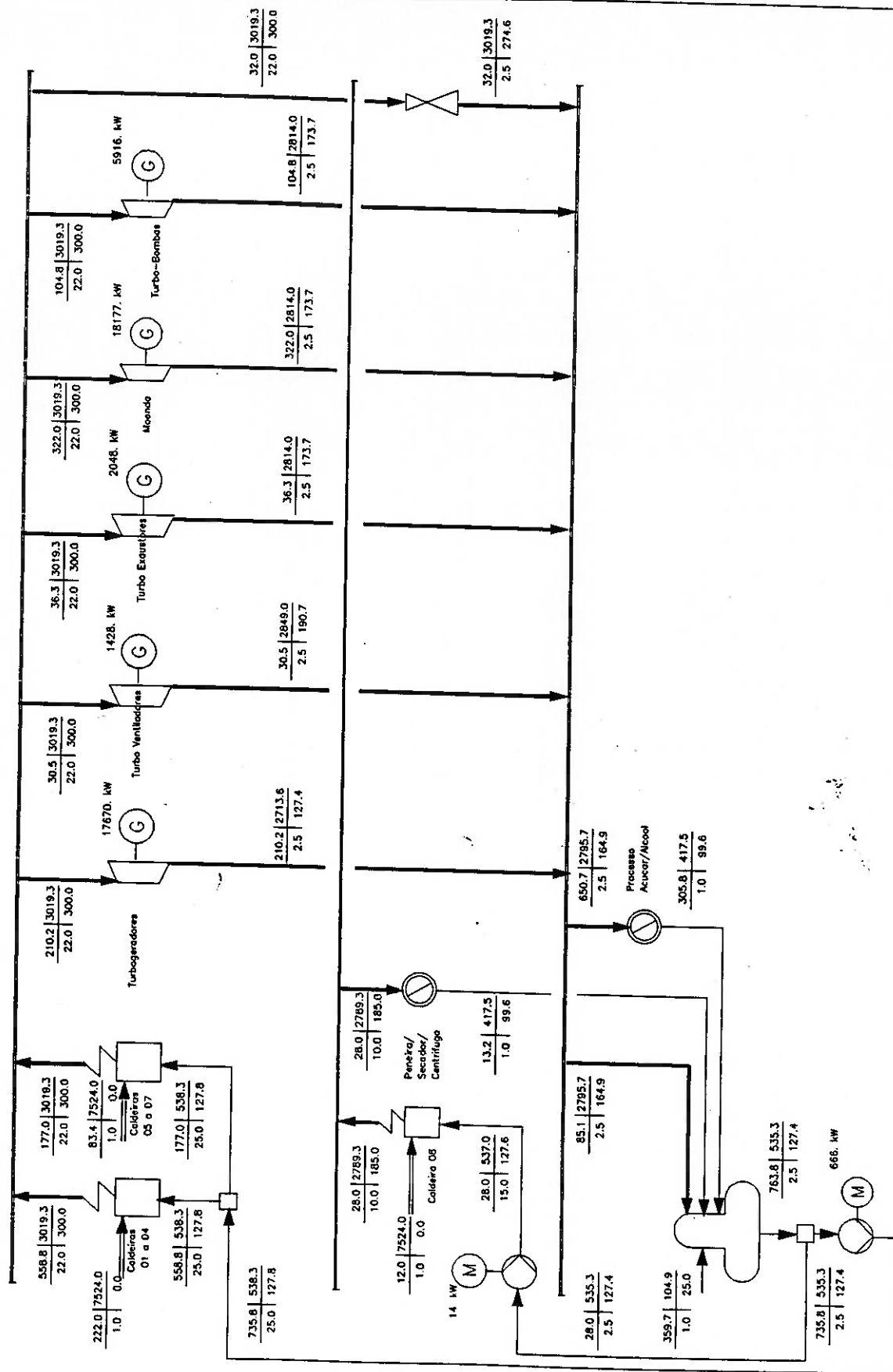
O objetivo principal foi de apresentar uma metodologia, uma abordagem para o estudo de sistemas de cogeração, especificamente para usinas de açúcar e álcool, tomando uma planta existente para uma melhor ilustração dos aspectos teóricos.

12. BIBLIOGRAFIA

1. Van Wylen, G.; Sonntag, R.; Borgnakke, C. – *FUNDAMENTOS DA TERMODINÂMICA CLÁSSICA* – 4ª ed. – Ed. Blücher, 1995;
2. Revista STAB - Artigo *GERAÇÃO DE ENERGIA POR BIOMASSA: BAGAÇO DA CANA-DE-AÇÚCAR E RESÍDUOS* - Informativo do Centro de Tecnologia Copersucar – Fevereiro/1999;
3. Bejan, A. ; Tsatsaronis, G. ; Moran M. – *THERMAL DESIGN AND OTIMIZATION* – Ed. Wiley-Interscience, 1996;
4. *CONSERVAÇÃO DE ENERGIA NA INDÚSTRIA DO AÇÚCAR E DO ÁLCOOL* – Manual de Recomendações – IPT, São Paulo, 1990;
5. RECITEC - Revista de Ciência e Tecnologia – Artigo: *MUDANÇAS TECNOLÓGICAS E CO-GERAÇÃO DE ENERGIA NA INDÚSTRIA SUCROALCOOLEIRA*, 1998;
6. Coelho, S. T. ; Oliveira Jr., S. ; Zylberstajn, D. - *Análise Termoeconômica da Cogeração de Eletricidade a Partir do Bagaço de Cana em uma Usina de São Paulo*;
7. Oliveira Jr., S. - *Análise Termodinâmica e Termoeconômica de Processos de Conversão de Energia*, 1996.

13. ANEXOS

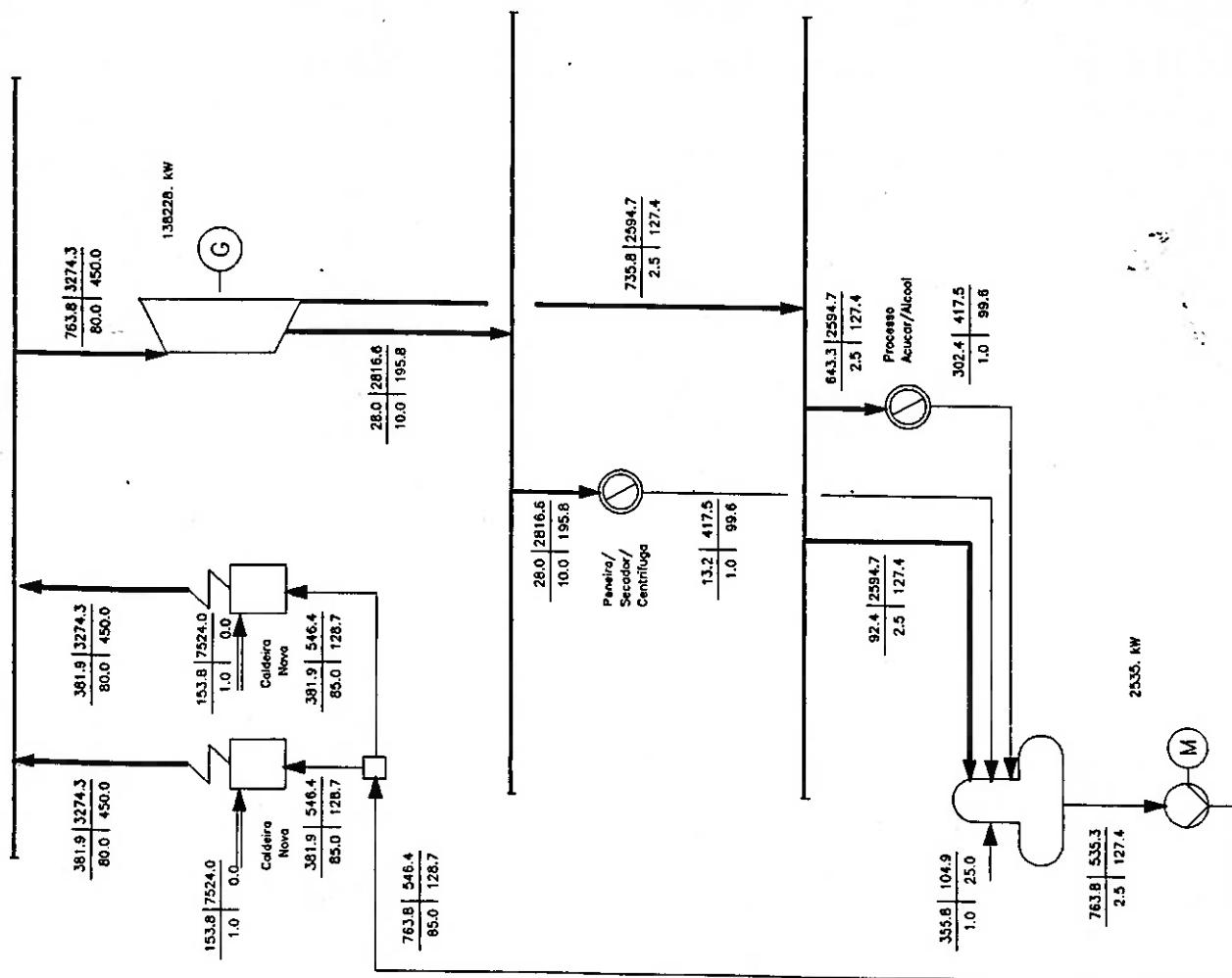
ANEXO 1. FLUXOGRAMAS COM BALANÇOS ENERGÉTICOS DA SITUAÇÃO ATUAL E DAS ALTERNATIVAS



