

UNESP

Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá

Guaratinguetá
2005



CARO LEITOR NÃO
RISQUE O LIVRO

Unesp 

Governo do Estado de São Paulo

Universidade Estadual Paulista

FACULDADE DE ENGENHARIA DE GUARATINGUETÁ

*Análise Energética, Exergética e Econômica da Ampliação do Sistema de
Cogeração Aplicado à Votorantim Celulose e Papel SA.*

PAULO HENRIQUE DIAS

FACULDADE DE ENGENHARIA
DE GUARATINGUETÁ

BIRI IOTECA

1110000627



GUARATINGUETÁ – SP
BRASIL

627

00627



Data: _____
Valor: _____
C/D/T: _____

D541a Dias, Paulo Henrique
Análise energética, exergética e econômica da ampliação do sistema de cogeração aplicado à Votorantim Celulose e Papel SA. / Paulo Henrique Dias . – Guaratinguetá : [s.n.], 2005
85f. : il.

Bibliografia: f. 82-84
Dissertação (mestrado) – Universidade Estadual Paulista, Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, 2005
Orientador: Prof. Dr. José Luz Silveira

1. Energia elétrica e calor - Cogeração I. Título

CDU 536.72

*Análise Energética, Exergética e Econômica da Ampliação do Sistema de
Cogeração Aplicado à Votorantim Celulose e Papel SA.*

PAULO HENRIQUE DIAS

ESTA DISSERTAÇÃO FOI JULGADA ADEQUADA PARA A OBTENÇÃO DO TÍTULO DE
“MESTRE EM ENGENHARIA MECÂNICA”.

ESPECIALIDADE: ENGENHARIA MECÂNICA

ÁREA DE CONCENTRAÇÃO: TRANSMISSÃO E CONVERSÃO DE ENERGIA
APROVADA EM SUA FORMA FINAL PELO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO

Prof. Dr. JOÃO ANDRADE DE CARVALHO Jr.
Coordenador

BANCA EXAMINADORA:

Prof. Dr. JOSÉ LUZ SILVEIRA

Orientador / Unesp-Feg

Prof. Dr. PEDRO MAGALHÃES SOBRINHO

Unesp-Feg

Prof.^a. Dr.^a. DIOVANA APARECIDA DOS SANTOS NAPOLEÃO

Faenquil

MARÇO DE 2005



Análise Energética, Exergética e Econômica da Ampliação do Sistema de Cogeração Aplicado à Votorantim Celulose e Papel S.A.

PAULO HENRIQUE DIAS

Dissertação apresentada a Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, para a obtenção do título de Mestre em Engenharia Mecânica na área de Transmissão e Conversão de Energia.

Orientador: Prof. Dr. José Luz Silveira

Guaratinguetá

2005



DADOS CURRICULARES**Paulo Henrique Dias**

NASCIMENTO: 09/02/56 – São José dos Campos – SP

FILIAÇÃO: José Francisco Dias

Benedita Monteiro de Campos Dias

2003/2005: Mestrado em Engenharia Mecânica - Área de Transmissão e Conversão de Energia - Universidade Estadual Paulista

1987/1988: Especialização em Administração de Produção e Materiais - UNITAU

1977/1982: Curso de Graduação em Engenharia Mecânica - UNITAU



AGRADECIMENTOS

Ao meu orientador, Prof. Dr. José Luz Silveira, pela paciência e amizade demonstrada durante o período de desenvolvimento deste trabalho, e por ter acreditado em meu potencial.

À minha família que me incentivou a todo instante, e em particular dedico este trabalho, ao meu filho Felipe.

A todos os professores que me auxiliaram diretamente e indiretamente nesta dissertação, e em particular ao meu amigo Júlio Carlos Damato, que demonstrou o verdadeiro valor de um companheirismo, e da luta dia a dia, e também aos demais colegas da Pós-graduação.



1. Introdução	25
2. Fundamentos da Teoria da Administração	27
3. O Processo Administrativo	33
4. A Organização da Administração Pública	35
5. A Gestão da Administração Pública	37
6. A Avaliação da Administração Pública	39
7. A Ética na Administração Pública	41
8. A Responsabilidade Social da Administração Pública	43
9. A Gestão de Pessoas na Administração Pública	45
10. A Gestão de Materiais na Administração Pública	47
11. A Gestão de Finanças na Administração Pública	49
12. A Gestão de Informação na Administração Pública	51
13. A Gestão de Infraestrutura na Administração Pública	53
14. A Gestão de Meio Ambiente na Administração Pública	55
15. A Gestão de Segurança na Administração Pública	57
16. A Gestão de Saúde na Administração Pública	59
17. A Gestão de Educação na Administração Pública	61
18. A Gestão de Cultura na Administração Pública	63
19. A Gestão de Esportes na Administração Pública	65
20. A Gestão de Turismo na Administração Pública	67
21. A Gestão de Transportes na Administração Pública	69
22. A Gestão de Saneamento na Administração Pública	71
23. A Gestão de Energia na Administração Pública	73
24. A Gestão de Telecomunicações na Administração Pública	75
25. A Gestão de Ciência e Tecnologia na Administração Pública	77
26. A Gestão de Inovação na Administração Pública	79

APOIO:

Este trabalho contou com o apoio financeiro da CAPES



LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1 – Balança comercial no setor de celulose e papel.....	25
Figura 1.2 – Processo de fabricação Kraft.....	29
Figura 2.1 – Representação do sistema de cogeração.....	32
Figura 2.2 a – Energia elétrica gerada, 2.2 b – consumo mensal.....	33
Figura 2.3 a – Geração de vapor (CBC 80), 2.3 b – produção de vapor mensal.....	34
Figura 2.4 a – Geração de vapor (GTV) , 2.4 b – produção de vapor mensal.....	35
Figura 2.5 a – Geração de vapor (CR3), 2.5 b – produção de vapor mensal.....	36
Figura 2.6 – Representação do fluxo de vapor nas caldeiras.....	37
Figura 2.7 – Representação do fluxo de vapor utilizado nos processos.....	39
Figura 2.8 – Esquema do ciclo de cogeração para a análise exergética.....	45
Figura 2.9 – Diagrama de Grassman para o sistema de cogeração da VCP.....	51
Figura 3.1 – Projeto P-2000, implantação de novas áreas.....	56
Figura 3.2 – Representação fictícia das caldeiras no volume de controle.....	58
Figura 3.3 a – Representação do sistema de cogeração (sem ampliação)	64
Figura 3.3 b – Representação do sistema de cogeração proposto (com ampliação).....	65
Figura 3.4 - Representação das linhas de vapor.....	67
Figura 3.5 – Esquema do ciclo de cogeração para a análise exergética.....	70
Figura 3.6 – Diagrama de Grassman da ampliação do sistema de cogeração.....	73
Figura 3.7 - Custo da eletricidade produzida.....	76
Figura 3.8 - Custo do calor produzido.....	77
Figura 3.9 - Receita anual esperada... ..	78

LISTA DE TABELAS

Tabela 1.1 - Evolução histórica da indústria de papel e celulose.....	20
Tabela 1.2 - Maiores produtores e consumidores de celulose.....	21
Tabela 1.3 - Maiores produtores e consumidores de papel.....	22
Tabela 1.4 -Desempenho no setor de celulose e papel.....	23
Tabela 1.5 - Balança comercial no setor de celulose e papel.....	24
Tabela 1.6 - Programa de investimento no setor de celulose e papel.....	26
Tabela 2.5 – Valores médios do poder caloríficos inferior dos combustíveis.....	37
Tabela 2.6 –Resultados da análise exergética.....	48
Tabela 2.7 – Balanço exergético dos componentes da planta.....	50
Tabela 2.8 – Preço médio dos combustíveis.....	53
Tabela 3.1 - Quadro de Previsão de Demanda Elétrica e Térmica.....	57
Tabela 3.2 – Equações para cálculo de exergia.....	70
Tabela 3.3 – Parâmetros termodinâmicos associados.....	71
Tabela 3.4 – Balanço exergético dos componentes da planta.....	72
Tabela 4.1 – Resultados da análise do sistema de cogeração e custos de geração de energia elétrica e térmica do sistema de cogeração atual e proposto.....	79
Tabela A.1 – Produção mensal (relatório anual da célula de produção de utilidades).....	86
Tabela A.2 – Consumo mensal nas caldeiras (relatório anual da célula de produção de utilidades)	87
Tabela A.3 – Distribuição de energia elétrica (relatório anual da célula de produção de utilidades).....	88
Tabela A.4 – Distribuição de vapor – (relatório anual da célula de produção de utilidades).....	89



LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ANEEL	Agência Nacional de Energia Elétrica
ANP	Agência Nacional do Petróleo
BNDES	Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social
BRACELPA	Associação Brasileira de Celulose e Papel
BRASKEM	MCM Consultores Associados Ltda.
CBC-80	Caldeira de Óleo Combustível 3A
CR-3	Caldeira de Recuperação Química
GLP	Gás liquefeito do petróleo
GNC	Gás natural comprimido
GNP	Gás natural do petróleo
GTV	Caldeira de Biomassa
PETROBRÁS	Petróleo Brasileiro S.A.
TSA	Tonelada Seca ao Ar
TV1 ,TV2 ,TV3	Turbogeradores de contrapressão com duas extrações controladas; (TV3 – de condensação)
VCP	Votorantim Celulose e Papel SA
VUB	Vapor úmido de baixa
VUM	Vapor úmido de média



LISTA DE SÍMBOLOS

β	Parâmetro β	[-]
ε	Eficiência exergetica ou de Segunda Lei	[-]
ψ	Eficiência racional ou de Bosnjakovic	[-]
η_{cald}	Rendimento das caldeiras	[-]
$\eta_{\text{cald.1}}$	Rendimento da caldeira de lixívia	[-]
$\eta_{\text{cald.2}}$	Rendimento da caldeira de casca e resíduos	[-]
$\eta_{\text{cald.3}}$	Rendimento da caldeira de GNP	[-]
$\eta_{\text{cald.CBC-80}}$	Rendimento da caldeira CBC-80	[-]
$\eta_{\text{cald.CR-3}}$	Rendimento da caldeira CR-3	[-]
$\eta_{\text{cald.GTVL}}$	Rendimento da caldeira GTVL	[-]
η_{el}	Eficiência de geração de energia elétrica	[-]
η_{et}	Eficiência de geração de calor	[-]
η_{G}	Rendimento global da cogeração	[-]
C_{comb}	Custo do combustível	[US\$/KWh]
C_{el}	Custo da energia elétrica gerada	[US\$/kWh]
$C_{\text{el.concess}}$	Custo da energia elétrica comprada da concessionária	[US\$/kWh]
C_{et}	Custo da energia térmica gerada	[US\$/kWh]
$C_{\text{man.el}}$	Custo de manutenção associado a geração de energia elétrica	[US\$/kWh]
$C_{\text{man.et}}$	Custo de manutenção associado à geração de energia térmica	[US\$/kWh]
$C_{\text{oper.el}}$	Custo operacional associado a geração de energia elétrica	[US\$/kWh]
$C_{\text{oper.et}}$	Custo operacional associado a geração de energia térmica	[US\$/kWh]
C_p	Calor específico a pressão constante	[kcal/kg.K]
$C_{\text{v,cv}}$	Custo da geração de vapor em caldeira convencional	[US\$/KWh]

$C_{v,cv}$	Custo da geração de vapor por caldeira convencional	[US\$/kWh]
D_{ap}	Produção de vapor	[t/h]
E_c	Fluxo de energia térmica de processo	[MW]
E_{comb}	Potência suprida pelo combustível	[MW]
$E_{comb.CBC-80}$	Potência suprida pelo combustível na caldeira CBC-80	[MW]
$E_{comb.CR-3}$	Potência suprida pelo combustível na caldeira CR-3	[MW]
$E_{comb.GTV}$	Potência suprida pelo combustível na caldeira GTV	[MW]
E_P	Potência elétrica gerada	[MW]
Ex_i	Exergia total associada ao ponto i	[kW]
Ex_{Comb}	Exergia do combustível	[kW]
Ex_e	Exergia de entrada	[kW]
Ex_g	Exergia dos gases	[kW]
Ex_s	Exergia de saída	[kW]
F	Fator de anuidade	[1/ano]
f_{el}	Fator de ponderação da eletricidade produzida	[-]
f_{et}	Fator de ponderação da energia térmica produzida	[-]
H	Número de horas de operação do sistema de cogeração	[h/ano]
h_i	Entalpia específica do vapor no ponto i	[kJ/kg]
h_o	Entalpia específica do vapor nas condições do ambiente de referência	[kJ/kg]
h_{1LS}	Entalpia do vapor de média na saída do processo 1	[kJ/kg]
h_{1R}	Entalpia do vapor de média na entrada do processo 1	[kJ/kg]
h_{1s}	Entalpia do vapor na saída da caldeira 1	[kJ/kg]
h_{2LS}	Entalpia do vapor de baixa na entrada do processo 2	[kJ/kg]
h_{2R}	Entalpia do vapor de baixa na entrada do processo 2	[kJ/kg]
h_{2s}	Entalpia do vapor na saída da caldeira 2	[kJ/kg]
h_{3s}	Entalpia do vapor na saída da caldeira 3	[kJ/kg]
$h_{a.cond.}$	Entalpia da água da condensado	[kJ/kg]
$h_{a.l}$	Entalpia da água de alimentação	[kJ/kg]
h_{al}	Entalpia da água de alimentação	[kJ/kg]
h_s	Entalpia do vapor na saída da caldeira	[kJ/kg]



I	Irreversibilidade	[kW]
I_{cald}	Custo de investimento das caldeiras	[US\$]
I_{pl}	Custo de investimento do sistema de cogeração	[US\$]
k	Período de amortização ou pay-back	[anos]
m	Fluxo de massa	[kg/s]
M_{al}	Vazão mássica de água de alimentação da caldeira	[kg/s]
M_{biomassa}	Vazão mássica de óleo biomassa	[kg/s]
M_{comb}	Vazão mássica de combustível	[kg/s]
M_{GNC}	Vazão mássica de GNC	[kg/s]
M_{licor}	Vazão mássica de licor negro	[kg/s]
$M_{\text{óleo3A}}$	Vazão mássica de óleo 3A	[kg/s]
MV_1	Produção de vapor das caldeiras 1 e 2	[kg/s]
$MV_{\text{cald.1}}$	Vapor produzido pela queima de lixívia	[t/h]
$MV_{\text{cald.2}}$	Vapor produzido pela queima de casca e resíduo	[t/h]
$MV_{\text{cald.2}}$	Vapor produzido pela queima de GNP	[t/h]
M_{VUB}	Vazão mássica do vapor úmido de baixa	[kg/s]
M_{VUM}	Vazão mássica do vapor úmido de média	[kg/s]
N_{man}	Número de meses de operação do sistema de cogeração em um ano	[meses/ano]
N_{oper}	Número de salários pagos no ano	[-]
P_{biom}	Consumo total de biomassa nas caldeiras	[t/h]
P_{casca}	Produção de casca	[t/h]
PC_{casca}	Poder calorífico da casca	[kJ/kg]
PCI_{biomassa}	Poder calorífico inferior da biomassa	[kJ/kg]
PCI_{comb}	Poder Calorífico Inferior do combustível	[kJ/kg]
PCI_{GNC}	Poder calorífico inferior do GNC	[kJ/kg]
PCI_{licor}	Poder calorífico inferior do licor negro	[kJ/kg]
PCI_{lix}	Poder calorífico da lixívia ou licor negro	[kJ/kg]
$PCI_{\text{óleo3A}}$	Poder calorífico inferior do óleo 3A	[kJ/kg]
$PCI_{\text{resíduos}}$	Poder calorífico dos resíduos	[kJ/kg]
$P_{\text{el.concess}}$	Preço da energia elétrica comprada da concessionária	[US\$/kWh]



P_{GNC}	Consumo total de GNC nas caldeiras	[t/h]
P_{GNP}	Consumo total de GNP nas caldeiras	[t/h]
P_{Ln}	Consumo total de licor negro nas caldeiras	[t/h]
P_{lix}	Produção de lixívia	[t/h]
$P_{\text{óleo3A}}$	Consumo total de óleo combustível nas caldeiras	[t/h]
Pr_{biom}	Preço médio da biomassa	[US\$/MWh]
Pr_{casca}	Preço médio da casca	[US\$/MWh]
Pr_{GNC}	Preço médio do GNC	[US\$/MWh]
Pr_{GNP}	Preço médio do GNP	[US\$/MWh]
Pr_{Ln}	Preço médio do licor negro ou lixívia	[US\$/MWh]
$Pr_{\text{óleo3A}}$	Preço médio do óleo 3A	[US\$/MWh]
$Pr_{\text{resíduos}}$	Preço médio do resíduo	[US\$/MWh]
$P_{\text{resíduos}}$	Produção de resíduos	[t/h]
$Prod_{\text{casca}}$	Produção diária de casca	[t/dia]
$Prod_{\text{celulose}}$	Produção diária de celulose	[t/dia]
$Prod_{\text{lix}}$	Produção diária de lixívia ou licor negro	[t/dia]
$Prod_{\text{resíduos}}$	Produção diária de resíduos	[t/dia]
R	Receita anual esperada	[US\$/ano]
S_0	Entropia específica do vapor nas condições do ambiente de referência	[kJ/kg.K]
si	Entropia específica do vapor no ponto i	[kJ/kg.K]
t	Taxa de pessoal de operação e manutenção	[%]
T_g	Temperatura de exaustão na chaminé	[°C]
T_o	Temperatura do ambiente de referência	[K]

DIAS, P. H., Análise energética, exergética e econômica da ampliação do sistema de cogeração aplicado à Votorantim Celulose e Papel SA., Guaratinguetá, 2005. 89p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) - Faculdade de Engenharia, Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista.