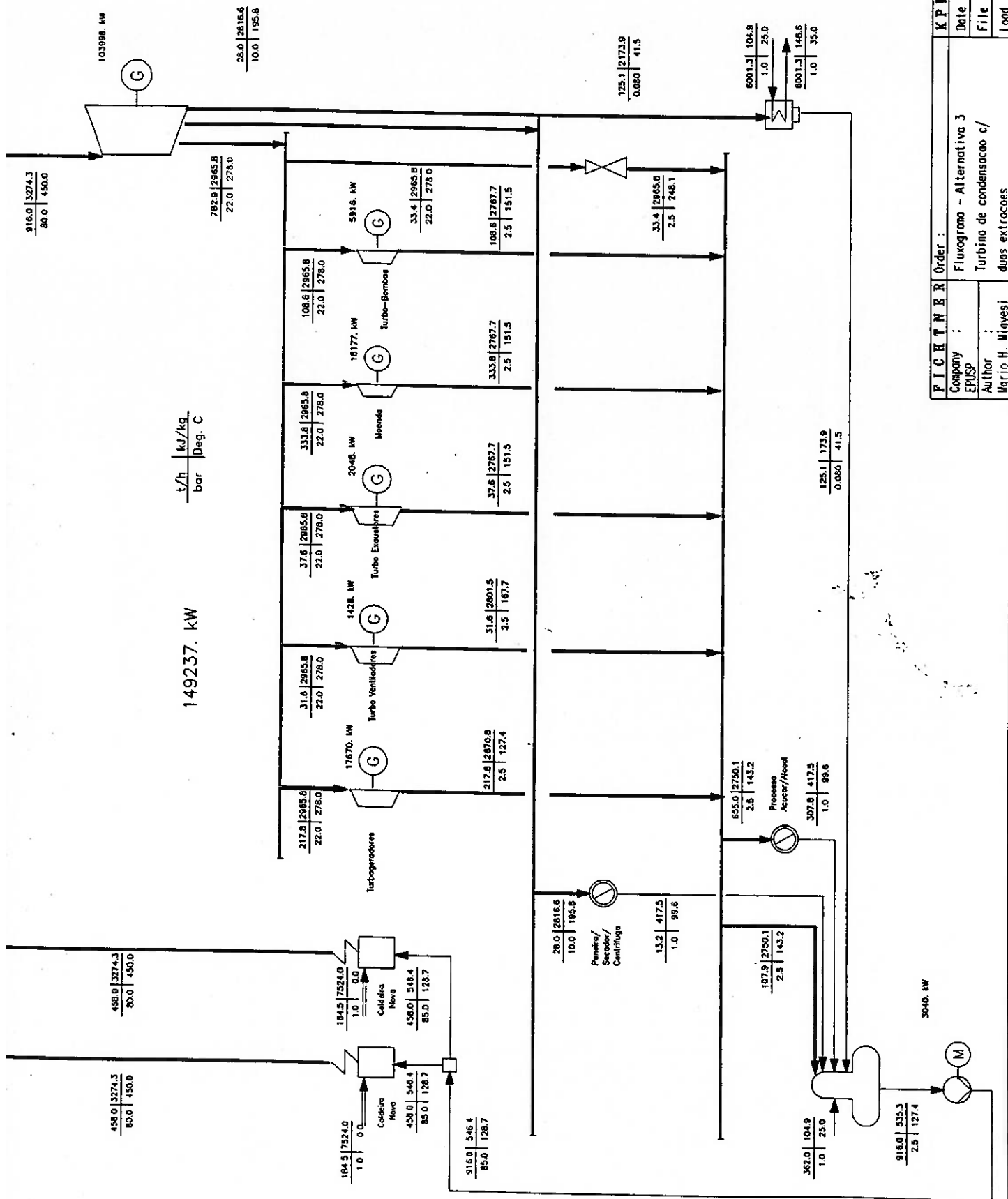
FICHTNER	Order :	KPRO Vers. 3.52
Company :	Fluxograma - Caso Atual	Date : 01 dec 99
EMSP	Author :	File : patl
Mario H. Miyesi	Load :	

t/h | kJ/kg
bar | Deg. C

138228. kW



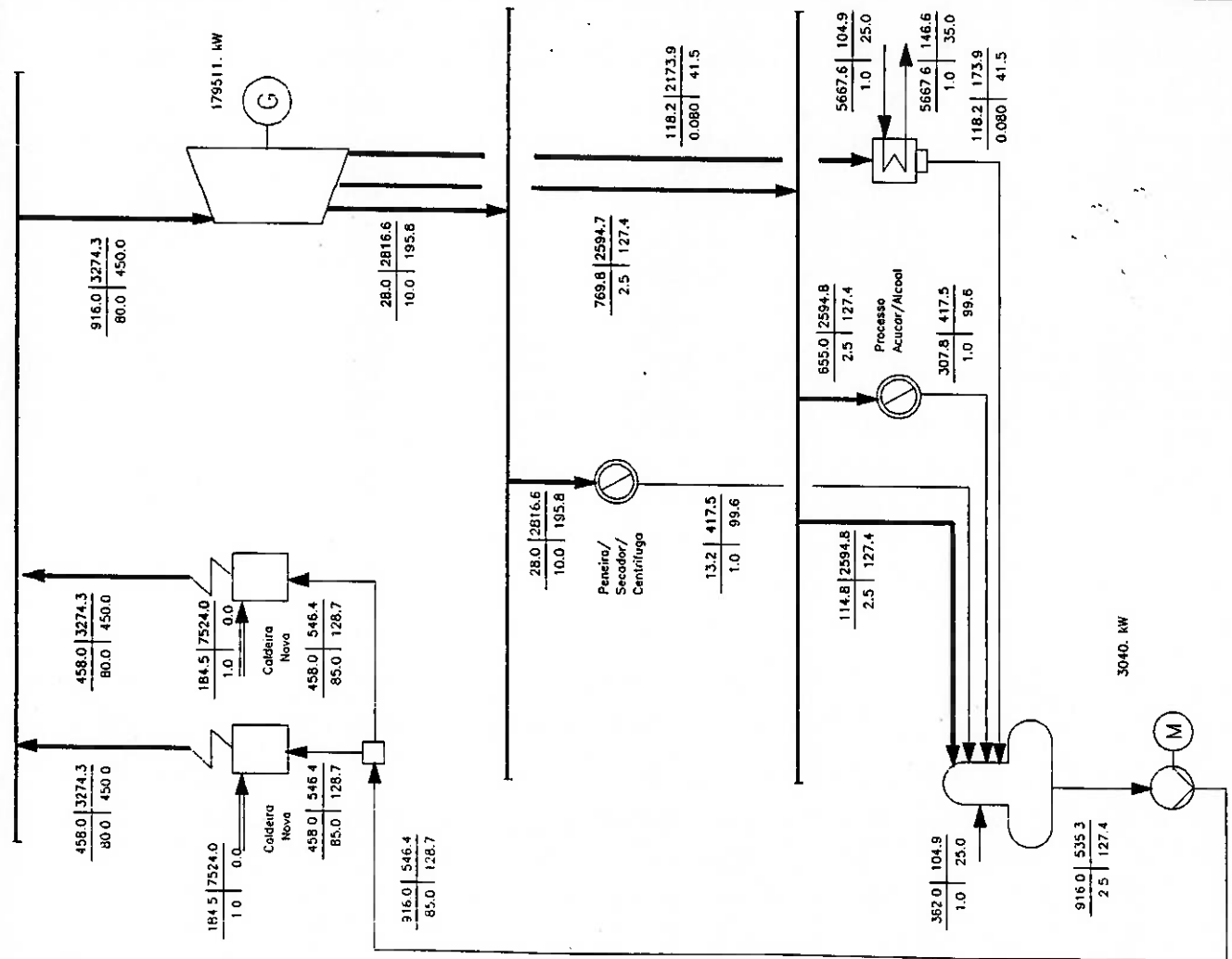
FICHTNER Order :		KPRO Vers. 3.52
Company :	Fluxograma - Alternativa 2	Date : 01.dec.99
EPUSP	2 Caldeiras novas de 80 bar	File : pot3
Author :	Mario H. Miyoshi	Load :
	1 TG de contra-pressão c/ extracoo	



F I C H T N E R	Order :	K P R O Vers. 3.52
Company :	Fluxograma - Alternativa 3	Date : 01.dec.99
Author :	Turbina de condensação c/ duas extrações	File : pol4
Mario H. Miyvesi		Load

t/h	kJ/kg
bar	Deg. C

179511. kW



F I C H T N E R		Order :	K P R O Vers. 3.52
Company :	Fluxograma - Alternativa 4		Date : 01. dec 99
EPUSP	2 Caldeiras novas de 80 bar		File : pat5
Author :	Mario H. Miyoshi		Load :
	1 TG de condensacao c/ 2 extracoes		

**ANEXO 2. DADOS E ESTIMATIVAS DE CUSTOS DE OPERAÇÃO DAS
ALTERNATIVAS**

Situação Atual

Período	1 ano
Produção de Bagaço (t)	1.422.820,00
Consumo de Bagaço nos GV's (t)	1.110.900,00
Venda de Bagaço (t)	31.192,00 (10% da sobra)
Produção de Vapor nos GV's (t)	2.673.300,00
Consumo de Energia Elétrica CPFL (MW.h)	0,00
Consumo de Energia Elétrica Total (MW.h)	59.850,00
Produção de Energia Elétrica Total (MW.h)	61.845,00

Venda Energia Elétrica CPFL (R\$)	21.945,00
Custo Manutenção / Operação (R\$)	158.336,50
Custo Reposição de H ₂ O (R\$)	708.424,50

Faturamento da venda de Bagaço (R\$)	-124.768,00
Faturamento da venda de EE (R\$)	-21.945,00

Custo de Operação Total (R\$)	720.048,00
-------------------------------	------------

Rendimento da Co-geração	77,69 %
Conversão em EE	2,66 %

Consumo de bagaço nos GV's	317,40 t/h
Produção de bagaço	406,52 t/h
PCI do bagaço	7524,00 kJ/kg
Produção de vapor	763,80 t/h
Preço médio de venda do Bagaço	4,00 R\$/t
Tarifa paga pela CPFL	11,00 R\$/MW.h
Custo Específico de Reposição de H ₂ O	0,50 R\$/t
Taxa de Retorno de Condensado	0,47
Número de horas de operação	3.500,00 horas/ano
Fluxo de Entalpia da água de alimentação	10,48 MW
Fluxo Entalpia do vapor de processo	527,02 MW
Fluxo de Entalpia do condensado	37,00 MW
Potência exportada (moendas, picadores etc)	18,18 MW
Potência do TG Novo	0,00 MW
Potência dos TG's existentes	17,67 MW
Demanda de potência da Usina	17,10 MW
Turnos por dia	3
Operadores por turno (em relação ao atual)	0
Encargos Operador	3.000,00 R\$/operador
Manutenção Turbina Contra-pressão	1,00 R\$/MWh

Alternativa A : Caldeiras de 80 bar com um Turbogenerador Novo de Contra-Pressão

Período	1 ano	
Produção de Bagaço (t)	1.422.820,00	
Consumo de Bagaço nos GV's (t)	1.076.600,00	
Venda de Bagaço (t)	34.622,00	(10% da sobra)
Produção de Vapor nos GV's (t)	2.673.300,00	
Consumo de Energia Elétrica CPFL (MW.h)	0,00	
Consumo de Energia Elétrica Total (MW.h)	59.850,00	
Produção de Energia Elétrica Total (MW.h)	288.071,00	
Venda Energia Elétrica CPFL (R\$)	11.411.050,00	
Custo Manutenção / Operação (R\$)	375.562,50	
Custo Reposição de H ₂ O (R\$)	708.424,50	
Faturamento da venda de Bagaço (R\$)	-138.488,00	
Faturamento da venda de EE (R\$)	-11.411.050,00	
Custo de Operação Total (R\$)	-10.465.551,00	945.499,00 (sem E.E.)
Rendimento da Co-geração	88,26 %	
Conversão em EE	12,80 %	
Consumo de bagaço nos GV's	307,60 t/h	
Produção de bagaço	406,52 t/h	
PCI do bagaço	7524,00 kJ/kg	
Produção de vapor	763,80 t/h	
Preço médio de venda do Bagaço	4,00 R\$/t	
Tarifa paga pela CPFL	50,00 R\$/MW.h	
Custo Específico de Reposição de H ₂ O	0,50 R\$/t	
Taxa de Retorno de Condensado	0,47	
Número de horas de operação	3.500,00 horas/ano	
Fluxo de Entalpia da água de alimentação	10,45 MW	
Fluxo Entalpia do vapor de processo	516,11 MW	
Fluxo de Entalpia do condensado	36,89 MW	
Potência exportada (moendas, picadores etc)	18,18 MW	
Potência do TG Novo	64,64 MW	
Potência dos TG's existentes	17,67 MW	
Demanda de potência da Usina	17,10 MW	
Turnos por dia	3	
Operadores por turno (em relação ao atual)	-1	
Encargos Operador	3.000,00 R\$/operador	
Manutenção Turb. Contra-pressão ou Condens.	1,00 R\$/MW.h	
Potência Nominal Nova Turbina Contra-pressão	65,00 MW	
Capacidade Nominal dos GV's 80bar	400,00 t/h	

Alternativa B : Caldeiras de 80 bar com um TG de Contra-Pressão e Eletrificação dos Acionamentos

Período	1 ano	
Produção de Bagaço (t)	1.422.820,00	
Consumo de Bagaço nos GV's (t)	1.076.600,00	
Venda de Bagaço (t)	34.622,00	(10% da sobra)
Produção de Vapor nos GV's (t)	2.673.300,00	
Consumo de Energia Elétrica CPFL (MW.h)	0,00	
Consumo de Energia Elétrica Total (MW.h)	161.420,00	
Produção de Energia Elétrica Total (MW.h)	483.798,00	
Venda Energia Elétrica CPFL (R\$)	16.118.900,00	
Custo Manutenção / Operação (R\$)	465.798,00	
Custo Reposição de H ₂ O (R\$)	708.424,50	
Faturamento da venda de Bagaço (R\$)	-138.488,00	
Faturamento da venda de EE (R\$)	-16.118.900,00	
Custo de Operação Total (R\$)	-15.083.165,50	1.035.734,50 (sem E.E.)

Rendimento da Co-geração	89,44 %
Conversão em EE	21,50 %
Consumo de bagaço nos GV's	307,60 t/h
Produção de bagaço	406,52 t/h
PCI do bagaço	7524,00 kJ/kg
Produção de vapor	763,80 t/h
Preço médio de venda do Bagaço	4,00 R\$/t
Tarifa paga pela CPFL	50,00 R\$/MW.h
Custo Específico de Reposição de H ₂ O	0,50 R\$/t
Taxa de Retorno de Condensado	0,47
Número de horas de operação	3.500,00 horas/ano
Fluxo de Entalpia da água de alimentação	10,37 MW
Fluxo Entalpia do vapor de processo	485,57 MW
Fluxo de Entalpia do condensado	36,60 MW
Potência exportada (moendas, picadores etc)	0,00 MW
Potência do TG Novo	138,23 MW
Potência dos TG's existentes	0,00 MW
Demanda de potência elétrica da Usina	46,12 MW
Turnos por dia	3
Operadores por turno (em relação ao atual)	-2
Encargos Operador	3.000,00 R\$/operador
Manutenção Turbina Contra-pressão Nova	1,00 R\$/MW.h
Potência Nominal Nova Turbina Contra-pressão	140,00 MW
Capacidade Nominal dos GV's 80bar	800,00 t/h
Potência de equipam. de geração (vent., exhaust.)	0,00 MW
Pot. elétrica adicional devido à Eletrificação	29,02 MW

Alternativa C : Caldeiras de 80 bar com um TG Novo de Extração-Condensação

Período	1 ano	
Produção de Bagaço (t)	1.422.820,00	
Consumo de Bagaço nos GV's (t)	1.291.500,00	
Venda de Bagaço (t)	13.132,00	(10% da sobra)
Produção de Vapor nos GV's (t)	3.206.000,00	
Consumo de Energia Elétrica CPFL (MW.h)	0,00	
Consumo de Energia Elétrica Total (MW.h)	59.850,00	
Produção de Energia Elétrica Total (MW.h)	425.838,00	
Venda Energia Elétrica CPFL (R\$)	18.299.400,00	
Custo Manutenção / Operação (R\$)	449.710,00	
Custo Reposição de H ₂ O (R\$)	849.590,00	
Faturamento da venda de Bagaço (R\$)	-52.528,00	
Faturamento da venda de EE (R\$)	-18.299.400,00	
Custo de Operação Total (R\$)	-17.052.628,00	1.246.772,00 (sem E.E.)

Rendimento da Co-geração	78,14 %
Conversão em EE	15,78 %
Consumo de bagaço nos GV's	369,00 t/h
Produção de bagaço	406,52 t/h
PCI do bagaço	7524,00 kJ/kg
Produção de vapor	916,00 t/h
Preço médio de venda do Bagaço	4,00 R\$/t
Tarifa paga pela CPFL	50,00 R\$/MW.h
Custo Específico de Reposição de H ₂ O	0,50 R\$/t
Taxa de Retorno de Condensado	0,47
Número de horas de operação	3.500,00 horas/ano
Fluxo de Entalpia da água de alimentação	10,55 MW
Fluxo Entalpia do vapor de processo	522,27 MW
Fluxo de Entalpia do condensado	37,23 MW
Potência exportada (moendas, picadores etc)	18,18 MW
Potência do TG Novo	104,00 MW
Potência dos TG's existentes	17,67 MW
Demanda de potência elétrica da Usina	17,10 MW
Turnos por dia	3
Operadores por turno (em relação ao atual)	-1
Encargos Operador	3.000,00 R\$/operador
Manutenção Turb. Contra-pressão ou Condes.	1,00 R\$/MW.h
Potência Nominal Nova Turbina Extração-condes	110,00 MW
Capacidade Nominal dos GV's 80bar	1000,00 t/h
Potência de equipam. de geração (vent., exhaust.)	9,39 MW

Alternativa D : Caldeiras de 80 bar com um TG Novo de Extração-Condensação e Eletrificação dos Acionamentos

Período	1 ano	
Produção de Bagaço (t)	1.422.820,00	
Consumo de Bagaço nos GV's (t)	1.291.500,00	
Venda de Bagaço (t)	13.132,00	(10% da sobra)
Produção de Vapor nos GV's (t)	3.206.000,00	
Consumo de Energia Elétrica CPFL (MW.h)	0,00	
Consumo de Energia Elétrica Total (MW.h)	161.420,00	
Produção de Energia Elétrica Total (MW.h)	628.288,50	
Venda Energia Elétrica CPFL (R\$)	23.343.425,00	
Custo Manutenção / Operação (R\$)	610.288,50	
Custo Reposição de H ₂ O (R\$)	849.590,00	
Faturamento da venda de Bagaço (R\$)	-52.528,00	
Faturamento da venda de EE (R\$)	-23.343.425,00	
Custo de Operação Total (R\$)	-21.936.074,50	1.407.350,50 (sem E.E.)