RESUMO

Neste trabalho estuda-se a cogeração empregando turbina a vapor de condensação com duas extrações, como técnica racional de produção de calor útil e potência elétrica, no contexto da fabricação de papel e celulose.

Inicialmente são apresentados as características tecnológicas e o desenvolvimento do setor a nível mundial e brasileiro, com a indicação de alguns índices econômicos e energéticos, sendo analisado em maior detalhe o processo Kraft.

A modelagem é baseada na parametrização de dados reais da Votorantim Papel e Celulose S.A., e numa etapa posterior é feita a análise energética, exergética e econômica da ampliação necessária do sistema de cogeração da referida planta industrial.

Os parâmetros de decisão selecionados para os casos que empregam turbinas a vapor, são a temperatura e a pressão do vapor na entrada da turbina (vapor vivo), a disponibilidade de insumos energéticos associada ao aumento da produção, os investimentos necessários na ampliação do sistema de cogeração da indústria, as taxas anuais de juros, os custos de produção de eletricidade e de calor de processo e a receita anual esperada.

A metodologia empregada se mostra eficiente e pode ser aplicada a qualquer indústria do setor de papel e celulose, desde que sejam conhecidos os dados necessários.

PALAVRAS-CHAVE: cogeração, indústria de papel e celulose, análise energética, análise exergética, análise econômica.

DIAS, P. H., Energetic, exergetic and economic analysis of a cogeneration system applied to Votorantim Pulp and Paper Industry, Guaratinguetá, 2005. 89p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) - Faculdade de Engenharia, Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista.

ABSTRACT

In this work is studied a cogeneration system as one rational technique of production of useful heat and electric power (or mechanic), in the context of the pulp and paper industry. Initially is presented the technological characteristics and the development of the pulp and paper industry, as regard of the world-wide and Brazilian level, indicating some economic and energy indexes, being analyzed in bigger detail the Kraft process. In second step is made the modeling based on the real data of Votorantim Papel e Celulose S.A, and in a posterior stage it is made energetic, exergetic and economic analyzes of the cogeneration system associated in this industrial plant. The selected parameters of decision for the cases that use steam turbines, are the temperature and the pressure of the input steam in turbine (live steam), the byproduct fuels associated with the increase of volume production, the investment cost associated with the new cogeneration system, the annual interest rate, the production costs of electricity and heat, and the annual saving expected. The developed methodology shows efficient and can be applied to any paper and pulp industry, since that the data are known necessary.

KEYWORDS: cogeneration, pulp and paper industry, energy analysis, exergetic analysis, economic analysis.



SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS.....	07
LISTA DE TABELAS.....	08
LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS.....	09
LISTA DE SIMBOLOS.....	10
RESUMO.....	14
ABSTRAC.....	15
Capítulo1-CARACTERÍSTICAS DA PRODUÇÃO DE PAPEL E CELULOSE	
1.1 Histórico	18
1.2 Produção mundial de celulose e papel	20
1.3 A produção brasileira de celulose e papel desempenho do setor em 2003-2012	23
1.4 Consumo per capita	23
1.5 Comércio exterior	24
1.6 Programa de investimentos do setor de celulose no período de 2003- 2012	25
1.7 Processo de fabricação de papel e celulose.....	26
1.7.1 RECUPERAÇÃO DE PRODUTOS QUÍMICOS.....	27
Capítulo 2 - Análise técnica e econômica do. sistema de cogeração atual (SEM AMPLIAÇÃO)	
2.1 INTRODUÇÃO.....	29
2.2 Desenvolvimento	29
2.3 Análise dos dados mensais de consumo e geração da unidade	30
2.3.1 DADOS DE PRODUÇÃO.....	31
2.3.2 DADOS DE CONSUMO DAS CALDEIRAS.....	31
2.3.3 DADOS DE DISTRIBUIÇÃO DE ENERGIA ELÉTRICA E VAPOR...	31
2.4 Análise DO RENDIMENTO DA Planta de Cogeração	36
2.5 Análise dos rendimentos associados ao sistema de cogeração existente	37
2.6 Análise exergética do sistema de cogeração da VCP (sem ampliação)	41
2.7 Balanço Exergético dos Componentes do Sistema de Cogeração	44
2.8 DIAGRAMA DE GRASSMAN DO SISTEMA DE COGERAÇÃO.....	49

2.9 Análise do custo da geração de energia elétrica e térmica associado ao sistema de cogeração existente	50
2.10 Comentários	54
Capítulo 3 - Análise técnica e econômica da possibilidade de ampliação do sistema de cogeração (incorporando a expansão da linha de extração de celulose p-2000)	
3.1 Introdução	56
3.2 Previsão de demanda elétrica e térmica da unidade	57
3.3 Modelagem energética da ampliação	57
3.3.1 INTRODUÇÃO.....	58
3.3.2 DESENVOLVIMENTO.....	59
3.3.3 Análise do Potencial de Produção na Ampliação.....	60
3.4 Análise da ampliação do sistema de cogeração	66
3.5 Análise exergética de sistema de cogeração aplicado a industria de papel e celulose (ampliada)	69
3.6 O Sistema de Cogeração	69
3.7 Comportamento do Sistema de Cogeração	71
3.8 Balanço Exergético para a Caldeira De Recuperação	72
3.9 Diagrama de Grassman	73
3.10 Análise Econômica	73
3.11 - Resultados da Analise Econômica da Ampliação do Sistema de Cogeração	76
Capítulo 4 – Conclusões	79
Capítulo 5 - Referências bibliográficas	82
Anexo- A: Tabelas	87



CAPÍTULO 1- CARACTERÍSTICAS DA PRODUÇÃO DE PAPEL E CELULOSE

Neste capítulo é apresentada uma visão geral do desenvolvimento da produção de papel e celulose, inclusive com seus aspectos históricos. É analisado em maior detalhe o processo Kraft objeto deste estudo. Apresentam-se também índices econômicos e energéticos deste setor.

A madeira utilizada como matéria-prima para a produção de pasta celulósica no Brasil provém de varias espécies de **Eucalyptus** e **Pinus**. A escolha destas espécies para reflorestamento foi baseada principalmente em seu rápido crescimento.

As propriedades físicas e químicas também definem a qualidade da madeira para esse fim. As espécies cultivadas no Brasil apresentam madeira cuja massa específica, a 15% de umidade, varia de 600 a 1.600 kg/m³ para o eucalipto, e de 400 a 520 kg/m³ para o pinus (VCP, 2004).

A composição química da madeira é de aproximadamente 50% de celulose 20% de hemicelulose (polioses), de 15% a 35% de lignina e de até 10% de constituintes menores. Quanto maior o teor de lignina e de extrativos na madeira menor será o rendimento em celulose e a qualidade do papel produzido (VCP, 2004).

O Brasil tem importância destacada na fabricação de celulose de fibra curta derivada do eucalipto, produto para o qual a industria nacional se destaca. O cultivo no de florestas plantadas no Brasil tem um ciclo médio de corte de 7 anos ,devido ao favorecimento das condições climáticas.

Em relação a outros Países o período de corte é em media de 12 a 15 anos para as florestas do sul dos EUA, e em torno de 20 a 40 anos para as florestas do norte dos EUA e dos Países escandinavos(Braskem,2004).

1.1 - Histórico

O nome papel deriva de uma planta aquática, denominada **Cyperus Papyrus**.

No Egito antigo produziu-se o papiro, primeiro material para a escrita do mundo, por junção de finas tiras dessa planta.



O primeiro testemunho histórico da existência do papel situa sua invenção na China, por volta do ano de 105 da era cristã. Durante o século VIII o uso do produto estendeu-se pela Ásia Central e no século XIV foi introduzido pelos árabes no continente europeu, onde a partir de então se instalaram fábricas para sua produção em numerosas regiões (BRACELPA, 2003).

O surgimento da imprensa, que permitiu aumentar a produção de cópias de livros, acelerou o desenvolvimento das técnicas utilizadas, e as matérias primas foram substituídas pela madeira e outras pastas vegetais.

A primeira máquina de fabricação de papel foi construída na França no final do século XVIII (BRACELPA, 2003).

A tabela 1.1 mostra a evolução histórica do desenvolvimento da indústria de pasta e papel. Essas invenções e protótipos foram a base da indústria de celulose e papel moderna.

Tabela 1.1 - Evolução histórica da indústria de papel e celulose

ANO	OCORRÊNCIAS
105 d.C.	A invenção do papel atribuída a T'sai Lun, na China.
1719	O naturalista francês Reaumur sugere o uso da madeira como matéria prima para o fabrico do papel.
1798	O francês Nicolas Louis Robert inventa uma máquina de produzir papel em folhas contínuas.
1803	Invenção da máquina de Fourdrinier na Inglaterra.
1807	Invenção da máquina de Donkin na Inglaterra.
1809	Invenção da máquina de cilindro por John Dickinson na Inglaterra.
1817	Introduzida a primeira máquina de cilindro na América.
1827	Introduzida a primeira máquina de Fourdrinier na América.
1840	Desenvolvido o método de polpação utilizando uma máquina que esmagava os pedaços de madeira pelo alemão Friedrich Keller.
1854	Primeira fábrica de pasta, usando o processo de soda na Inglaterra.
1867	Desenvolvido o método de polpação ao sulfito por Benjamin Tilghman.
1870	Primeira utilização comercial do processo de Friedrich Keller.
1874	Primeira utilização comercial do processo ao sulfito.
1884	Invenção do processo Kraft ou polpação ao sulfato pelo alemão Carl Dahl.

Fonte: (Silveira, 1990).

1.2 - Produção mundial de celulose e papel

A indústria de papel e celulose é caracterizada pelo alto grau de investimento e pela longa maturação. A escala de produção das fábricas de pastas celulósicas é em geral muita elevada. As empresas costumam integrar todas as etapas do processo

produtivo, atuando desde a exploração florestal até a comercialização de celulose ou de papel. Normalmente a localização da fábrica está ligada à concentração dos ativos florestais das empresas.

A produção mundial por produtores e consumidores de celulose teve um aumento muito significativo nos últimos anos.

A tabela 1.2 mostra os maiores produtores e consumidores de celulose em 2003 (em mil toneladas).

Tabela 1.2 - Maiores produtores e consumidores de celulose de 2003 (em mil ton)

PAÍS	PRODUÇÃO	CONSUMO APARENTE
Estados Unidos	57.002	58.153
Canadá	26.411	15.765
China	17.150	20.489
Finlândia	11.910	10.308
Japão	11.517	14.362
Suécia	11.399	8.747
Brasil	7.643	4.870
Rússia	5.782	4.327
Indonésia	4.089	3.342
França	2.469	4.342
TOTAL	155.372	144.705

Fonte: (BRACELPA, 2003).

Mais de sete milhões de toneladas de celulose foram produzidas no Brasil em 2003. O País figura como sétimo maior fabricante mundial de celulose, representando 4% do total. Produz-se no país dois tipos básicos de pastas: fibras curtas, que

representa 5,4 milhões de toneladas branqueadas, e fibra longa que representa 1,3 milhões de toneladas (BRACELPA, 2003).

A tabela 1.3 mostra os maiores produtores e consumidores de papel em 2003:

Tabela 1.3 - Maiores produtores e consumidores de papel – 2003 (em mil ton.)

PAÍS	PRODUÇÃO	CONSUMO APARENTE
1. Estados Unidos	85.495	92.355
2. Japão	31.828	31.736
3. China	30.900	36.277
4. Canadá	20.689	7.476
5. Alemanha	18.182	19.112
6. Finlândia	13.509	1.829
7. Suécia	10.786	2.494
8. França	9.991	11.376
9. Itália	9.000	10.942
10. Coreia do Sul	9.308	7.385
11. Brasil	7.172	6.774
TOTAL	239.688	220.982

Fonte: (BRACELPA, 2003).

Durante a década de 90, a produção mundial de papel cresceu 35%. Das 323 milhões de toneladas fabricadas em 2003, 62% estavam concentrados em seis países: Estados Unidos, Japão, China, Canadá, Alemanha e Finlândia, que também estão entre os principais consumidores. Produtores como a China e a Coreia do Sul, ganharam espaço no mercado mundial, principalmente com as embalagens necessárias aos

produtos fabricados (BRACELPA, 2003).1.3 - A produção brasileira de celulose e papel desempenho do setor em 2003

Em 2003, a produção brasileira de celulose alcançou 9 milhões de toneladas e a de papel 7,9 milhões de toneladas, registrando um crescimento sobre 2002 de 12.2% e 1,6%,respectivamente (BRACELPA, 2003).

Tabela 1.4 - Desempenho do setor de celulose e papel

CELULOSE	EM 1000 TONELADAS		
	2002	2003	var. %
Produção	8.021	9.000	12,2
Importação	373	380	1,9
Exportação	3.450	4.500	30,4
Consumo	4.944	4.880	-1,3
PAPEL	EM 1000 TONELADAS		
	2002	2003	var. %
Produção	7.774	7.900	1,6
Importação	560	500	-10,7
Exportação	1.455	1.650	13,4
Consumo	6.879	6.750	-1,9
Consumo per capita (kg/hab)	39,5	38,2	-1,3

Fonte: (BRACELPA, 2003).

1.4 - Consumo per capita

O consumo aparente nacional de papel em 2003, foi de 6,8 milhões de toneladas, com uma queda de 1,9% sobre 2002.

Este resultado indicou um consumo “per capita” anual de 38,2 kg/hab, inferior em 3,3% em relação aos 39,5 kg registrados em 2003 (REVISTA: FAE BUSINESS, 2003).

1.5 - Comércio exterior

Em 2003, o setor teve exportações da ordem de US\$ 3,1 bilhões, com superávit de cerca de US\$ 2,5 bilhões (tabela 1.5).

Tabela 1.5 - Balança comercial do setor de celulose e papel

Balança Comercial do Setor de Celulose e Papel		
	US\$ Milhões	
	2002	2003
EXPORTAÇÃO	2.056	3.100
.Celulose	1.161	2.100
.Papel	895	1.000
IMPORTAÇÃO	593	600
.Celulose	171	150
.Papel	422	450
SALDO	1.463	2.500
.Celulose	990	1.950
.Papel	473	550

Fonte: (BRACELPA, 2003).