Rendimento da Co-geração	80,83 %
Conversão em EE	23,28 %
Consumo de bagaço nos GV's	369,00 t/h
Produção de bagaço	406,52 t/h
PCI do bagaço	7524,00 kJ/kg
Produção de vapor	916,00 t/h
Preço médio de venda do Bagaço	4,00 R\$/t
Tarifa paga pela CPFL	50,00 R\$/MW.h
Custo Específico de Reposição de H ₂ O	0,50 R\$/t
Taxa de Retorno de Condensado	0,47
Número de horas de operação	3.500,00 horas/ano
Fluxo de Entalpia da água de alimentação	10,55 MW
Fluxo Entalpia do vapor de processo	494,02 MW
Fluxo de Entalpia do condensado	37,23 MW
Potência exportada (moendas, picadores etc)	0,00 MW
Potência do TG Novo	179,51 MW
Potência dos TG's existentes	0,00 MW
Demanda de potência elétrica da Usina	46,12 MW
Turnos por dia	3
Operadores por turno (em relação ao atual)	-2
Encargos Operador	3.000,00 R\$/operador
Manutenção Turb. Contra-pressão ou Condens.	1,00 R\$/MW.h
Potência Nominal Nova Turb. Extr.-Condensação	180,00 MW
Capacidade Nominal dos GV's 80bar	1000,00 t/h
Potência de equipam. de geração (vent., exhaust.)	0,00 MW
Pot. elétrica adicional devido à Eletrificação	29,02 MW

ANEXO 3. PLANILHAS DOS RESULTADOS ECONÔMICOS

Estudo Econômico das Alternativas (Preço da E.E. base)

Alternativa	Atual	A	B	C	D
Custos Operacionais					
Custo EE CPFL (R\$/ano)	-21.945,00	-11.411.050,00	-16.118.900,00	-18.299.400,00	-23.343.425,00
Custo Manutenção/ Operação (R\$/ano)	158.336,50	375.562,50	465.798,00	449.710,00	610.288,50
nº de operadores / turno	0	-1	-2	-1	-2
Custo reposição H2O (R\$/ano)	708.424,50	708.424,50	708.424,50	849.590,00	849.590,00
Faturamento venda bagaço (R\$/ano)	124.768,00	138.488,00	138.488,00	52.528,00	52.528,00
Faturamento venda EE (R\$/ano)	21.945,00	11.411.050,00	16.118.900,00	18.299.400,00	23.343.425,00
Custo Total (R\$/ano)	720.048,00	-10.465.551,00	-15.083.165,50	-17.052.628,00	-21.936.074,50
Economia Bruta (R\$/ano)	0,00	-11.185.599,00	-15.803.213,50	-17.772.676,00	-22.656.122,50

Investimentos	Atual	A	B	C	D
Turbina a Vapor (kR\$)		12.300,00	25.500,00	33.600,00	55.100,00
Caldeiras (kR\$)		38.000,00	38.000,00	78.800,00	78.800,00
Torre de Resfriamento (kR\$)		-	-	9.000,00	8.600,00
Motores (kR\$)		-	2.000,00	-	2.000,00
Materiais de Interligação Eletro-mecânica (kR\$)		7.800,00	10.200,00	18.000,00	22.600,00
Engenharia (kR\$)		2.400,00	3.000,00	5.600,00	6.500,00
Transportes (kR\$)		1.600,00	2.000,00	3.800,00	4.500,00
Obras Cíveis (kR\$)		5.500,00	7.200,00	13.300,00	15.800,00
Impostos (kR\$)		5.500,00	7.200,00	13.300,00	15.800,00
Contingências (kR\$)		5.500,00	7.200,00	13.300,00	15.800,00
Investimento específico (R\$/kW)		1.216,04	740,08	1.491,37	949,25
Total (kR\$)	0,00	78.600,00	102.300,00	155.100,00	170.400,00

Cálculo da Taxa Interna de Retorno (sem IR)

Ano	Atual	A	B	C	D
0	0,00	-78.600.000,0	-102.300.000,00	-155.100.000,00	-170.400.000,00
1		11.185.599,00	15.803.213,50	17.772.676,00	22.656.122,50
2		11.185.599,00	15.803.213,50	17.772.676,00	22.656.122,50
3		11.185.599,00	15.803.213,50	17.772.676,00	22.656.122,50

Estudo Econômico das Alternativas (Preço da E.E. base)

Alternativa	Atual	A	B	C	D
4		11.185.599,00	15.803.213,50	17.772.676,00	22.656.122,50
5		11.185.599,00	15.803.213,50	17.772.676,00	22.656.122,50
6		11.185.599,00	15.803.213,50	17.772.676,00	22.656.122,50
7		11.185.599,00	15.803.213,50	17.772.676,00	22.656.122,50
8		11.185.599,00	15.803.213,50	17.772.676,00	22.656.122,50
9		11.185.599,00	15.803.213,50	17.772.676,00	22.656.122,50
10		11.185.599,00	15.803.213,50	17.772.676,00	22.656.122,50
11		11.185.599,00	15.803.213,50	17.772.676,00	22.656.122,50
12		11.185.599,00	15.803.213,50	17.772.676,00	22.656.122,50
13		11.185.599,00	15.803.213,50	17.772.676,00	22.656.122,50
14		11.185.599,00	15.803.213,50	17.772.676,00	22.656.122,50
15		11.185.599,00	15.803.213,50	17.772.676,00	22.656.122,50
TIR (15 anos / EE base)		11,4%	13,0%	8%	10%
Pay-back time simples (anos / EE base)		7	6	9	8

Cálculo da Taxa Interna de Retorno (com IR)

Ano	Atual	A	B	C	D
0	0,00	-78.600.000,00	-102.300.000,00	-155.100.000,00	-170.400.000,00
1		10.021.639,35	13.852.588,78	16.980.739,40	20.690.479,63
2		10.021.639,35	13.852.588,78	16.980.739,40	20.690.479,63
3		10.021.639,35	13.852.588,78	16.980.739,40	20.690.479,63
4		10.021.639,35	13.852.588,78	16.980.739,40	20.690.479,63
5		10.021.639,35	13.852.588,78	16.980.739,40	20.690.479,63
6		10.021.639,35	13.852.588,78	16.980.739,40	20.690.479,63
7		10.021.639,35	13.852.588,78	16.980.739,40	20.690.479,63
8		10.021.639,35	13.852.588,78	16.980.739,40	20.690.479,63
9		10.021.639,35	13.852.588,78	16.980.739,40	20.690.479,63
10		10.021.639,35	13.852.588,78	16.980.739,40	20.690.479,63
11		7.270.639,35	10.272.088,78	11.552.239,40	14.726.479,63
12		7.270.639,35	10.272.088,78	11.552.239,40	14.726.479,63
13		7.270.639,35	10.272.088,78	11.552.239,40	14.726.479,63
14		7.270.639,35	10.272.088,78	11.552.239,40	14.726.479,63
15		7.270.639,35	10.272.088,78	11.552.239,40	14.726.479,63
TIR (15 anos / EE base)	1	8,5%	9,6%	5,7%	7,6%

Estudo Econômico das Alternativas (Preço E.E.+20%)

Alternativa	Atual	A	B	C	D
Custos Operacionais					
Custo EE CPFL (R\$/ano)	-21.945,00	-11.411.050,00	-16.118.900,00	-18.299.400,00	-23.343.425,00
Custo Manutenção/ Operação (R\$/ano)	158.336,50	375.562,50	465.798,00	449.710,00	610.288,50
nº de operadores / turno	0	-1	-2	-1	-2
Custo reposição H2O (R\$/ano)	708.424,50	708.424,50	708.424,50	849.590,00	849.590,00
Faturamento venda bagaço (R\$/ano)	124.768,00	138.488,00	138.488,00	52.528,00	52.528,00
Faturamento venda EE (R\$/ano)	21.945,00	13.693.260,00	19.342.680,00	21.959.280,00	28.012.110,00
Custo Total (R\$/ano)	720.048,00	-12.747.761,00	-18.306.945,50	-20.712.508,00	-26.604.759,50
Economia Bruta (R\$/ano)	0,00	-13.467.809,00	-19.026.993,50	-21.432.556,00	-27.324.807,50

Investimentos	Atual	A	B	C	D
Turbina a Vapor (kR\$)		12.300,00	25.500,00	33.600,00	55.100,00
Caldeiras (kR\$)		38.000,00	38.000,00	78.800,00	78.800,00
Torre de Resfriamento (kR\$)		-	-	9.000,00	8.600,00
Motores (kR\$)		-	2.000,00	-	2.000,00
Materiais de Interligação Eletro-mecânica (kR\$)		7.800,00	10.200,00	18.000,00	22.600,00
Engenharia (kR\$)		2.400,00	3.000,00	5.600,00	6.500,00
Transportes (kR\$)		1.600,00	2.000,00	3.800,00	4.500,00
Obras Cíveis (kR\$)		5.500,00	7.200,00	13.300,00	15.800,00
Impostos (kR\$)		5.500,00	7.200,00	13.300,00	15.800,00
Contingências (kR\$)		5.500,00	7.200,00	13.300,00	15.800,00
Investimento específico (R\$/kW)		1.216,04	740,08	1.491,37	949,25
Total (kR\$)	0,00	78.600,00	102.300,00	155.100,00	170.400,00

Cálculo da Taxa Interna de Retorno (sem IR)

Ano	Atual	A	B	C	D
0	0,00	-78.600.000,0	-102.300.000,00	-155.100.000,00	-170.400.000,00
1		13.467.809,00	19.026.993,50	21.432.556,00	27.324.807,50
2		13.467.809,00	19.026.993,50	21.432.556,00	27.324.807,50
3		13.467.809,00	19.026.993,50	21.432.556,00	27.324.807,50

Estudo Econômico das Alternativas (Preço E.E.+20%)

Alternativa	Atual	A	B	C	D
4		13.467.809,00	19.026.993,50	21.432.556,00	27.324.807,50
5		13.467.809,00	19.026.993,50	21.432.556,00	27.324.807,50
6		13.467.809,00	19.026.993,50	21.432.556,00	27.324.807,50
7		13.467.809,00	19.026.993,50	21.432.556,00	27.324.807,50
8		13.467.809,00	19.026.993,50	21.432.556,00	27.324.807,50
9		13.467.809,00	19.026.993,50	21.432.556,00	27.324.807,50
10		13.467.809,00	19.026.993,50	21.432.556,00	27.324.807,50
11		13.467.809,00	19.026.993,50	21.432.556,00	27.324.807,50
12		13.467.809,00	19.026.993,50	21.432.556,00	27.324.807,50
13		13.467.809,00	19.026.993,50	21.432.556,00	27.324.807,50
14		13.467.809,00	19.026.993,50	21.432.556,00	27.324.807,50
15		13.467.809,00	19.026.993,50	21.432.556,00	27.324.807,50
TIR (15 anos / EE 1,2)		15,0%	16,8%	11%	14%
Pay-back time simples (anos / EEx1,2)		6	5	7	6

Cálculo da Taxa Interna de Retorno (com IR)

Ano	Atual	A	B	C	D
0	0,00	-78.600.000,00	-102.300.000,00	-155.100.000,00	-170.400.000,00
1		11.505.075,85	15.948.045,78	19.359.661,40	23.725.124,88
2		11.505.075,85	15.948.045,78	19.359.661,40	23.725.124,88
3		11.505.075,85	15.948.045,78	19.359.661,40	23.725.124,88
4		11.505.075,85	15.948.045,78	19.359.661,40	23.725.124,88
5		11.505.075,85	15.948.045,78	19.359.661,40	23.725.124,88
6		11.505.075,85	15.948.045,78	19.359.661,40	23.725.124,88
7		11.505.075,85	15.948.045,78	19.359.661,40	23.725.124,88
8		11.505.075,85	15.948.045,78	19.359.661,40	23.725.124,88
9		11.505.075,85	15.948.045,78	19.359.661,40	23.725.124,88
10		11.505.075,85	15.948.045,78	19.359.661,40	23.725.124,88
11		8.754.075,85	12.367.545,78	13.931.161,40	17.761.124,88
12		8.754.075,85	12.367.545,78	13.931.161,40	17.761.124,88
13		8.754.075,85	12.367.545,78	13.931.161,40	17.761.124,88
14		8.754.075,85	12.367.545,78	13.931.161,40	17.761.124,88
15		8.754.075,85	12.367.545,78	13.931.161,40	17.761.124,88
TIR (15 anos / EE base)	1	11,1%	12,4%	8,1%	10,1%

Estudo Econômico das Alternativas (Preço E.E.+40%)

Alternativa	Atual	A	B	C	D
Custos Operacionais					
Custo EE CPFL (R\$/ano)	-21.945,00	-11.411.050,00	-16.118.900,00	-18.299.400,00	-23.343.425,00
Custo Manutenção/ Operação (R\$/ano)	158.336,50	375.562,50	465.798,00	449.710,00	610.288,50
nº de operadores / turno	0	-1	-2	-1	-2
Custo reposição H2O (R\$/ano)	708.424,50	708.424,50	708.424,50	849.590,00	849.590,00
Faturamento					
Faturamento venda bagaço (R\$/ano)	124.768,00	138.488,00	138.488,00	52.528,00	52.528,00
Faturamento venda EE (R\$/ano)	21.945,00	15.975.470,00	22.566.460,00	25.619.160,00	32.680.795,00
Custo Total (R\$/ano)	720.048,00	-15.029.971,00	-21.530.725,50	-24.372.388,00	-31.273.444,50
Economia Bruta (R\$/ano)	0,00	-15.750.019,00	-22.250.773,50	-25.092.436,00	-31.993.492,50

Investimentos					
Turbina a Vapor (kR\$)	Atual	A	B	C	D
Caldeiras (kR\$)		12.300,00	25.500,00	33.600,00	55.100,00
Torre de Resfriamento (kR\$)		38.000,00	38.000,00	78.800,00	78.800,00
Motores (kR\$)		-	-	9.000,00	8.600,00
Materiais de Interligação Eletro-mecânica (kR\$)		-	2.000,00	-	2.000,00
Engenharia (kR\$)		7.800,00	10.200,00	18.000,00	22.600,00
Transportes (kR\$)		2.400,00	3.000,00	5.600,00	6.500,00
Obras Cíveis (kR\$)		1.600,00	2.000,00	3.800,00	4.500,00
Impostos (kR\$)		5.500,00	7.200,00	13.300,00	15.800,00
Contingências (kR\$)		5.500,00	7.200,00	13.300,00	15.800,00
Investimento específico (R\$/kW)		1.216,04	740,08	1.491,37	949,25
Total (kR\$)	0,00	78.600,00	102.300,00	155.100,00	170.400,00

Cálculo da Taxa Interna de Retorno (sem IR)

Ano	Atual	A1	A2	B1	B2
0	0,00	-78.600.000,0	-102.300.000,00	-155.100.000,00	-170.400.000,00
1		15.750.019,00	22.250.773,50	25.092.436,00	31.993.492,50
2		15.750.019,00	22.250.773,50	25.092.436,00	31.993.492,50
3		15.750.019,00	22.250.773,50	25.092.436,00	31.993.492,50

Estudo Econômico das Alternativas (Preço E.E.+40%)

Alternativa	Atual	A	B	C	D
4		15.750.019,00	22.250.773,50	25.092.436,00	31.993.492,50
5		15.750.019,00	22.250.773,50	25.092.436,00	31.993.492,50
6		15.750.019,00	22.250.773,50	25.092.436,00	31.993.492,50
7		15.750.019,00	22.250.773,50	25.092.436,00	31.993.492,50
8		15.750.019,00	22.250.773,50	25.092.436,00	31.993.492,50
9		15.750.019,00	22.250.773,50	25.092.436,00	31.993.492,50
10		15.750.019,00	22.250.773,50	25.092.436,00	31.993.492,50
11		15.750.019,00	22.250.773,50	25.092.436,00	31.993.492,50
12		15.750.019,00	22.250.773,50	25.092.436,00	31.993.492,50
13		15.750.019,00	22.250.773,50	25.092.436,00	31.993.492,50
14		15.750.019,00	22.250.773,50	25.092.436,00	31.993.492,50
15		15.750.019,00	22.250.773,50	25.092.436,00	31.993.492,50
TIR (15 anos / EE 1,4)		18,5%	20,4%	14%	17%
Pay-back time simples (anos / EEx1,4)		5	5	6	5

Cálculo da Taxa Interna de Retorno (com IR)

Ano	Atual	A1	A2	B1	B2
0	0,00	-78.600.000,00	-102.300.000,00	-155.100.000,00	-170.400.000,00
1		12.988.512,35	18.043.502,78	21.738.583,40	26.759.770,13
2		12.988.512,35	18.043.502,78	21.738.583,40	26.759.770,13
3		12.988.512,35	18.043.502,78	21.738.583,40	26.759.770,13
4		12.988.512,35	18.043.502,78	21.738.583,40	26.759.770,13
5		12.988.512,35	18.043.502,78	21.738.583,40	26.759.770,13
6		12.988.512,35	18.043.502,78	21.738.583,40	26.759.770,13
7		12.988.512,35	18.043.502,78	21.738.583,40	26.759.770,13
8		12.988.512,35	18.043.502,78	21.738.583,40	26.759.770,13
9		12.988.512,35	18.043.502,78	21.738.583,40	26.759.770,13
10		12.988.512,35	18.043.502,78	21.738.583,40	26.759.770,13
11		10.237.512,35	14.463.002,78	16.310.083,40	20.795.770,13
12		10.237.512,35	14.463.002,78	16.310.083,40	20.795.770,13
13		10.237.512,35	14.463.002,78	16.310.083,40	20.795.770,13
14		10.237.512,35	14.463.002,78	16.310.083,40	20.795.770,13
15		10.237.512,35	14.463.002,78	16.310.083,40	20.795.770,13
TIR (15 anos / EE 1,4)	1	13,6%	15,1%	10,3%	12,6%

Estudo Econômico das Alternativas (Preço E.E.+60%)

Alternativa	Atual	A	B	C	D
Custos Operacionais					
Custo EE CPFL (R\$/ano)	-21.945,00	-11.411.050,00	-16.118.900,00	-18.299.400,00	-23.343.425,00
Custo Manutenção/ Operação (R\$/ano)	158.336,50	375.562,50	465.798,00	449.710,00	610.288,50
nº de operadores / turno	0	-1	-2	-1	-2
Custo reposição H2O (R\$/ano)	708.424,50	708.424,50	708.424,50	849.590,00	849.590,00
Faturamento venda bagaço (R\$/ano)	124.768,00	138.488,00	138.488,00	52.528,00	52.528,00
Faturamento venda EE (R\$/ano)	21.945,00	18.257.680,00	25.790.240,00	29.279.040,00	37.349.480,00
Custo Total (R\$/ano)	720.048,00	-17.312.181,00	-24.754.505,50	-28.032.268,00	-35.942.129,50
Economia Bruta (R\$/ano)	0,00	-18.032.229,00	-25.474.553,50	-28.752.316,00	-36.662.177,50