Em 2003, os principais mercados para celulose foram a Europa com 44% das nossas exportações, seguida da Ásia com 28% e da América do Norte com 27%.

Para o papel, os principais mercados foi a América Latina com 43%, seguida da Europa com 21% e a América do Norte, com 18% .

A balança comercial do setor de celulose e papel no período de 1990 a 2003 demonstrou que o mercado exportou mais que importou (figura 1.1).

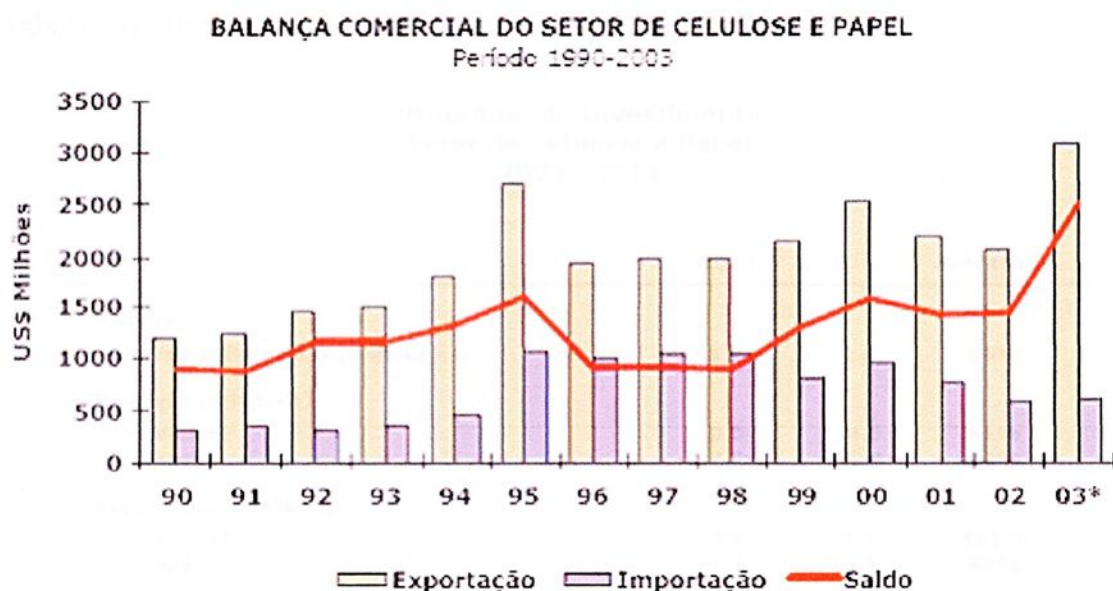


Figura 1.1 - Período de avaliação do ano de 1990 a 2003

Fonte: (BRACELPA, 2003).

1.6 - Programa de investimentos do setor de celulose e papel no período de 2003-2012

O setor de celulose e papel brasileiro apresenta um Programa de Investimento para o período de 2003 a 2012, no valor US\$ 14,4 bilhões, a fim de ampliar sua capacidade produtiva e assim aumentar as exportações e criar novas oportunidades de trabalho (tabela 1.6).

Nos últimos dez anos, nossas indústrias aplicaram US\$ 12 bilhões na ampliação de sua capacidade, o que possibilitou o setor triplicar suas exportações na última década, que em 1990 eram de pouco mais de US\$ 1 bilhão, chegando em 2003 a US\$ 3,1 bilhões (BRACELPA, 2003).

Tabela 1.6 - Programa de Investimento do Setor de Celulose e Papel

Programa de Investimento Setor de Celulose e Papel 2003 - 2012				
	2002	2012	Acréscimo	
Madeira				
- Área Reflorestada (Milhões ha)	1,4	2,6	86%	
Produção (Milhões t)				
- Celulose	6,0	14,5	81%	
- Papel	7,7	13,4	74%	
Exportação (Milhões t)				
- Celulose	3,5	7,4	111%	
- Papel	1,4	2,0	43%	
Exportação (US\$ bilhões)				
- Celulose/Papel	2,1	4,3	105%	
	Celulose	Papel	Madeira	TOTAL
Investimentos totais (US\$ bilhões)	7,3	5,2	1,9	14,4
Saldo Comercial (US\$ bilhões)	21,5	6,9	-	30,4
Geração adicional de impostos (R\$ bilhões em 2002) no complexo				7,1
Geração de novos empregos (Mil empregos) no complexo				60,7
Novos Projetos/Intenções de Investimento (US\$ bilhões)	7,4	2,2	1,6	11,2

Fonte: (BRACELPA, 2003).

Os principais pleitos para a viabilização do Programa de Investimento são sustentados pela expansão da base florestal, ampliação da capacidade com linhas de financiamento para a implantação de fábricas recicladoras de papel, e principalmente promover a competitividade, através da compatibilização das condições de financiamento das exportações de celulose com as condições vigentes no mercado internacional.

1.7 - Processo de fabricação da pasta celulósica

A madeira é a matéria-prima utilizada na fabricação da celulose, e é cortada em toras após atingir uma idade em torno de 7 anos. O transporte desde a floresta é feito por meio de caminhões e são descarregadas através de agarradeiras móveis que retiram as toras dos caminhões para serem colocadas nas mesas transportadoras e enviadas aos tambores descascadores, que retiram e separam as cascas esquema ilustrativo apresentado (figura 1.2).

As toras descascadas passam pelos picadores onde são reduzidos a pequenos fragmentos chamados cavacos, que passam pelas peneiras vibratórias, onde se separam as lascas e os finos, antes de entrarem nos digestores.

O processo de cozimento é o chamado Kraft ou sulfato (o mais utilizado), que consiste em tratar os cavacos com lixívia branca (que é uma mistura de soda cáustica e sulfeto de sódio), a uma temperatura de 170°C , por um tempo de 3 horas, a uma pressão de 4.2 bar.

O cozimento é interrompido quando se atinge a dissolução do maior grau possível de material não celulósico, composto principalmente de lignina e extrativos, preservando assim a qualidade e o rendimento de produção de celulose.

Nesta etapa a celulose passa por um processo de depuração, onde são separados os materiais não cozidos, como nós e palitos, bem como outras impurezas. O próximo passo é a lavagem, que separa da celulose os materiais orgânicos dissolvidos durante o processo de cozimento, juntamente com os inorgânicos. A lavagem consiste de vários estágios em sistema de contracorrente e circuito fechado, desenvolvidos em equipamento conhecido como mesa plana. A lixívia resultante do primeiro estágio, denominada lixívia preta (ou licor negro), é enviada à unidade de evaporação.

Em seguida a celulose passa pelo processo de pré-branqueamento, onde é submetida ao tratamento com oxigênio, em meio alcalino, num reator pressurizado, a uma temperatura de 95°C por, aproximadamente, 60 minutos. A lignina residual dissolvida é deslocada no processo de lavagem na segunda mesa plana, utilizando-se água quente e limpa no último estágio. A lixívia deslocada do primeiro estágio é



enviada ao chuveiro correspondente ao do último estágio e efetuada a lavagem da primeira mesa plana.

A celulose pré-branqueada é lavada e estocada, de onde pode ser enviada ao branqueamento, para máquinas de papel ou unidades de secagem.

1.7.1 - RECUPERAÇÃO DOS PRODUTOS QUÍMICOS

A recuperação dos produtos químicos é realizada em três etapas: evaporação, caldeira de recuperação e caustificação, uma vez que sua recuperação é muito importante por motivos econômicos e ambientais.

Na primeira etapa da evaporação, a água é evaporada para concentrar os sólidos, constituídos de álcalis e lignina, para possibilitar a queima da lixívia na caldeira de recuperação química.

Os produtos químicos obtidos nesse processo na queima na caldeira de recuperação, são dissolvidos em lixívia branca fraca ou água de processo, formando assim a lixívia verde, que é enviada a caustificação, processo este que efetiva a conversão da lixívia verde em lixívia branca reutilizável no processo de polpamento.

Completa-se assim o ciclo de álcalis, e o processo de branqueamento podem ser definidos como um tratamento físico-químico que tem por objetivo melhorar as propriedades da pasta celulósica a ele submetida.

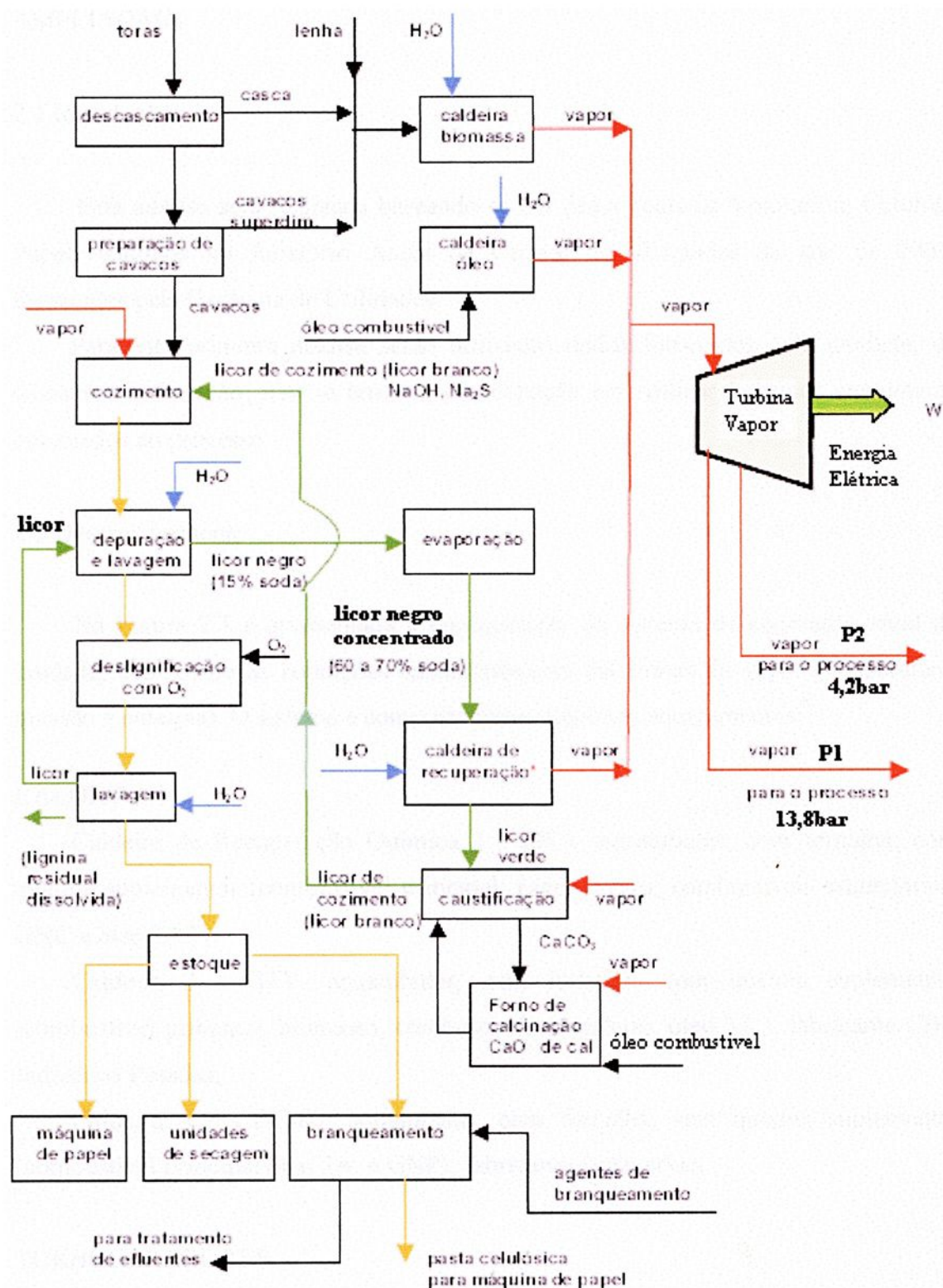
Algumas das propriedades relacionadas com este processo são: alvura, limpeza e pureza química. No branqueamento das pastas químicas, em que a maior parte da lignina foi removida previamente pelo processo de polpação, também devem ser ainda removidos os derivados de lignina, ainda remanescentes na pasta.

Após essa remoção são aplicados produtos químicos que modificam quimicamente as substâncias coloridas, descolorando-as. Os parâmetros usuais que medem a eficiência do branqueamento são as propriedades ópticas da pasta sendo estas, alvura, brancura, opacidade e estabilidade de alvura, relacionadas com a absorção ou reflexão da luz. Após isto a pasta celulósica esta pronta para ser bombeada para as máquinas de papel, ou para a extração de celulose.

A figura 1.2 ilustra o modo completo do processo Kraft.



Figura 1.2- Processo de fabricação Kraft



Fonte: (Votorantim Celulose e Papel, 2002).

CAPÍTULO 2 - Análise técnica e econômica do sistema de cogeração atual (SEM AMPLIAÇÃO)

2.1 Introdução

Esta análise será realizada baseando-se em dados reais da Votorantim Celulose Papel, contidos no Relatório Anual da Central de Utilidades do ano de 2001, fornecidos pela Gerência de Utilidades.

Para esta primeira análise serão utilizados dados fornecidos pela unidade, de Consumo e Geração, não se tendo a preocupação em realizar balanços energéticos associados ao processo.

2.2 Desenvolvimento

Na Figura 2.1 é apresentada a configuração do sistema de cogeração atual da unidade, bem como as condições termodinâmicas das linhas de vapor (temperatura, pressão e entalpia). O sistema é composto pelos seguintes equipamentos:

CALDEIRAS:

Caldeira de Recuperação Química 1 - CR-3; aquatubular; com fornalha; com queima suplementar (combustível principal: Licor Negro, combustíveis secundários: GNC e óleo 3A.).

Caldeira 2 - GTV: aquatubular, com fornalha, com queima suplementar (combustível principal: biomassa, combustível secundário: óleo 3A.); fabricante CBC Indústrias Pesadas;

Caldeira 3 - CBC-80: aquatubular, com fornalha; sem queima suplementar (combustível principal óleo 3A. e GNP); fabricante Gotaverken .

TURBOGERADORES:

TV-1 e TV-2: turbogeradores de contrapressão com 2 extrações controladas.



COLETORES:

Coletor 41: coletor de vapor (41 bar)

Coletor 85I: coletor de vapor (85 bar)

As extrações de vapor das turbinas são realizados a pressões de 13,8 bar e 4,2 bar, denominados assim, VUM (Vapor úmido de média) e VUB (vapor úmido de baixa), respectivamente.

2.3 Análise dos dados mensais de consumo e geração da unidade

2.3.1 Dados de produção

Na Tabela A.1, do anexo A, são apresentados os dados de produções mensais do ano de 2001 de Celulose Branqueada, Papel Off-set (Máquina J1), Papel Couché (Coater JC-2), Energia Elétrica (Importada e Gerada) e Produção de Vapor (Caldeiras CBC-80, GTV e CR-3).

Na Figura 2.2(a) é representado o comportamento médio da geração e importação de energia elétrica diária e na Figura 2.2(b) é representado o comportamento mensal de geração e importação de energia elétrica.

A geração de vapor e a energia térmica do vapor são apresentadas nas Figuras 2.3(a) e (b), 2.4(a) e (b) e 2.5(a) e (b), referentes às Caldeiras CBC-80, GTV e CR-3, respectivamente.

2.3.2 Dados de Consumo das Caldeiras

Os consumos mensais de combustíveis e de água de alimentação das caldeiras são apresentados na Tabela A.2, do anexo A.

2.3.3 Dados de Distribuição de Energia Elétrica e Vapor

A distribuição de Energia Elétrica para as diversas áreas do processo de produção de Celulose e Papel é apresentada na Tabela A.3, do anexo A. Na Tabela A.4, do anexo A, são apresentados os dados de consumo de vapor por setores de produção.