Investimentos					
Turbina a Vapor (kR\$)	Atual	A	B	C	D
Caldeiras (kR\$)		12.300,00	25.500,00	33.600,00	55.100,00
Torre de Resfriamento (kR\$)		38.000,00	38.000,00	78.800,00	78.800,00
Motores (kR\$)		-	-	9.000,00	8.600,00
Materiais de Interligação Eletro-mecânica (kR\$)		-	2.000,00	-	2.000,00
Engenharia (kR\$)		7.800,00	10.200,00	18.000,00	22.600,00
Transportes (kR\$)		2.400,00	3.000,00	5.600,00	6.500,00
Obras Cíveis (kR\$)		1.600,00	2.000,00	3.800,00	4.500,00
Impostos (kR\$)		5.500,00	7.200,00	13.300,00	15.800,00
Contingências (kR\$)		5.500,00	7.200,00	13.300,00	15.800,00
Investimento específico (R\$/kW)		1.216,04	740,08	1.491,37	949,25
Total (kR\$)	0,00	78.600,00	102.300,00	155.100,00	170.400,00

Cálculo da Taxa Interna de Retorno (sem IR)

Ano	Atual	A1	A2	B1	B2
0	0,00	-78.600.000,0	-102.300.000,00	-155.100.000,00	-170.400.000,00
1		18.032.229,00	25.474.553,50	28.752.316,00	36.662.177,50
2		18.032.229,00	25.474.553,50	28.752.316,00	36.662.177,50
3		18.032.229,00	25.474.553,50	28.752.316,00	36.662.177,50

Estudo Econômico das Alternativas (Preço E.E.+60%)

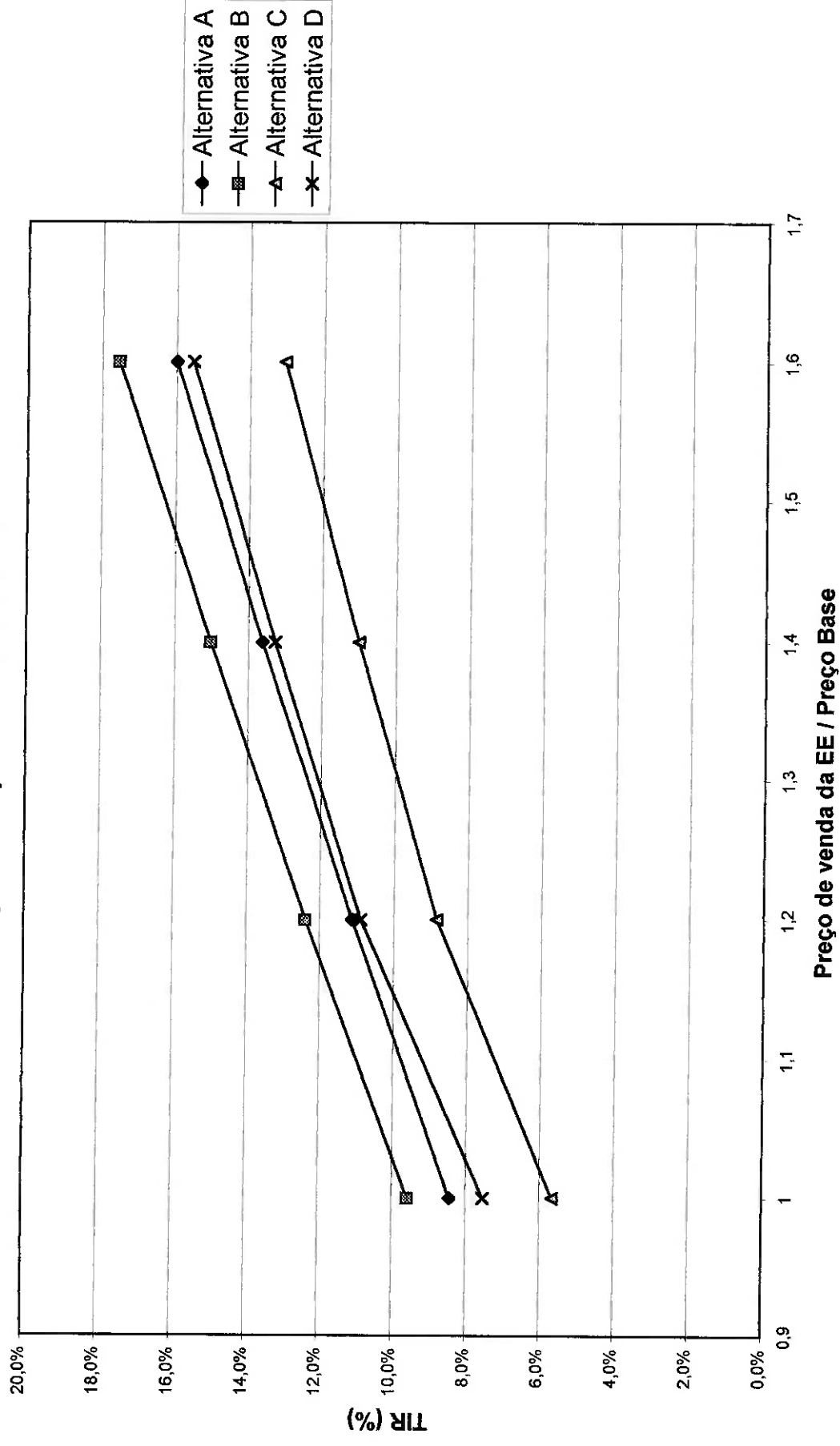
Alternativa	Atual	A	B	C	D
4		18.032.229,00	25.474.553,50	28.752.316,00	36.662.177,50
5		18.032.229,00	25.474.553,50	28.752.316,00	36.662.177,50
6		18.032.229,00	25.474.553,50	28.752.316,00	36.662.177,50
7		18.032.229,00	25.474.553,50	28.752.316,00	36.662.177,50
8		18.032.229,00	25.474.553,50	28.752.316,00	36.662.177,50
9		18.032.229,00	25.474.553,50	28.752.316,00	36.662.177,50
10		18.032.229,00	25.474.553,50	28.752.316,00	36.662.177,50
11		18.032.229,00	25.474.553,50	28.752.316,00	36.662.177,50
12		18.032.229,00	25.474.553,50	28.752.316,00	36.662.177,50
13		18.032.229,00	25.474.553,50	28.752.316,00	36.662.177,50
14		18.032.229,00	25.474.553,50	28.752.316,00	36.662.177,50
15		18.032.229,00	25.474.553,50	28.752.316,00	36.662.177,50
TIR (15 anos / EE 1,6)		21,7%	23,9%	17%	20%
Pay-back time simples (anos / EEx1,6)		4	4	5	5

Cálculo da Taxa Interna de Retorno (com IR)

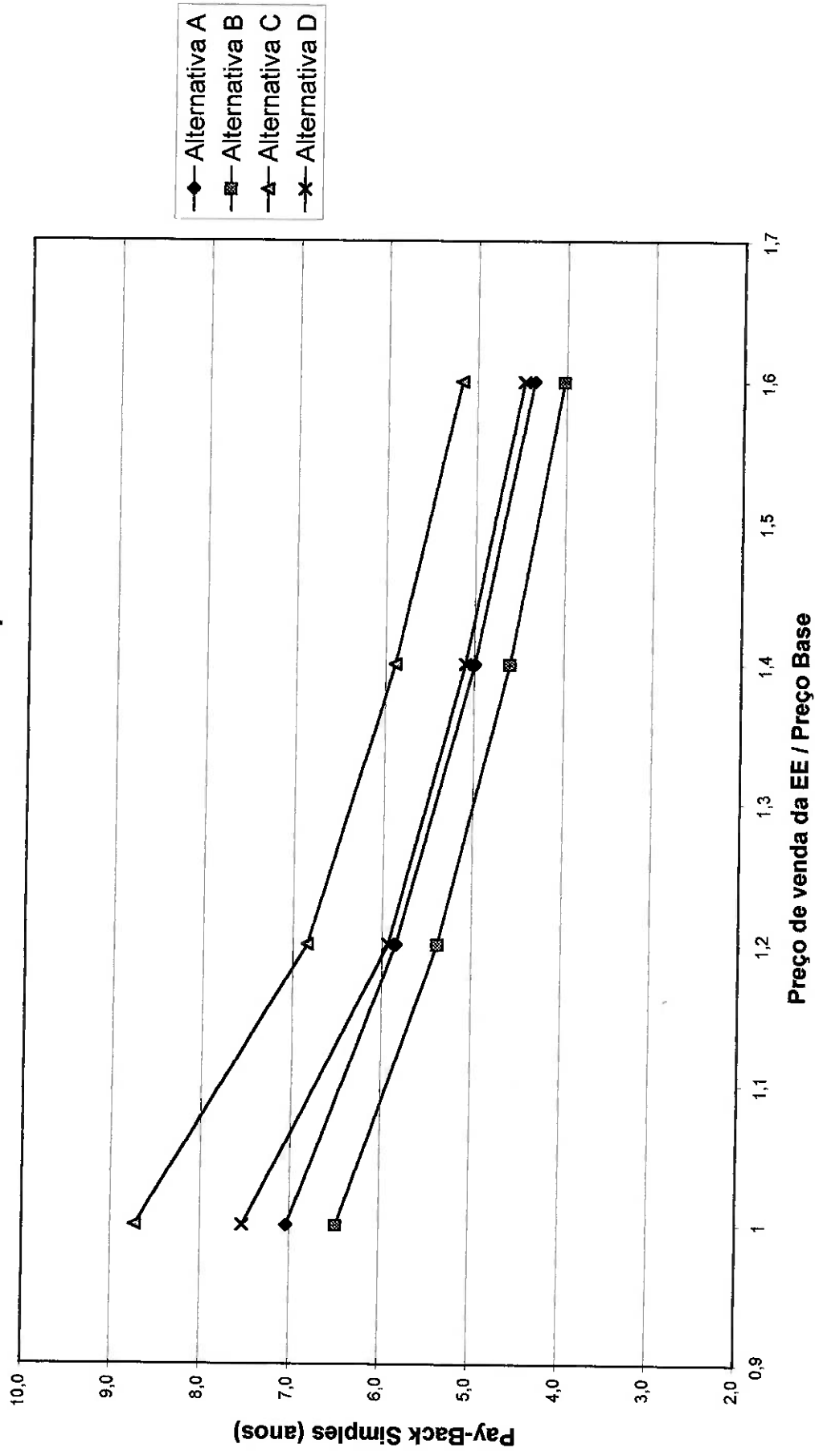
Ano	Atual	A1	A2	B1	B2
0	0,00	-78.600.000,00	-102.300.000,00	-155.100.000,00	-170.400.000,00
1		14.471.948,85	20.138.959,78	24.117.505,40	29.794.415,38
2		14.471.948,85	20.138.959,78	24.117.505,40	29.794.415,38
3		14.471.948,85	20.138.959,78	24.117.505,40	29.794.415,38
4		14.471.948,85	20.138.959,78	24.117.505,40	29.794.415,38
5		14.471.948,85	20.138.959,78	24.117.505,40	29.794.415,38
6		14.471.948,85	20.138.959,78	24.117.505,40	29.794.415,38
7		14.471.948,85	20.138.959,78	24.117.505,40	29.794.415,38
8		14.471.948,85	20.138.959,78	24.117.505,40	29.794.415,38
9		14.471.948,85	20.138.959,78	24.117.505,40	29.794.415,38
10		14.471.948,85	20.138.959,78	24.117.505,40	29.794.415,38
11		11.720.948,85	16.558.459,78	18.689.005,40	23.830.415,38
12		11.720.948,85	16.558.459,78	18.689.005,40	23.830.415,38
13		11.720.948,85	16.558.459,78	18.689.005,40	23.830.415,38
14		11.720.948,85	16.558.459,78	18.689.005,40	23.830.415,38
15		11.720.948,85	16.558.459,78	18.689.005,40	23.830.415,38
TIR (15 anos / EE 1,6)	1	16,0%	17,6%	12,4%	14,9%

ANEXO 4. GRÁFICOS DA ANÁLISE FINANCEIRA

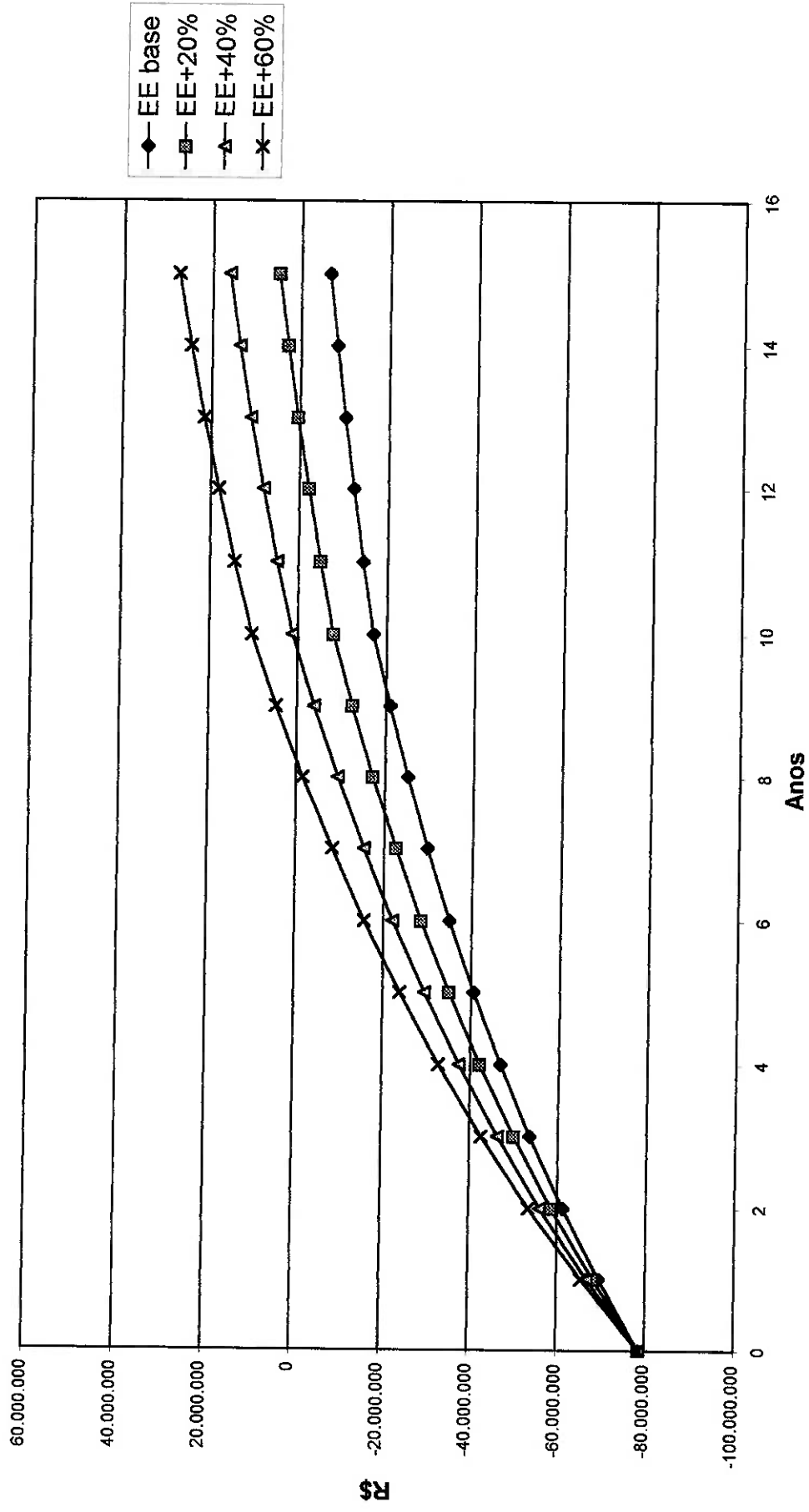
Taxa Interna de Retorno (com IR) das Alternativas para um período de 15 anos



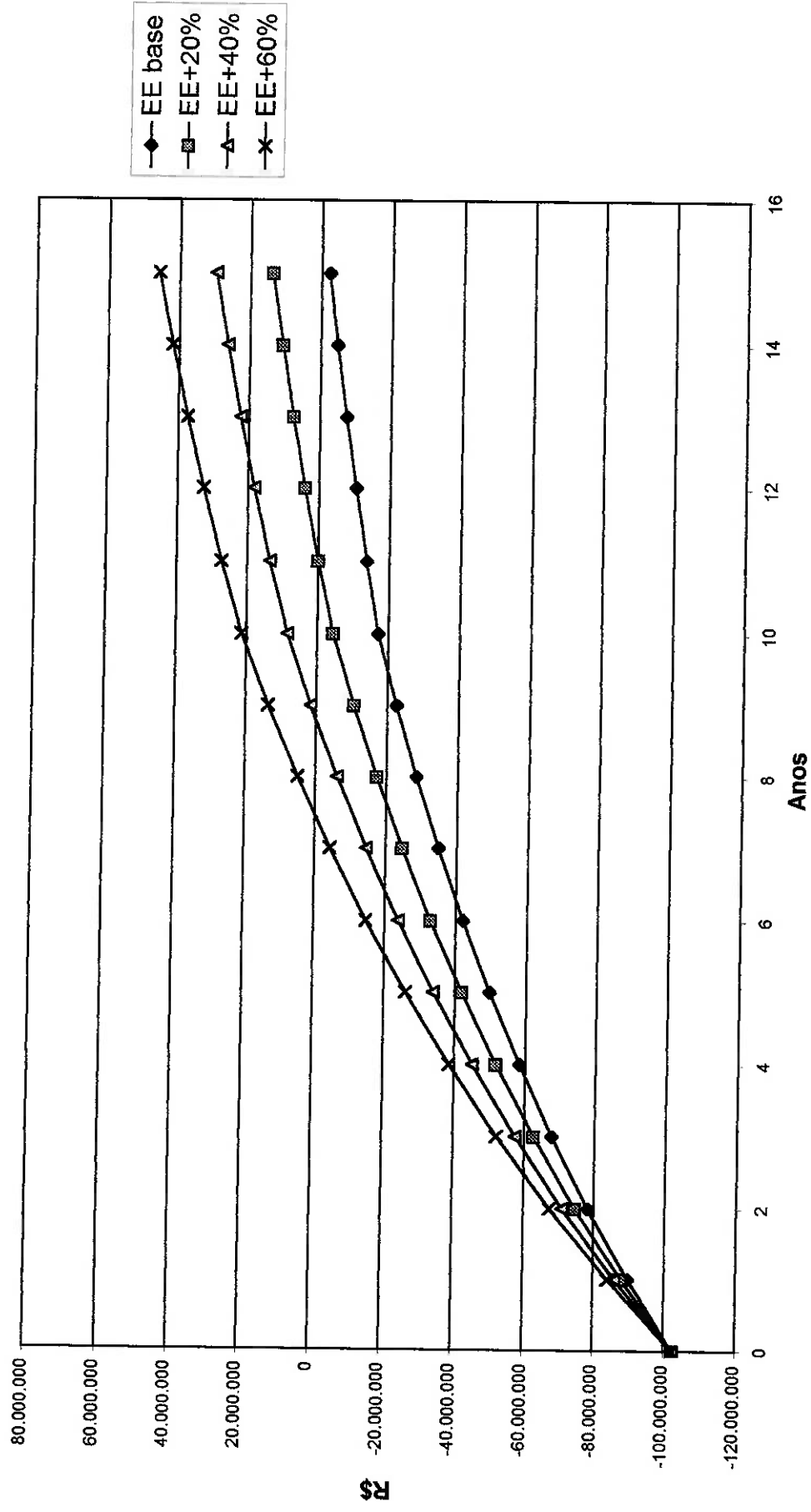
Pay-Back Time Simples (em anos) das Alternativas Propostas