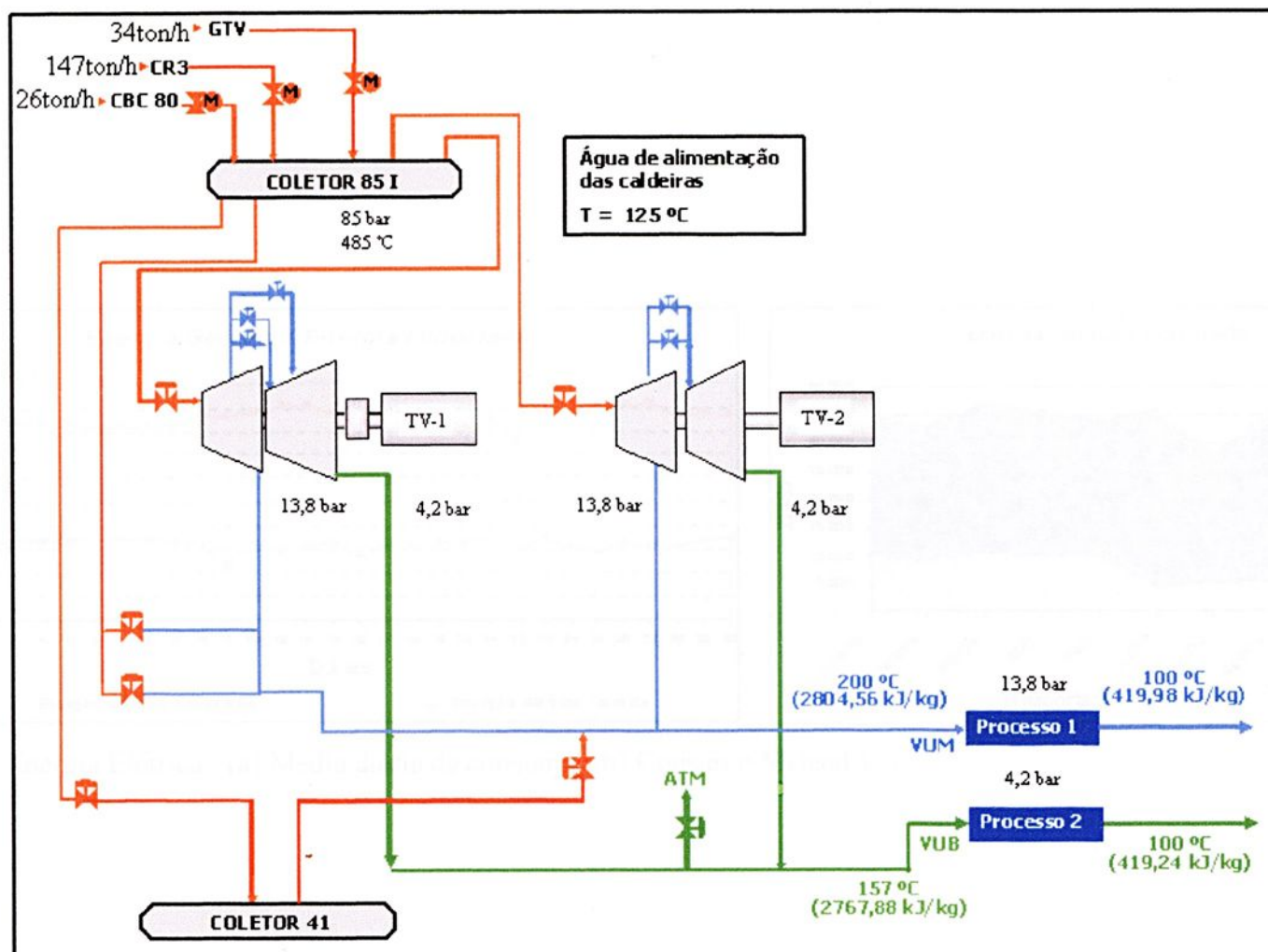


Figura 2.1 - Representação do Sistema de Cogeração(Fonte: VCP/Jacareí -2002)

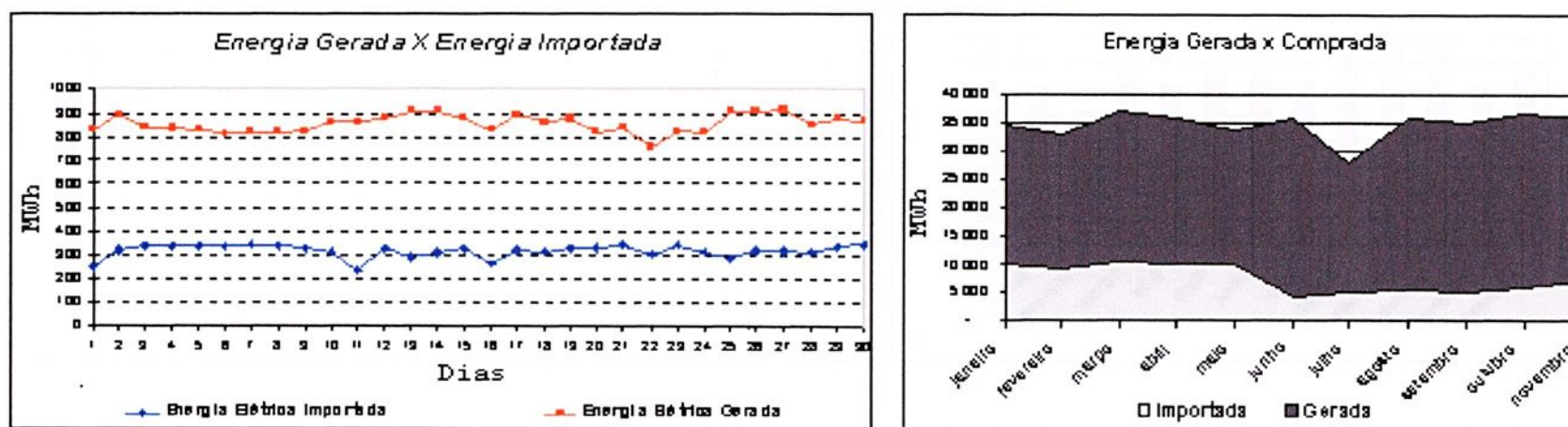


Figura 2.2 - Energia Elétrica - (a) Média diária de consumo (b) Consumo Mensal)

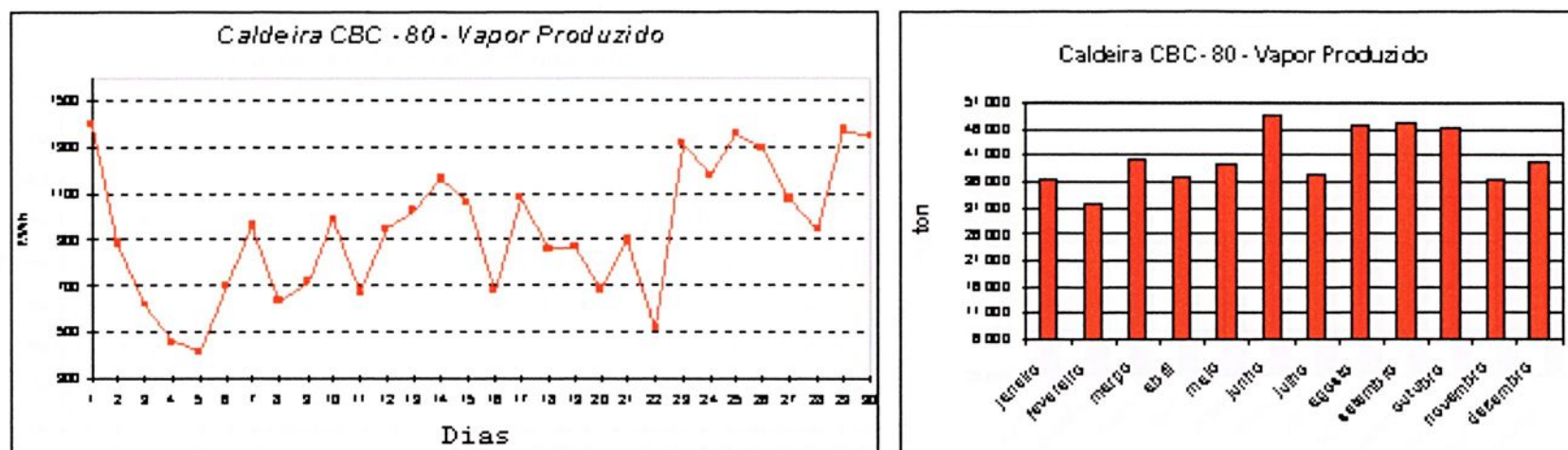


Figura 2.3 - (a) Geração-(CBC-80) - Produção de vapor diária (b) Produção de vapor mensal.

Fonte:[VCP/Jacareí (2002)]

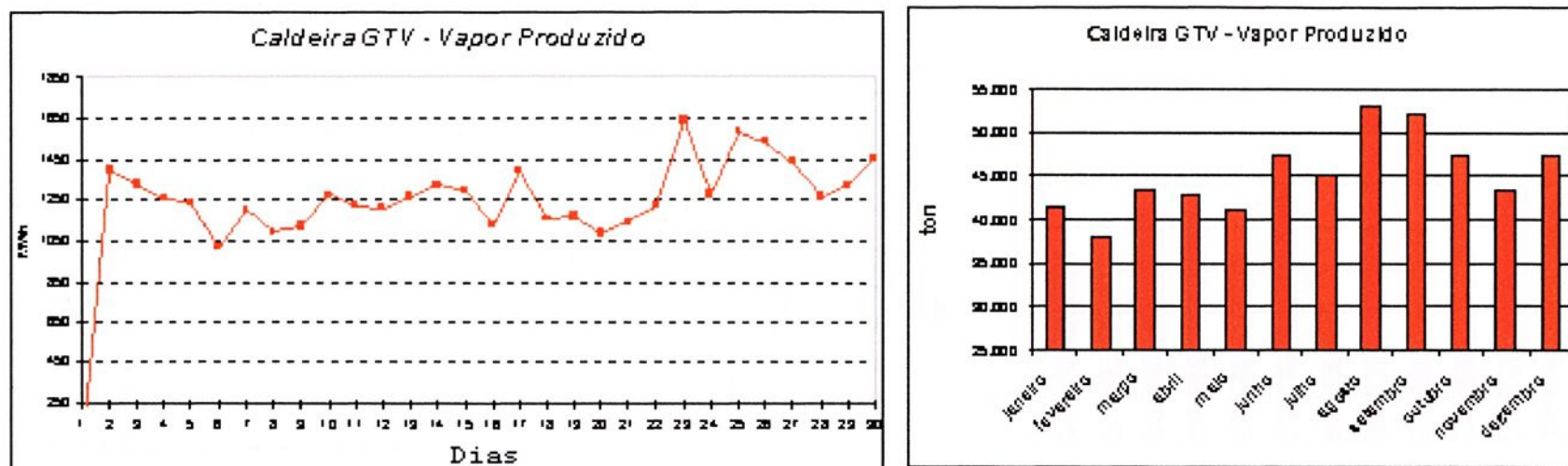


Figura 2.4 - (a) Geração -(Caldeira GTV)- Produção diária do vapor (b) Produção de vapor mensal.

[Fonte: VCP/Jacareí (2002)]

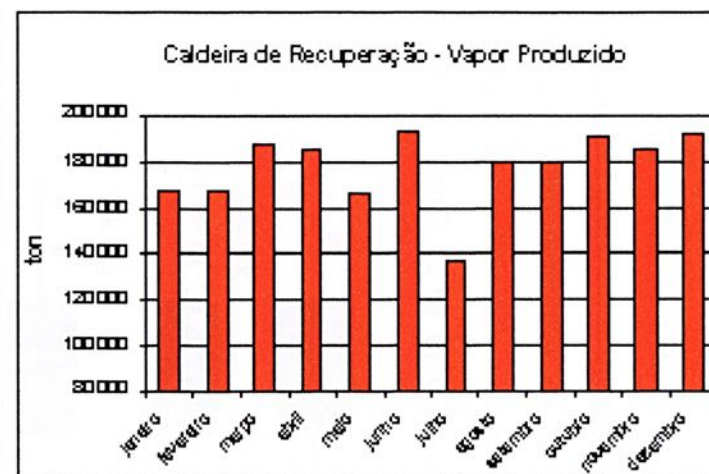
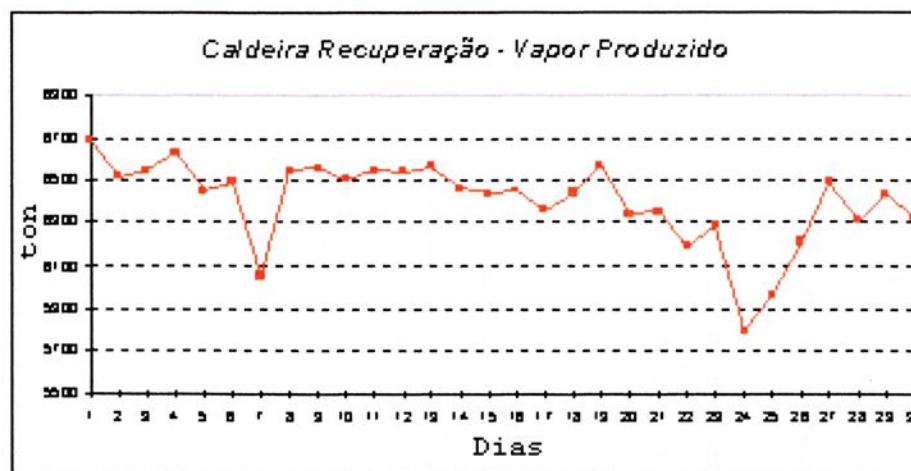


Figura 2.5 - (a) Geração - (Caldeira CR-3) - Energia média diária do vapor produzido

[Fonte: VCP/Jacareí (2002)]

(b) Produção de vapor mensal.

2.4 - Análise do rendimento da Planta de Cogeração

Antes de realizar a análise do sistema de Cogeração, é necessário conhecer os rendimentos das caldeiras, a fim de obter a eficiência da geração de calor. Desta forma, são apresentadas na Figura 2.6 as condições do vapor na saída de cada caldeira e também as condições termodinâmicas da água de alimentação. Além disto são fornecidos os consumos de combustíveis e de água de alimentação para cada caldeira, conforme apresentado no Item 2.3.2 na Tabela A.2., do anexo A.

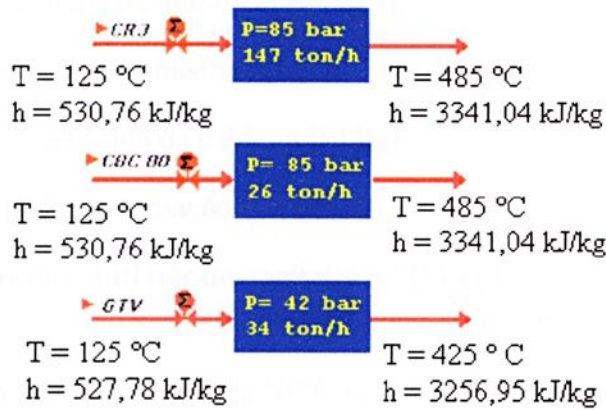


Figura 2.6 - Representação do fluxo de vapor nas Caldeiras. [Fonte: VCP/Jacareí]

A Tabela 2.5 apresenta os valores médios do Poder Calorífico Inferior dos insumos empregados nas caldeiras, valores estes recomendados pela Petrobrás, ANP e Votorantim.

Tabela 2.5 - Valores Médios do Poder Caloríficos Inferior dos Combustíveis

Combustível	Poder Calorífico [kJ/kg]
Óleo combustível (3A)	40.193
GNC- gás natural comprimido	30.144
GNP- gás natural petróleo	38.058
Licor Negro (lixívia)	11.040
Biomassa (casca/resíduo)	12.050

Fonte: Petrobrás (2002), ANP (2002), VCP (2002)



Para realizar a análise do rendimento das caldeiras, devemos obter a relação entre o calor transferido para água de alimentação e o calor fornecido pelo combustível, conforme é apresentado na equação abaixo:

$$\eta_{cald} = \frac{M_{al} \cdot (h_s - h_{al})}{\sum M_{comb} \cdot PCI_{comb.}} \quad (2.1)$$

Onde:

M_{al} : Vazão mássica da água de alimentação [kg/s];

M_{comb} : Vazão mássica do combustível [kg/s];

h_s : Entalpia do vapor na saída da caldeira [kJ/kg];

h_{al} : Entalpia da água de alimentação [kJ/kg];

PCI_{comb} : Poder Calorífico Inferior do combustível [kJ/kg].

De acordo com as informações da VCP as eficiências das caldeiras são :

$$\eta_{cald\ GTV} = 0,8495 = 84,95\%$$

$$\eta_{cald\ CR-3} = 0,78 = 78\%$$

$$\eta_{cald\ CBC-80} = 0,918 = 91,8\%$$

2.5 Análise dos rendimentos associados ao sistema de cogeração existente

Tendo como referência a equação proposta por Silveira (1990) e analisando a Figura 2.7, de acordo com a Primeira Lei da Termodinâmica, é possível determinar a quantidade de energia térmica consumida nos processos (E_c).

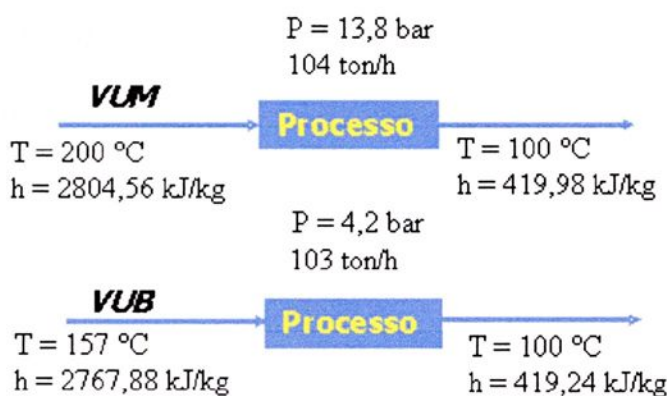


Figura 2.7 - Representação do fluxo de vapor utilizado nos processos

Fonte: (VCP/Jacareí)

Desta forma, o fluxo de vapor é obtido pela seguinte equação:

$$E_c = M_{VUM}(h_{1R} - h_{1LS}) + M_{VUB}(h_{2R} - h_{2LS}) \quad (2.2)$$

Onde:

M_{VUM} : vazão de vapor úmido de média [kg/s];

M_{VUB} : vazão de vapor úmido de baixa [kg/s];

h_{1R} : entalpia do vapor de média na entrada do processo 1 [kJ/kg];

h_{1LS} : entalpia do vapor de média na saída do processo 1 [kJ/kg];

h_{2R} : entalpia do vapor de baixa na entrada do processo 2 [kJ/kg];

h_{2LS} : entalpia do vapor de baixa na saída do processo 2 [kJ/kg];

De acordo com os valores apresentados na Figura 2.7, temos:

$$E_c = (104/3,6).(2804,56 - 419,98) + (103/3,6).(2767,8 - 419,24)$$

$$E_c = 136,09 \quad MW$$

As potências elétricas gerada pelas turbinas a vapor TV_1 e TV_2 são obtidas de acordo com a 1ª lei da termodinâmica.

Para a turbina a vapor TV_1 , temos:

$$m_1 h_1 = m_2 \cdot h_2 + m_3 \cdot h_3 + W_{EixoTV_1} \quad (2.3)$$

$$W_{EixoTV_1} = 28,44 \text{ MW}$$

$$\eta_G = \frac{E_{pTV_1}}{W_{EixoTV_1}} \quad (2.4)$$

$$\eta_G = 0,95 \%$$

$$E_{pTV_1} = 27,02 \text{ MW}$$

Para a turbina a vapor TV_2 , temos :

$$m \cdot h_{1*} = m \cdot h_4 + W_{EixoTV_2} \quad (2.5)$$

$$W_{EixoTV_2} = 4,24 \text{ MW}$$

$$\eta_G = \frac{E_{pTV_2}}{W_{EixoTV_2}} \quad (2.6)$$

$$\eta_G = 0,95 \%$$

$$E_{pTV_2} = 4,03 \text{ MW}$$

A potência total gerada é de:

$$E_p = 31,05 \text{ MW}$$

Com os valores de E_p e E_c , pode-se calcular o parâmetro β , que caracteriza o sistema de cogeração, pela seguinte relação:

$$\beta = \frac{E_p}{E_c} \quad (2.7)$$

Então:

$$\beta = \frac{31,05}{136,09} \Rightarrow \beta = 0,228$$

A eficiência ou rendimento global do sistema de cogeração é dado por:

$$\eta_G = \frac{E_P + E_C}{E_{\text{COMB}}} \quad (2.8)$$

Onde:

E_P : Potência elétrica produzida [MW];

E_C : Fluxo de calor consumido nos processos [MW];

E_{comb} : Potência suprida pelo combustível [kW].

A eficiência de geração de energia elétrica é dada pela seguinte equação:

$$\eta_{el} = \frac{E_P}{E_{\text{comb}}} \quad (2.9)$$

A eficiência da geração de calor é dada por

$$\eta_{et} = \frac{E_c}{E_{\text{comb}}} \quad (2.10)$$

O valor médio de E_{comb} pode ser dado pela seguinte equação:

$$E_{\text{comb}} = E_{\text{comb.CBC-80}} + E_{\text{comb.GTV}} + E_{\text{comb.CR-3}} \quad (2.11)$$

Onde:

$$E_{\text{comb.CBC-80}} = MV_{\text{óleo3A.CBC-80}} \cdot PCI_{\text{óleo3A}} \quad (2.12)$$

$$E_{\text{comb.GTV}} = MV_{\text{biomassa}} \cdot PCI_{\text{biomassa}} \quad (2.13)$$



$$E_{comb.CR-3} = MV_{lic.n} \cdot PCI_{lic.neg} \quad (2.14)$$

Substituindo os valores dos consumos de combustíveis das caldeiras, apresentados no Item 2.3.2, Tabela A.2, do anexo A, e os valores do poder calorífico dos combustíveis apresentados no item 2.4, Tabela 2.5, nas equações (2.12), (2.13) e (2.14), tem-se:

$$E_{comb.CBC-80} = 22,83 \text{ MW (óleo)} \Rightarrow$$

$$E_{comb.GTV} = 32,35 \text{ MW (biomassa)}$$

$$E_{comb.CR-3} = 152,22 \text{ MW (licor Negro)}$$

Desta forma, da equação (2.11), tem-se:

$$E_{comb} = 207,40 \text{ MW}$$

Substituindo os valores encontrados nas equações (2.8), (2.9) e (2.10), tem-se:

$$\eta_G = \frac{(31,05 + 136,09)}{207,40} = 0,81 = 81\%$$

$$\eta_{el} = \frac{31,05}{207,40} = 0,15 = 15\%$$

$$\eta_{et} = \frac{136,09}{207,40} = 0,66 = 66\%$$

2.6 Análise exergetica do sistema de cogeração da VCP (sem ampliação)

O método da análise exergetica, aplicado aos processos térmicos constitui-se de uma auxiliar poderoso do analista energético, no sentido de tentar melhorar a produtividade de determinado processo industrial. Neste trabalho aplica-se o método

em um sistema de cogeração aplicado numa planta industrial de papel e celulose, procurando diagnosticar e priorizar, em que parte do sistema, medidas efetivas de racionalização de energia trariam melhorias no processo como um todo.

O método da análise exergética consiste na aplicação da 2ª Lei da Termodinâmica para avaliação qualitativa das perdas do máximo trabalho disponível num determinado sistema térmico. Este tipo de avaliação tem assumido papel relevante nos métodos mais modernos de análise de sistemas térmicos de potência, sem, no entanto desprezar a análise de 1ª Lei da termodinâmica.

Neste trabalho, é suficiente considerar a exergia como sendo apenas a parcela referente ao equilíbrio termodinâmico.

$$Ex_i = m[(h_i - h_0) - T_0(s_i - s_0)] \quad (2.15)$$

onde:

E_p - Turb 1=26.211 [kW]

E_p - Turb 2= 3762 [kW]

Ex_i - Exergia total associada ao ponto i , [kW];

h_i - Entalpia específica do vapor no ponto i , [kJ/kg];

h_0 - Entalpia específica do vapor nas condições do ambiente de referência

$h_0=104,87$ [kJ/kg]

m - Fluxo de massa, [kg/s];

$Pr = 85$ bar (8,5 MPa)

s_0 - Entropia específica do vapor nas condições do ambiente de referência

$s_0=0,3673$ [kJ/kg.K]

s_i - Entropia específica do vapor no ponto i , [kJ/kg.K];

Temperatura -105°C

T_0 -Temperatura do ambiente de referência, [K].

A eficiência exergética ou de Segunda Lei (Eq.2.16), associada a cada componente da planta (ϵ), pode ser definida como sendo a razão entre a exergia de saída e a exergia de entrada no equipamento:

CARO LEITOR NÃO
RISQUE O LIVRO

FACULDADE DE ENGENHARIA
DE GUARATINGUETÁ

BIBLIOTECA

00627

$$\varepsilon = \frac{\text{Efeito_da_exergia_desejada}}{\text{Exergia_necessária_ao_processo}} \quad (2.16)$$

A eficiência racional (ψ) de Bosnjakovic:

$$\Psi = \frac{\sum E_{xs}}{\sum E_{xe}} \quad (2.17)$$

A irreversibilidade I , que corresponde à parcela degradada de trabalho útil disponível é calculada pela equação:

$$I = E_{xentrada} - E_{xsaida} \quad (2.18)$$

Para figura (2.8) que representa o sistema de cogeração, a análise exergetica será estimada para a exaustão dos gases utilizando – se a seguinte equação:

$$E_{xg} = mg.Cp[Tg - To - To.ln(Tg/To)] \quad (2.19)$$

Para o cálculo de exergia do combustível pode-se utilizar a seguinte equação:

$$Ex_{Comb} = M_{Comb} \times PCI_{Comb} \quad (2.20)$$

A fig. 2.8 mostra o sistema de cogeração típico de industria de papel e celulose, nas condições de pressão a 85 bar e temperatura de 480 °C.

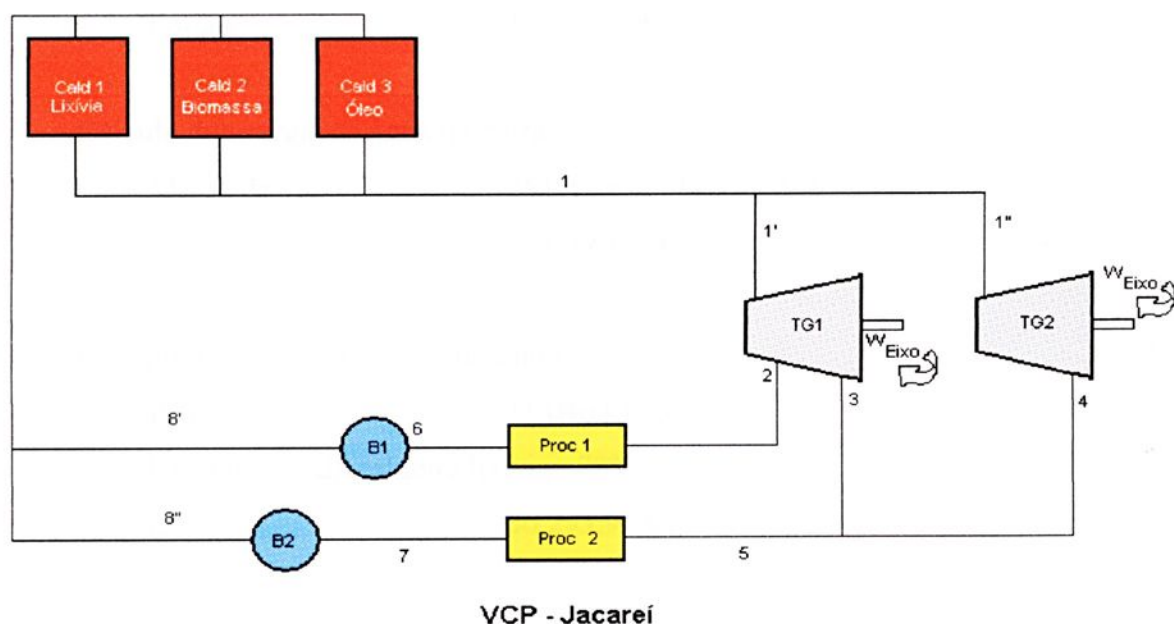


Figura 2.8 - Esquema do ciclo de cogeração para a análise exergetica

Fonte: (Votorantim Celulose e Papel, 2002).

Para o cálculo das exergias de entrada e saída de cada componente da planta foram fixadas as condições padrão de temperatura em 25°C e pressão igual a 1atm.

2.7 Balanço Exergético dos Componentes do Sistema de Cogeração

1. Caldeira de recuperação - CR3 - Lixívia

Quantidade de lixívia: 56.632 ton/mês (21,85 kg/s)

Cálculo da exergia dos gases

Vazão mássica de ar: 426,05 kg/s

Vazão mássica de gases: 447,90 kg/s

Cp: 1,6 kcal/kg.K

T_g: 155°C (428,15 K)

Exg 15.842,32 kW

Cálculo da exergia do combustível

PCI: 11.040 kJ/kg

Ex_{Comb}: 152.219,34 kW

Cálculo da exergia da água na entrada

Massa de vapor: 254,4 ton/h (40,83 kg/s)

Ex: 1.904,84 kW

Cálculo da exergia do vapor na saída

PCI lixívia: 11.040 kJ/kg

Rendimento da caldeira lixívia: 78%

Ex: 56.293,91 kW

2. Caldeira de biomassa

Quantidade de cascas: 7.270 ton/mês (2,80 kg/s)

Quantidade de resíduos: 15.850 ton/mês (6,11 kg/s)

Massa de ar:

Vazão mássica de ar: 54,69 kg/s

Vazão mássica de gás: 57,50 kg/s

Cálculo da exergia do gás

C_p: 1,6 kcal/kg.K

T_g: 155 °C (428,15 K)

Ex_g: 2.033,72 (kW)

Cálculo da exergia do combustível

PCI: 12.050 kJ/kg

Ex_{Comb}: 32.307,78 kW

Cálculo da exergia da água na entrada

Massa de vapor: 66,99 ton/h (9,44 kg/s)

Ex: 440,57 kW



Cálculo da exergia da água na saída

PCI cascas:	12.050 kJ/kg
PCI Resíduos:	9.970 kJ/kg
Rendimento caldeira biomassa:	85%
Ex:	13.020,36 kW

3. Caldeira a óleo

Quantidade de óleo:	18.714 ton/mês (7,22 kg/s)
---------------------	----------------------------

Cálculo da exergia dos gases

Massa de ar:	
Vazão mássica de ar:	140,79 (kg/s)
Vazão mássica de gás:	148,01 (kg/s)
Cp:	1,6 kcal/kg.K
Tg:	155 °C (428,15 K)
Exg:	5.235,08 kW

Cálculo da exergia do combustível (Entrada)

PCI:	40.193 kJ/kg
ExComb:	23.076,98 kW

Cálculo da exergia da água na entrada

Massa de vapor:	66,06 ton/h (7,22 kg/s)
Ex:	336,91 kW

Cálculo da exergia da água na saída

PCI óleo:	40.193 kJ/kg
Rendimento da caldeira:	91%
Ex:	9.956,75 kW

A tabela 2.6 mostra a exergia de cada ponto do ciclo apresentado na fig. 2.8.