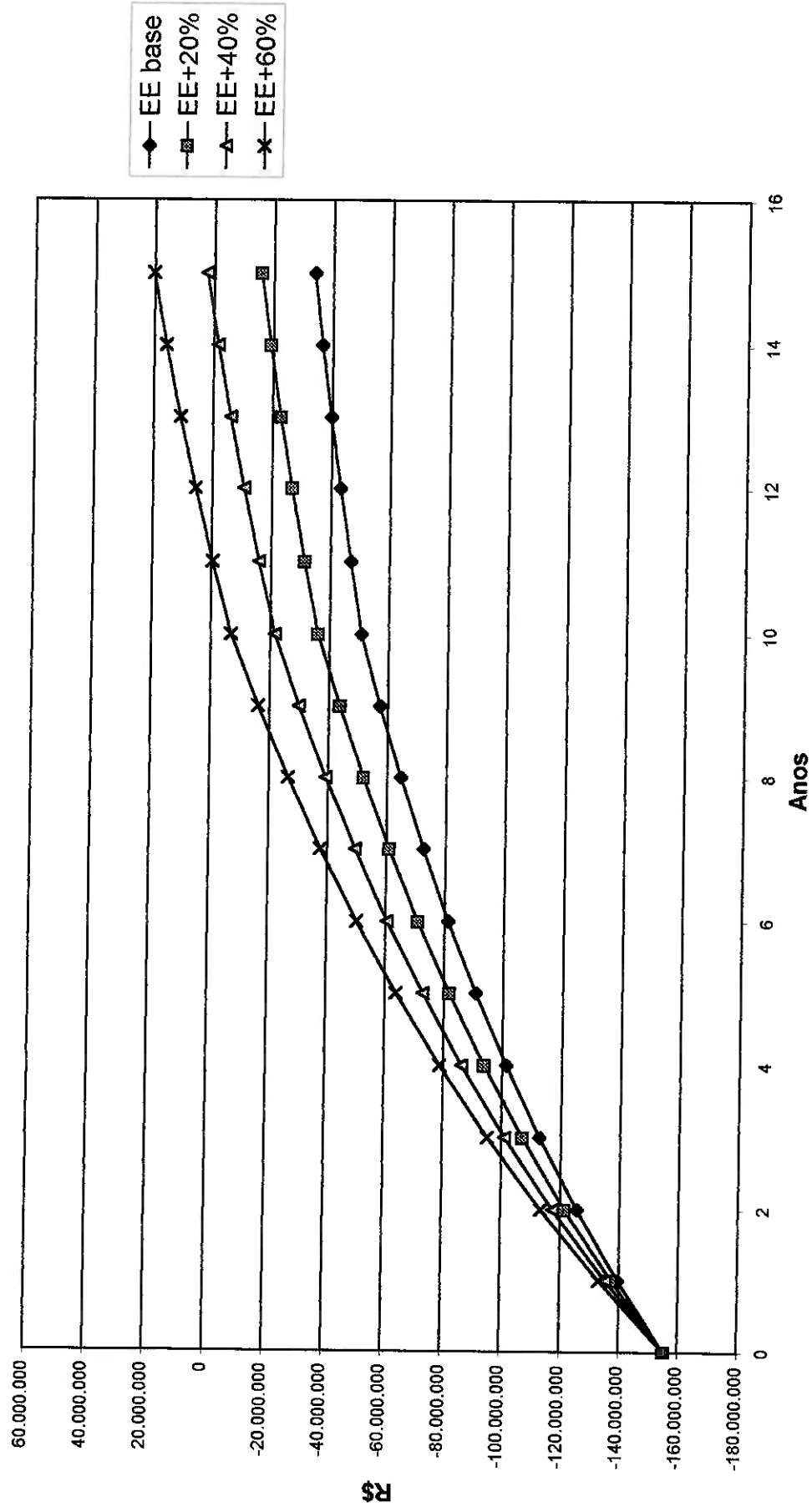
Fluxo de Caixa Acumulado (Valor Presente) Alternativa A



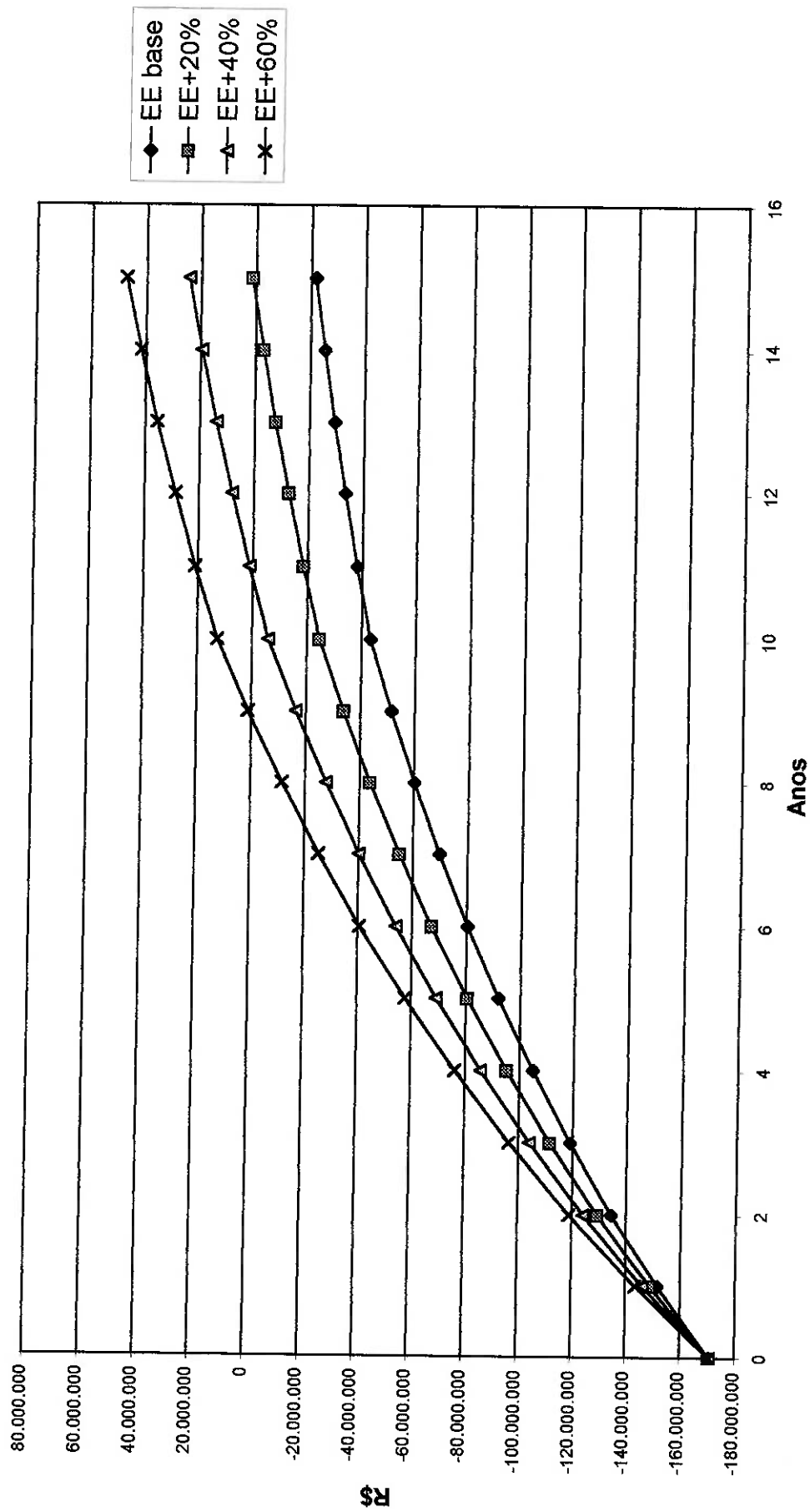
Fluxo de Caixa Acumulado (Valor Presente) Alternativa B



Fluxo de Caixa Acumulado (Valor Presente) Alternativa C



Fluxo de Caixa Acumulado (Valor Presente) Alternativa D



**ANEXO 5. DADOS DA ALTERNATIVA B PARA ANÁLISE TERMoeCONÔMICA
EM BASE EXERGÉTICA**

Dados relativos ao Fluxograma da Alternativa B

Pontos	Descrição	Vazão (kg/s)	Entalpia(kJ/kg)	Exergia (kJ/kg)	Fluxo de Exergia (kW)	Fluxo de Entalpia (kW)
1	Combustível	85,4	7524,0	7524,00	642257,0	642257,0
2	Água na entrada da caldeira	212,2	546,4	4,65	986,6	115927,9
3	Vapor de alta pressão	212,2	3274,3	1320,76	280221,2	694697,3
4	Vapor de média pressão	7,8	2816,6	836,70	6507,7	21906,9
5	Vapor de baixa pressão	204,4	2594,7	618,09	126330,4	530327,9
6	Condensado do vapor de média	3,7	417,5	33,92	124,4	1530,8
8	Condensado do vapor de baixa	84,0	417,5	33,92	2849,1	35070,0
9	Água de reposição	98,8	104,9	0,03	2,8	10367,6
10	Água após desaerador	212,2	535,3	60,90	12920,9	113572,8

Wturbina 138228 kW
 Wbomba 2535 kW
 To 25 °C
 Po 1 bar
 so 0,3640 kJ/kg.K
 ho 104,9 kJ/kg