Tabela 2.6 - Resultados da análise exergetica

	M _v	P	T	H	s	e _x	E _x
PONTOS	kg/s	MPa	°C	kJ/kg	kJ/kg K	kJ/kg	kW
1	57,50	8,5	485	3354	6,641	1.378,63	79.271,01
1'	50,27	8,5	485	3354	6,641	1.378,63	69.303,55
1''	7,22	8,5	485	3354	6,664	1.371,74	9.903,96
2	28,88	1,39	200	2804	6,502	870,07	25.127,60
3	21,38	0,42	157	2767	6,941	702,18	15.012,64
4	7,22	0,42	157	2767	6,941	702,18	5.069,75
5	28,61	0,42	157	2767	6,941	702,18	20.089,41
6	28,88	1,39	100	420	1,306	35,26	1.018,21
7	28,61	0,42	100	419	1,307	33,96	971,55
8'	28,88	8,5	105	446,3	1,356	46,65	1.347,23
8''	28,61	8,5	105	446,3	1,356	46,65	1.334,63

Equações para o cálculo da exergia da entrada, de saída, das irreversibilidades, da eficiência de 2ª lei e da eficiência racional para cada componente do sistema:

Turbina :

$$I = E_{xeT} - E_{xsT} \tag{2.21}$$

$$\varepsilon = \frac{E_p}{E_{xeT} - E_{xsT} + E_p} \tag{2.22}$$

$$\psi = \frac{E_{xsT}}{E_{xeT}} \tag{2.23}$$

Condensador :

$$I = \frac{E_{xb} - E_{xa}}{E_{x4} - E_{x7}} \quad (2.24)$$

$$\varepsilon = \frac{E_{xb} - E_{xa}}{E_{x4} - E_{x7}} \quad (2.25)$$

$$\psi = \frac{E_{xB3} + E_{xB}}{E_{xa} + E_{x3e}} \quad (2.26)$$

Bomba :

$$I = \frac{E_{x8n} - E_{xm}}{W_{elBn}} \quad (2.27)$$

$$\varepsilon = \frac{E_{x8n} - E_{xBn}}{W_{elBn}} \quad (2.28)$$

$$\psi = \frac{E_{xsBn}}{E_{xeBn}} \quad (2.29)$$

Caldeira :

$$I = E_{xsCaldn} - E_{xeCaldn} \quad (2.30)$$

$$\varepsilon = \frac{E_{xsn}}{E_{xen}} \quad (2.31)$$

$$\psi = \frac{E_{xCaldn} - E_{xeCaldn}}{E_{Combn}} \quad (2.32)$$

A tabela 2.7 mostra os resultados da análise exergética de cada componente da planta.

Tabela 2.7 - Balanço exergético dos componentes da planta

EQUIPAMENTOS	E_{xe}	E_{xs}	I	ϵ	ψ
Turbina 1	69.303,55	66.351,31	2.952,24	0,90	0,96
Turbina 2	9.903,96	8.831,75	1.072,21	0,78	0,89
Bomba 1	1.911,79	1.347,23	564,57	0,37	0,70
Bomba 2	1.890,44	1.334,63	555,81	0,40	0,71
Caldeira 1 (Lix)	154.124,18	72.136,23	81.987,94	0,47	0,36
Caldeira 2 (Bio)	32.748,35	15.054,08	17.694,27	0,46	0,39
Caldeira 3 (Óleo)	23.413,89	15.191,83	8.222,06	0,65	0,42

2.8 Diagrama de Grassman do sistema de cogeração

Uma forma típica de representação de balanços exergéticos é o diagrama de Grassman, neste diagrama a magnitude das perdas é proporcional a largura das faixas de fluxo exergético. Pode-se observar neste diagrama que as maiores perdas estão associadas a combustão, conclusão que seria mascarada por um balanço puramente entálpico, que apontaria a rejeição de calor no condensador como a perda preponderante.

É importante observar também, que existe uma perda exergética associada ao efeito da mistura de fluxos de água nas saídas das bombas, originando-se no diagrama de Grassman, o que denominamos de misturador/coletor, com a finalidade de visualização desta perda.

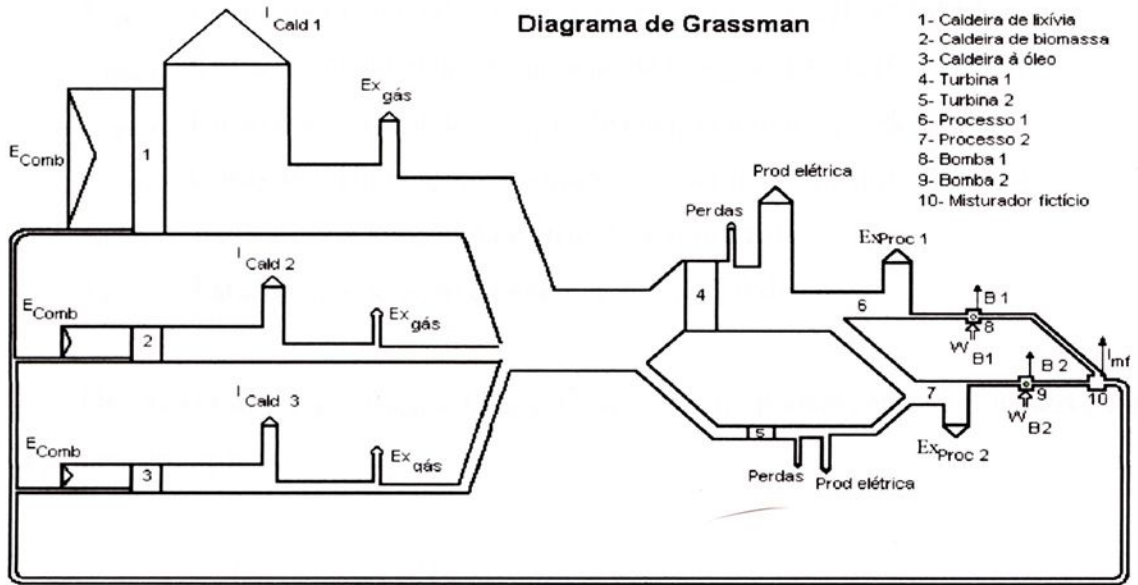


Figura 2.9 - Diagrama de Grassman para o sistema de cogeração da VCP.

2.9 Análise do custo da geração de energia elétrica e térmica associado ao sistema de cogeração existente

A análise econômica neste ponto ficará restrita a alocação somente do custo de geração de energia elétrica e térmica do sistema de cogeração, mediante os dados apresentados pela VCP (2002), não considerando o investimento do capital, tendo em vista que a planta atual já está amortizada.

Desta forma, de acordo com Silveira (1990), o custo de geração de energia elétrica e térmica em um sistema de cogeração, adaptado nas considerações acima, pode ser determinado pelas seguintes equações:

$$C_{el} = \frac{C_{comb}}{\eta_{el}} + C_{oper.el} \cdot f_{el} + C_{man.el} \cdot f_{el} \quad (2.33)$$

$$C_{et} = \frac{C_{comb}}{\eta_{et}} + C_{oper.et} \cdot f_{et} + C_{man.et} \cdot f_{et} \quad (2.34)$$

onde:

C_{comb} : Custo do combustível [US\$/kWh];

$C_{oper.el}$: Custo operacional da geração de energia elétrica [US\$/kWh];

$C_{man.el}$: Custo de manutenção da geração de energia elétrica [US\$/kWh];

$C_{oper.et}$: Custo operacional da geração de energia térmica [US\$/kWh];

$C_{man.et}$: Custo de manutenção da geração de energia térmica [US\$/kWh].

f_{el} : Fator de ponderação da eletricidade produzida;

f_{et} : Fator de ponderação da energia térmica produzida.

Os valores de $C_{oper.el}$, $C_{man.el}$, $C_{oper.et}$, $C_{man.et}$, f_{el} e f_{et} , podem ser determinados pelas seguintes equações:

$$C_{oper.el} = \frac{C_{oper.mensal} \cdot N_{oper}}{E_p \cdot H} \quad (2.35)$$

$$C_{man.el} = \frac{C_{man.mensal} \cdot N_{man}}{E_p \cdot H} \quad (2.36)$$

$$C_{oper.et} = \frac{C_{oper.mensal} \cdot N_{oper}}{E_c \cdot H} \quad (2.37)$$

$$C_{man.et} = \frac{C_{man.mensal} \cdot N_{man}}{E_c \cdot H} \quad (2.38)$$

$$f_{el} = \frac{E_p}{E_p + E_c} \quad (2.39)$$

$$f_{et} = \frac{E_c}{E_p + E_c} \quad (2.40)$$

onde:

$C_{oper.mensal}$: Custo operacional mensal [US\$/mês];

$C_{man.mensal}$: Custo de manutenção mensal [US\$/mês];

N_{oper} : Número de salários pagos no ano, considerando o 13º salário;

N_{man} : Número de meses de operação do sistema de cogeração em um ano;

H : Número de horas operação do sistema de cogeração em um ano [horas/ano].

De acordo com dados da VCP (2002), o custo operacional mensal ($C_{oper.mensal}$) e custo de manutenção mensal ($C_{man.mensal}$) são de US\$ 22.409,00 e US\$ 64.706,00, respectivamente. O número de horas de operação do sistema de cogeração é de 8472 horas/ano (353 dias).

Substituindo os valores nas equações (2.35) a (2.40), tem-se:

$$\begin{aligned} C_{oper.el} &= \frac{22409.13}{37890.8472} \Rightarrow C_{oper.el} = 0,0009 \quad \text{US\$/kWh} \\ C_{man.el} &= \frac{64706.12}{37890.8472} \Rightarrow C_{man.el} = 0,0024 \quad \text{US\$/kWh} \\ C_{oper.et} &= \frac{22409.13}{243670.8472} \Rightarrow C_{oper.et} = 0,0001 \quad \text{US\$/kWh} \\ C_{man.et} &= \frac{64706.12}{243670.8472} \Rightarrow C_{man.et} = 0,0003 \quad \text{US\$/kWh} \\ f_{el} &= \frac{37,89}{37,89 + 243,67} \Rightarrow f_{el} = 0,1346 \\ f_{et} &= \frac{243,67}{37,89 + 243,67} \Rightarrow f_{et} = 0,865 \end{aligned}$$

A Tabela 2.8, segundo ANP (2002), Petrobrás (2002) e Silveira (1990), apresenta os valores médios do preço dos insumos utilizados.

Tabela 2.8 - Preço Médio dos Combustíveis

Combustível	Preço [US\$/MWh]
Óleo combustível (3 A)	26,90
GNC - gás natural comprimido	16,75
GNP – gás natural petróleo	13,94
Licor Negro (lixívia)	0,0
Biomassa (casca / residuo)	7,41

[Fonte: ANP (2002), Petrobrás (2002), Silveira (1990)]



De acordo com Silveira (1990), o custo total com combustíveis pode ser dado pela seguinte relação:

$$C_{comb} = \frac{(P_{\text{óleo3A}} Pr_{\text{óleo3A}} + P_{\text{GNP}} Pr_{\text{GNP}} + P_{\text{GNC}} Pr_{\text{GNC}} + P_{\text{L.n}} Pr_{\text{L.n}} + P_{\text{biom}} Pr_{\text{biom}})}{P_{o,comb} + P_{\text{GNP}} + P_{\text{GNC}} + P_{\text{L.n}} + P_{\text{biom}}} \quad (2.41)$$

onde:

$P_{\text{óleo3A}}$: Consumo total de óleo combustível na caldeiras [t/h];

P_{GNP} : Consumo total de GNP nas caldeiras [t/h];

P_{GNC} : Consumo total de GNC nas caldeiras [t/h];

$P_{\text{L.n}}$: Consumo total de licor negro nas caldeiras [t/h];

P_{biom} : Consumo total de biomassa nas caldeiras [t/h];

De acordo com os dados apresentados no Item 2.3.2, Tabela A.2, do anexo A, os consumos de insumos nas caldeiras, são:

$$P_{\text{óleo3A}} = 6,299 \text{ [t/h];}$$

$$P_{\text{GNP}} = 1,224 \text{ [t/h];}$$

$$P_{\text{GNC}} = 0,315 \text{ [t/h];}$$

$$P_{\text{biom}} = 7,773 \text{ [t/h];}$$

$$P_{\text{L.n}} = 77,308 \text{ [t/h].}$$

Desta forma, da equação (2.41), tem-se:

$$C_{comb} = \frac{(6,299.26,9 + 1,224.13,94 + 0,315.16,75 + 7,773.7,41 + 77,308.0)}{6,299 + 1,224 + 0,315 + 7,773 + 77,308}$$

$$C_{comb} = 2,68 \text{ US$/MWh} = 0,00268 \text{ US$/kWh}$$

Desta forma, substituindo os valores encontrados nas equações (2.33) e (2.34), tem-se:



$$C_{el} = \frac{0,00268}{0,1035} + 0,0009.0,1346 + 0,0024.0,1346 \Rightarrow C_{el} = 0,0263 \text{ US\$/kWh}$$

$$C_{et} = \frac{0,00268}{0,6656} + 0,0001.0,865 + 0,0003.0,865 \Rightarrow C_{et} = 0,0044 \text{ US\$/kWh}$$

2.10 Comentários

Os valores dos parâmetros encontrados neste capítulo, tanto em nível energético como nos níveis exergético e econômico, se mostram coerentes, e de certo modo refletem a realidade dos sistemas de cogeração utilizando turbinas a vapor de contrapressão, sobretudo associado a indústria de papel celulose.

No próximo capítulo, tendo em vista uma previsão de aumento de produção na VCP, estaremos sugerindo uma ampliação do sistema de cogeração associado, incorporando uma turbina a vapor de condensação com duas extrações controladas ao processo.



CAPÍTULO 3 - ANÁLISE TÉCNICA E ECONÔMICA DA POSSIBILIDADE DE AMPLIAÇÃO DO SISTEMA DE COGERAÇÃO (INCORPORANDO A EXPANSÃO DA LINHA DE EXTRAÇÃO DE CELULOSE P-2000)

3.1 Introdução

A VCP unidade de Jacareí iniciou no começo do ano de 2002 um Projeto denominado P-2000. Este projeto visa expandir a linha de produção de Celulose para aproximadamente 2.000 TSA/dia, diante de uma produção atual de aproximadamente 850 TSA/dia. Este projeto (Figura 3.1), consiste na implantação e expansão de áreas como: Digestor, Linha de Fibra “C”, Evaporação, Caustificação, Pátio de Madeira, Forno de Cal, Estação de Tratamento de efluentes e de água, Máquina Extratora de Celulose JE-3, dentre outras áreas.

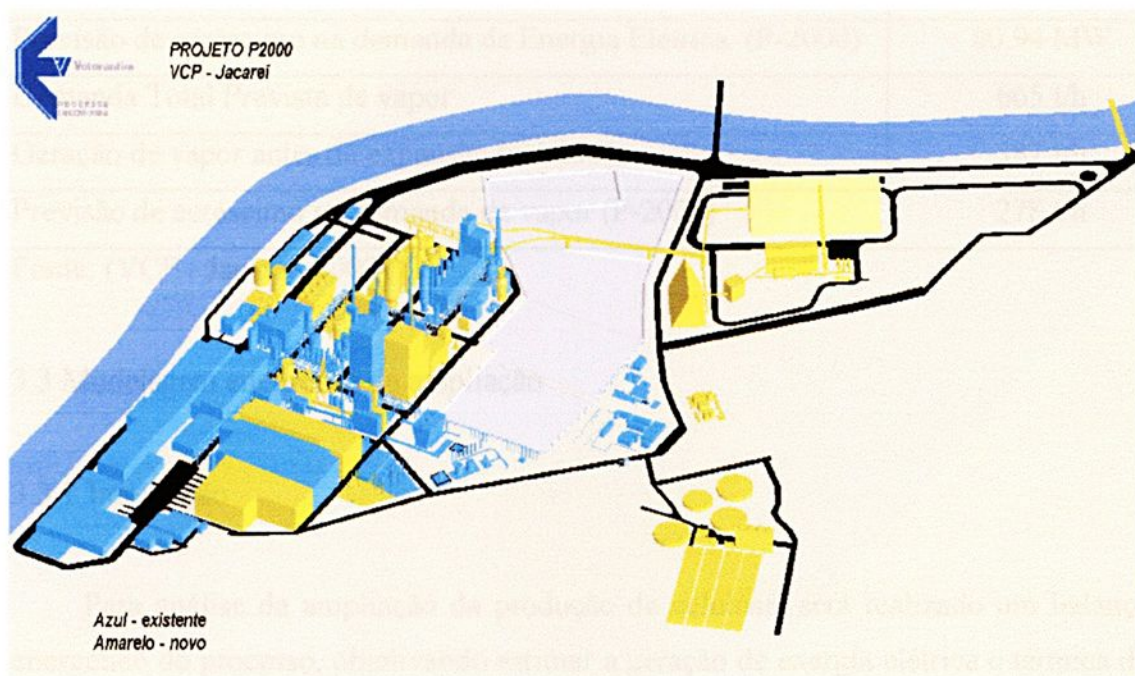


Figura 3.1 - Projeto P-2000, implantação de novas áreas. [Fonte: VCP-Jacareí ,2002]

Esta nova produção de Celulose deve ser obtida já no ano de 2004, pois todos os equipamentos já foram instalados e estão em fase de ajustes finais.

3.2 Previsão das demandas elétrica e térmica da unidade

Com a implantação deste Projeto, a previsão da nova demanda elétrica da fábrica será de 118,83 MW, e a demanda de vapor em torno 665 ton/h.

Na Tabela 3.1 são apresentados os valores de energia elétrica e térmica, antes e após o projeto de expansão, podendo verificar assim o acréscimo na demanda.

Tabela 3.1 - Quadro de Previsão de Demanda Elétrica e Térmica

Demanda Total Prevista de Energia Elétrica	118, 83 MW
Geração de Energia Elétrica antes da expansão (até2001)	37,89 MW
Previsão de acréscimo na demanda de Energia Elétrica (P-2000)	80,94 MW
Demanda Total Prevista de vapor	665 t/h
Geração de vapor antes da expansão (até 2001)	387 t/h
Previsão de acréscimo na demanda de vapor (P-2000)	278 t/h

Fonte: (VCP - Jacareí ,2002)

3.3 Modelagem energética da ampliação

3.3.1 Introdução

Para análise da ampliação da produção de celulose, será realizado um balanço energético do processo, objetivando estimar a geração de energia elétrica e térmica do processo em questão quando da associação de um novo sistema de cogeração. Através desta estimativa, será realizada a análise mais apurada do sistema de cogeração, onde posteriormente serão efetuadas análises exergética econômica da implantação.

As seguintes considerações foram feitas:

A análise será realizada somente visando atender o acréscimo na demanda de vapor (~ 278 ton/h), ou seja, a geração energia elétrica não é o fator predominante na análise, sendo considerada um subproduto da cogeração.

Inicialmente, a lixívia, a casca de madeira e os resíduos provenientes do descascador, serão utilizados como insumos energéticos para a geração de vapor nas caldeiras, salvo condição da necessidade de acréscimo de insumo energético para atendimento da demanda prevista; neste caso deverá se considerar o Gás Natural como combustível auxiliar a ser utilizado.

Não serão detalhados os processos consumidores de energia elétrica e térmica (vapor), somente as saídas e entradas principais para estes processos serão consideradas.

3.3.2 Desenvolvimento

As caldeiras a serem implantadas devem gerar aproximadamente 278 ton/h de vapor, nas condições de 85 bar e 480°C .

Para a análise do balanço energético nas caldeiras, será utilizado um volume de controle conforme apresentado na Figura 3.2, considerado os inputs e outputs no equipamento.

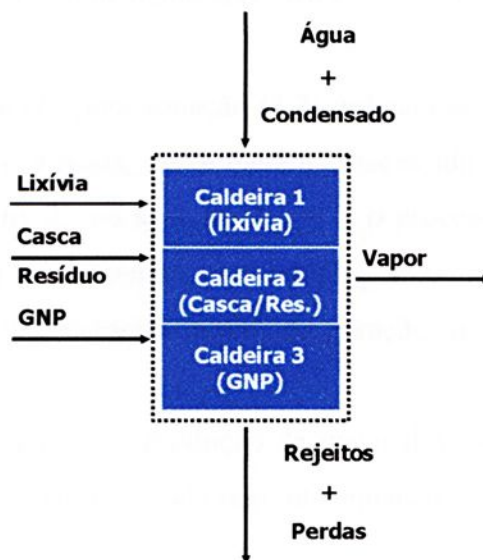


Figura 3.2 - Representação fictícia das caldeiras no volume de controle

3.3.3 Análise do Potencial de Produção na Ampliação da Unidade

Conforme considerado anteriormente, o atendimento da demanda de vapor é o ponto principal desta análise, desta forma os cálculos a seguir não serão realizados com base na demanda energia elétrica, mas sim objetivando o atendimento da demanda térmica, ou seja, operação em paridade térmica.

A produção de vapor obtida através dos insumos energéticos a serem considerados, pode ser dada pelas seguintes equações:

$$MV_{cald.1} = \frac{(P_{lix} \cdot PC_{lix} \cdot \eta_{cald.lix})}{(h_{1S} - h_{a1})} \quad (3.1)$$

$$MV_{cald.2} = \frac{(P_{casca} \cdot PC_{casca} + P_{resíduos} \cdot PC_{resíduos}) \eta_{cald.lix}}{(h_{2S} - h_{a1})} \quad (3.2)$$

Para verificarmos a disponibilidade total de vapor (D_{vap}) gerada pelos insumos produzidos, pode-se utilizar a seguinte equação:

$$D_{vap} = (\text{Acréscimo da demanda}) - (MV_{cald.1} + MV_{cald.2}) \quad (3.3)$$

O resultado encontrado pela equação (3.3) indicará se o processo de geração de vapor atende a demanda prevista, ou se haverá a necessidade de queima suplementar de gás natural da caldeira 3, ou seja, se $D_{vap} < 0$, o processo está balanceado não há necessidade de queima suplementar, mas se $D_{vap} > 0$, não há balanceamento no processo de produção, necessitando assim, de geração de vapor através de queima suplementar.

Se $D_{vap} > 0$, o acréscimo de produção de vapor deve ser obtido pela queima de GNP (VCP, 2002), e pode ser dado pela seguinte equação:

$$D_{\text{vap}} = MV_{\text{cald.3}} = \frac{M_{\text{GNP}} \cdot PCI_{\text{GNP}} \cdot \eta_{\text{cald.GNP}}}{(h_{3S} - h_{a.1})} \quad (3.4)$$

Desta forma, a vazão de vapor produzida pelas novas caldeiras na expansão da indústria, pode ser dado pela seguinte equação:

$$M_{\text{total.cald.}} = MV_{\text{cald.1}} + MV_{\text{cald.2}} + MV_{\text{cald.3}} \quad (3.5)$$

onde:

$MV_{\text{cald.1}}$: vapor produzido pela queima de lixívia [t/h];

$MV_{\text{cald.2}}$: vapores produzidos pela queima de cascas e resíduos [t/h];

$MV_{\text{cald.3}}$: vapor produzido pela queima de GNP [t/h];

$P_{\text{lix.}}$: produção de lixívia [t/h];

P_{casca} : produção de casca [t/h];

$P_{\text{resíduos}}$: produção de resíduos [t/h];

M_{GNP} : vazão em massa de GNP [t/h];

$PC_{\text{lix.}}$: poder calorífico da lixívia [kJ/kg];

PC_{casca} : poder calorífico da casca [kJ/kg];

$PC_{\text{resíduos}}$: poder calorífico do resíduo [kJ/kg];

PCI_{GNP} : poder calorífico inferior do GNP [kJ/kg];

$\eta_{\text{cald.1}}$: rendimento da caldeira de lixívia;

$\eta_{\text{cald.2}}$: rendimento da caldeira de casca e resíduos;

$\eta_{\text{cald.3}}$: rendimento da caldeira de GNP;

h_{1s} : Entalpia do vapor na saída da caldeira 1 [kJ/kg];

h_{2s} : Entalpia do vapor na saída da caldeira 2 [kJ/kg];

h_{3s} : Entalpia do vapor na saída da caldeira 3 [kJ/kg];

$h_{a.1}$: Entalpia da água de alimentação [kJ/kg];

Como já mencionado, a ampliação do setor de produção de celulose acarretará a geração de mais insumos como lixívia, cascas e resíduos. De acordo com Jorqueira

(1989) apud Silveira (1990), a relação entre a produção de celulose e a produção de lixívia pode ser dada pela seguinte relação:

$$\text{Prod}_{\text{lix}} = 1,0.\text{Prod}_{\text{celulose}} \quad (3.6)$$

onde:

Prod_{lix} : Produção diária de lixívia [t/dia];

$\text{Prod}_{\text{celulose}}$: Produção diária de celulose [t/dia].

Conforme Jorqueira (1989) apud Silveira (1990), uma fábrica com produção de celulose branqueada de eucalipto, gera aproximadamente 10 kg de cascas e 22 kg de resíduos por cada 34 kg de pasta celulósica produzida. Desta forma, podemos utilizar as seguintes relações para estimar a produção de cascas e resíduos:

$$\text{Prod}_{\text{casca}} = 0,29412.\text{Prod}_{\text{celulose}} \quad (3.7)$$

$$\text{Prod}_{\text{resíduo}} = 0,64706.\text{Prod}_{\text{celulose}} \quad (3.8)$$

onde:

$\text{Prod}_{\text{casca}}$: Produção diária de casca [t/dia];

$\text{Prod}_{\text{resíduo}}$: Produção diária de resíduos [t/dia].

Como a nova produção de celulose prevista é de 2.000 TSA/dia, ou seja, haverá um acréscimo de 1.150 TSA/dia. Desta forma, substituindo a produção prevista nas equações (3.6), (3.7) e (3.8), tem-se:

$$P_{\text{lix}} = 1,0.1150 \Rightarrow P_{\text{lix}} = 1150 \text{ t/dia}$$

$$P_{\text{casca}} = 0,29412.1150 \Rightarrow P_{\text{casca}} = 338,24 \text{ t/dia}$$

$$P_{\text{resíduos}} = 0,64706.1150 \Rightarrow P_{\text{resíduos}} = 744,12 \text{ t/dia}$$

Para efetuar os cálculos da produção de vapor gerados pela queima dos insumos, serão adotados os rendimentos das caldeiras calculados no Item 3.4, uma vez que as caldeiras GTV e CR-3, utilizam os mesmos tipos de combustíveis gerados na produção de celulose, ou seja, biomassa (casca e resíduos) e licor negro (lixívia).

$$\eta_{\text{cald.licor}} = \eta_{\text{cald.CR-3}} = 78 \%$$

$$\eta_{\text{cald.biomassa}} = \eta_{\text{cald.GTV}} = 84,95\%$$

Assumindo que a água de alimentação da caldeira apresenta a seguinte condição termodinâmica:

$$P_{\text{água alim.}} = 85 \text{ bar}; T_{\text{água alim.}} = 125^{\circ} \text{ C} \Rightarrow h_{\text{al}} = 523,35 \text{ kJ/kg}$$

Substituindo os valores correspondentes nas equações (3.1) e (3.2), tem-se que a estimativa de produção de vapor através da queima dos insumos gerados é de aproximadamente:

$$MV_{\text{cald.1}} = \frac{(119,73/24) \cdot 11,04 \times 10^3 \cdot 0,78}{(3341,04 - 523,35)} \Rightarrow MV_{\text{cald.1}} = 1146,7 \text{ t/h}$$

$$MV_{\text{cald.2}} = \frac{[(22,57/24) \cdot 9970 + (49,66/24) \cdot 12050] \cdot 0,85}{(3341,04 - 523,35)} \Rightarrow MV_{\text{cald.2}} = 155,1 \text{ t/h}$$

Analisando a produção de vapor (D_{ap}) pela Equação (3.3), tem-se:

$$D_{\text{ap}} = 278 - (146,7 + 155,1) \Rightarrow D_{\text{ap}} = -23,8 \text{ t/h}$$

Como $D_{\text{ap}} < 0$, o processo não necessita de queima suplementar de combustível (gás natural), pois a geração de insumos combustíveis é suficiente para o atendimento da demanda térmica de ampliação.

Assim sendo, é recomendáveis o uso de uma turbina a vapor de condensação com duas extrações, tendo em vista o excedente de vapor produzido pela queima dos combustíveis originados do processo de produção de celulose (lixívia casca e resíduos).

A configuração do sistema de Cogeração proposto é apresentada na Figura 3.3, conforme recomendação descrita acima.



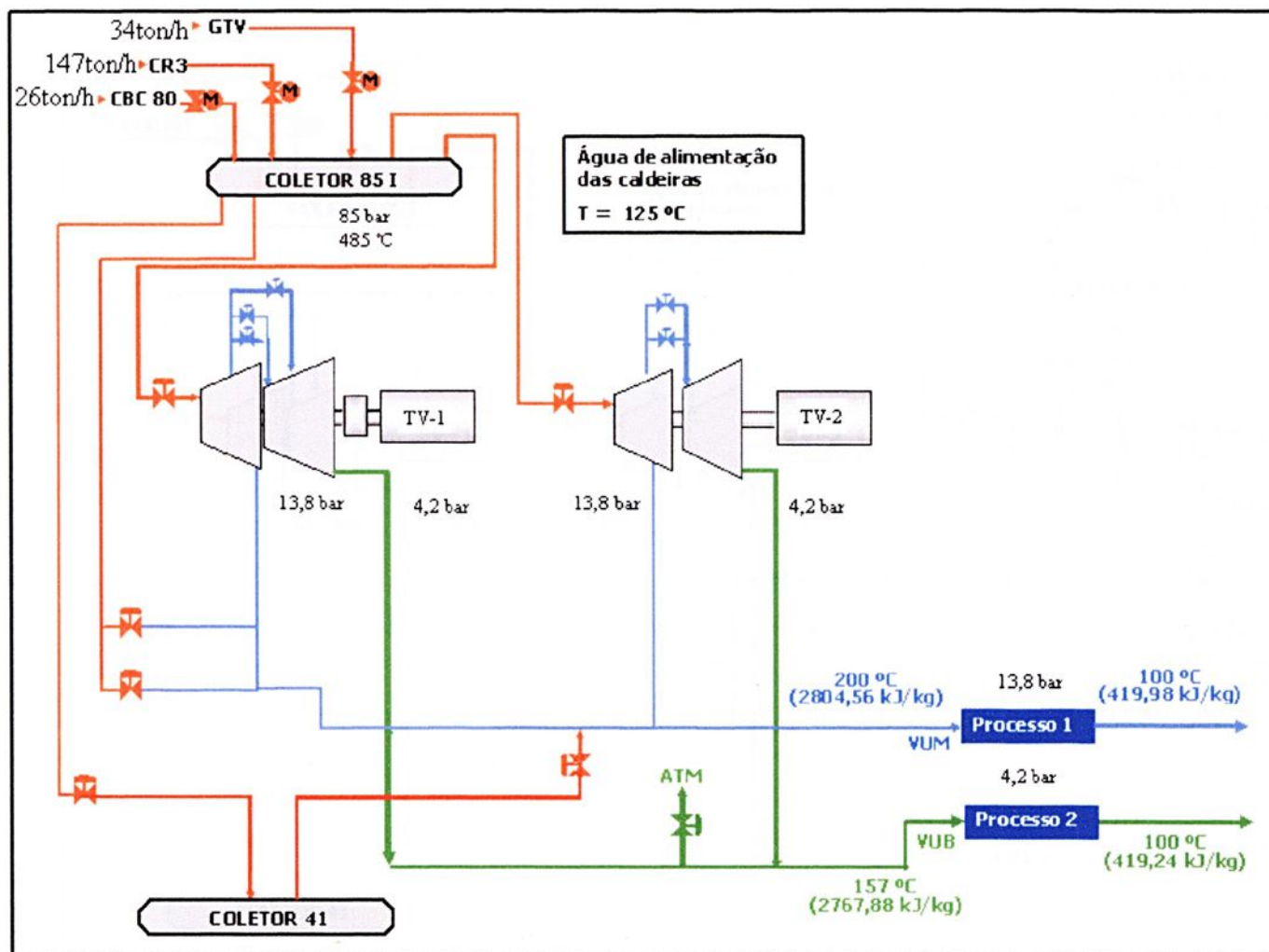


Figura 3.3 - (a) Representação do sistema de cogeração (sem ampliação)

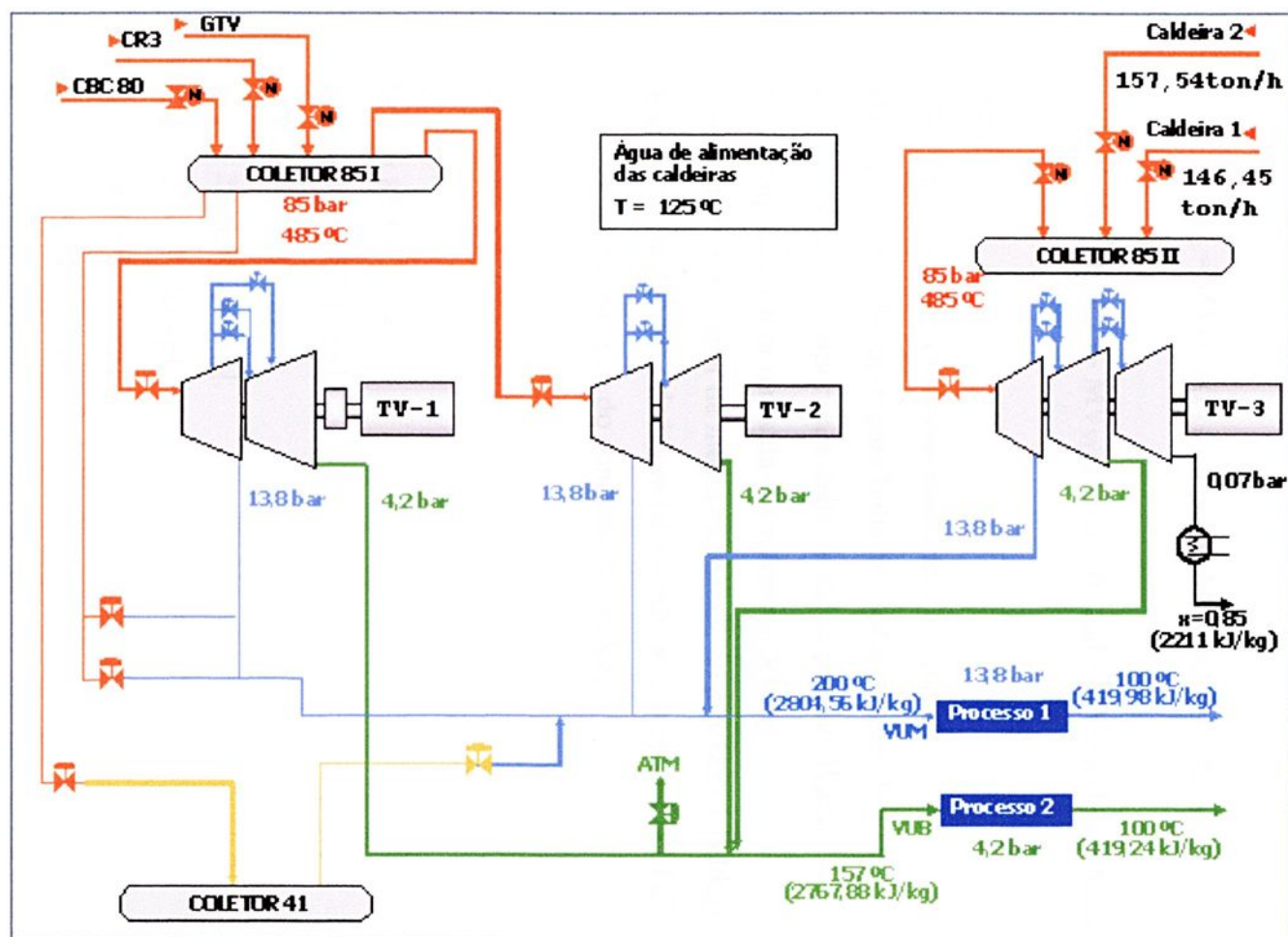


Figura 3.3 - (b) Representação do sistema de cogeração proposto (com ampliação)

3.4 Análise da ampliação do sistema de cogeração

Tomando novamente como referência às equações propostas por Silveira (1990), e analisando a Figura 3.4, pode-se determinar a quantidade de energia elétrica produzida (E_p) e a quantidade de energia térmica consumida nos processos (E_c), pelas seguintes equações:

$$E_c = MV_{VUM} \cdot (h_{1,R} - h_{1,LS}) + MV_{VUB} \cdot (h_{2,R} - h_{2,LS}) \quad (3.9)$$

$$E_p = MV_1 \cdot (h_1 - h_{a,cond}) - MV_{VUM} \cdot (h_{1,R} - h_{a,cond}) - MV_{VUB} \cdot (h_{2,R} - h_{a,cond}) \quad (3.10)$$

onde:

MV_1 : produção de vapor das caldeiras 1 e 2 [kg/s];

MV_{VUM} : vazão de vapor para linha de média pressão [kg/s];

MV_{VUB} : vazão de vapor para linha de baixa pressão [kg/s];

h_1 : entalpia do vapor na saída das caldeiras [kJ/kg];

$h_{1,R}$: entalpia do vapor de média na entrada do processo 1 [kJ/kg];

$h_{2,R}$: entalpia do vapor de baixa na entrada do processo 2 [kJ/kg];

$h_{a,cond}$: entalpia da água do condensado [kJ/kg];

Da Figura 3.4, tem-se que:

$$MV_1 = 83,83 \text{ [kg/s];}$$

$$MV_{VUM} = 33,33 \text{ [kg/s];}$$

$$MV_{VUB} = 43,89 \text{ [kg/s];}$$

$$h_{1,R} = 2804,56 \text{ [kJ/kg];}$$

$$h_{2,R} = 2767,8 \text{ [kJ/kg];}$$

$$h_{1,LS} = 419,98 \text{ [kJ/kg];}$$

$$h_{2,LS} = 419,24 \text{ [kJ/kg];}$$

$$h_{a,cond} = 2211 \text{ [kJ/kg].}$$

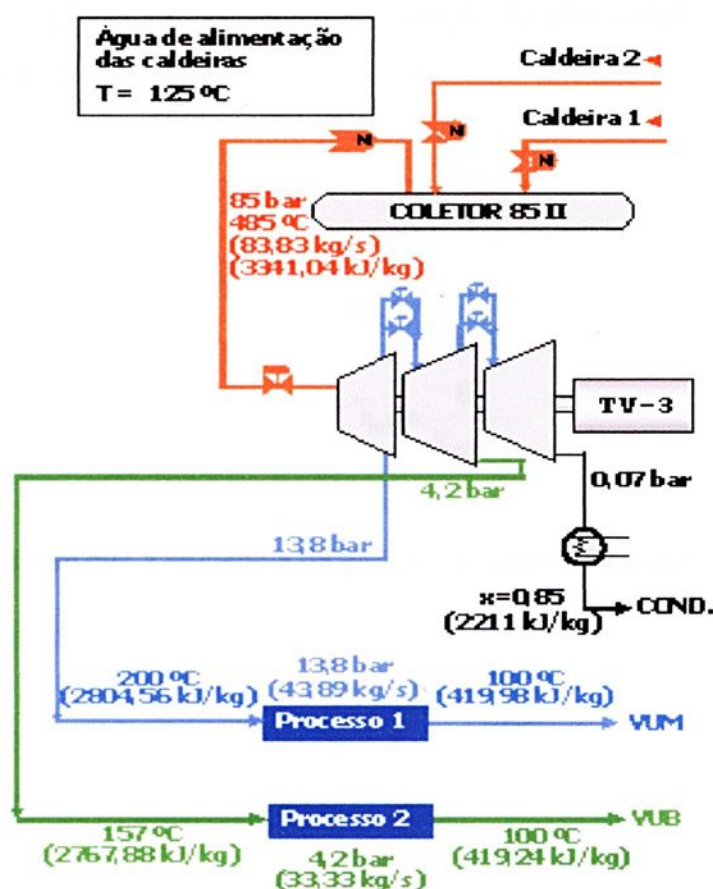


Figura 3.4 - Representação das linhas de vapor

Substituindo os valores acima nas equações (3.9) e (3.10), tem-se:

$$E_c = 33,33 \cdot (2804,56 - 419,98) + 43,89 \cdot (2767,8 - 419,24)$$

$$E_c = 182,56 \text{ MW}$$

$$E_p = 83,83 \cdot (3341,04 - 2211) + 43,89 \cdot (2804,56 - 2211) + 33,33 (2767,89 - 2211)$$

$$E_p = 50,12 \text{ MW}$$

De acordo ainda com Silveira (1990), para um sistema de cogeração que utiliza um turbogerador de condensação com duas extrações, os cálculos do coeficiente β , a

eficiência global e a eficiência de geração de eletricidade, podem ser determinadas pelas seguintes equações:

$$\beta = \frac{E_p}{E_c} \quad (3.11)$$

$$\eta_G = \frac{E_p + E_c}{E_{comb}} \quad (3.12)$$

$$\eta_{el} = \frac{E_p}{E_{comb}} \quad (3.13)$$

Tem-se que a eficiência da geração de calor é dada por:

$$\eta = \frac{E_c}{E_{comb}} \quad (3.14)$$

onde:

A energia suprida pelo combustível pode ser determinada pela seguinte relação:

$$E_{comb} = \sum m_i \cdot PCI_i \quad (3.15)$$

Substituindo os valores da vazão e poder calorífico inferior dos insumos (lixívia, casca e resíduos) tem-se:

$$E_{comb} = (48/3,6) \cdot 11040 + (14,1/3,6) \cdot 9970 + (31/3,6) \cdot 12050$$

$$E_{comb} = 290 \text{ MW}$$

Substituindo os valores encontrados nas equações (3.11), (3.12), (3.13) e (3.14) tem-se:

$$\beta = \frac{50,12}{182,56} \Rightarrow \beta = 0,275$$

$$\eta_G = \frac{50,12 + 182,56}{290} \Rightarrow \eta_G = 0,8023 = 80,23\%$$

$$\eta_{el} = \frac{50,12}{290} \Rightarrow \eta_{el} = 0,1728 = 17,28\%$$

$$\eta_{et} = \frac{182,56}{290} \Rightarrow \eta_{et} = 0,6295 = 62,95\%$$

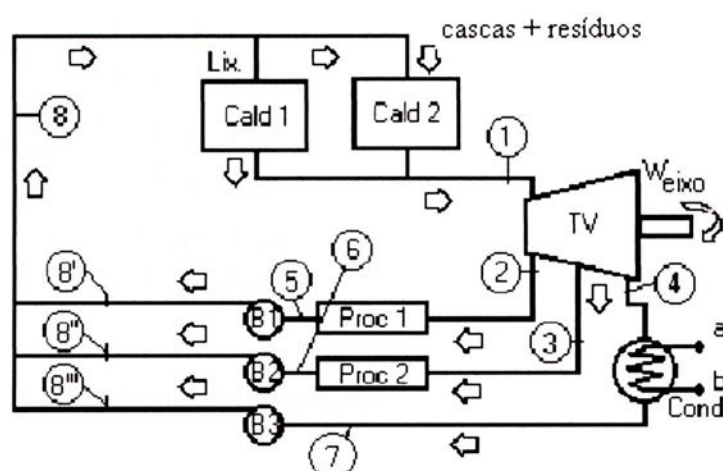
3.5 Análise exergetica de sistema de cogeração aplicado a indústria de papel e celulose (ampliada).

Neste estudo de caso, buscou-se apresentar os fundamentos da análise exergetica de forma aplicada, baseando-se em parâmetros operacionais da Votorantin Papel e Celulose – VCP, situada em Jacareí - SP, com uma sugestão de ampliação do sistema de cogeração, tendo em vista a expansão da produção para 2000 TSA/dia.

Os resultados são apresentados em forma de diagrama de Grassman, indicando que as perdas mais relevantes são as correspondentes à combustão, em coerência com os postulados da 2ª Lei da Termodinâmica.

3.6 O Sistema de Cogeração

A fig. 3.5 é mostra o sistema de cogeração típico de uma indústria de papel e celulose. No caso da VCP, a ampliação da produção de vapor no setor de caldeiras deve gerar aproximadamente 278 ton./h, A fig. 3.5 mostra o sistema de cogeração típico de industria de papel e celulose, nas condições de pressão a 85 bar e temperatura de 480 °C.



Fonte: (Votorantim Celulose Papel, 2002).

Figura 3.5 - Esquema do ciclo de cogeração para a análise exérgica

A tabela 3.2 apresenta as equações para a determinação da exergia associada a cada componente da planta.

Tabela 3.2 - Equações para o cálculo de exergia

Equipamento	E_x de entrada	E_x de saída
Turbina	$E_{xe} = \dot{m}_v \times [(h_2 - h_1) - T_0 \times (s_2 - s_1)]$	$E_{xs} = E_{x1e} + E_{x2e} + E_{x3e} + E_p$
Condensador	$E_{xe} = E_{x3e} + E_{xa}$	$E_{xs} = E_{xb3} + E_{xb}$
Bomba	$E_{xe} = E_{xBn} + W_{elBn}$	$E_{xs} = E_{x8n}$
Caldeira	$E_{xeCald,n} = E_{Comb,n} + E_{xAr,n}$	$E_{xsCald,n} = E_{xG,n} + E_{xVapor,n}$

Condensador:

$$E_x \text{ de entrada : } E_{xe} = E_{x3e} + E_{xa} \quad (3.16)$$

$$E_x \text{ de saída : } E_{xs} = E_{xb3} + E_{xb} \quad (3.17)$$

Irreversibilidade : $I = \frac{E_{xb} - E_{xa}}{E_{x4} - E_{x7}}$ (3.18)

Eficiência de 2ª Lei : $\varepsilon = \frac{E_{xb} - E_{xa}}{E_{x4} - E_{x7}}$ (3.19)

Eficiência racional: $\psi = \frac{E_{xB3} + E_{xB}}{E_{xa} + E_{x3e}}$ (3.20)

3.7 Comportamento do Sistema de Cogeração

A tabela 3.3 mostra os parâmetros termodinâmicos associados a cada ponto da Figura 3.5.

Tabela 3.3 - Parâmetros Termodinâmicos Associados

PONTOS	mv	P	T	H	s	ex	Ex
	kg/s	MPa	°C	kJ/Kg	kJ/kg k	kJ/kg	KW
1	83,83	8,5	485	3354	6,641	1378,63	115.570,25
2	43,89	1,39	200	2804	6,502	870,07	38.187,34
3	33,33	0,42	157	2767	6,941	702,18	23.403,70
4	6,61	0,007	72	2635	8,465	115,80	765,44
5	43,89	1,39	100	420	1,306	35,26	1.547,41
6	33,33	0,42	100	419	1,307	33,96	1.131,83
7	6,61	0,007	139	163,4	0,559	1,37	9,09
8	83,83	8,5	105	446,3	1,356	46,65	3.910,59
A	487,62	0,303	25	105,1	0,3673	0,23	112,15
B	487,62	0,303	33	138,6	0,4779	0,75	367,96
8'	43,89	8,5	105	446,3	1,356	46,65	2.047,43
8''	33,33	8,5	105	446,3	1,356	46,65	1.554,81
8'''	6,61	8,5	105	446,3	1,356	46,65	308,35

A Tabela 3.4 apresenta as equações para os cálculos das irreversibilidades, eficiência de 2ª Lei, eficiência racional. ?

Tabela 3.4 - Balanço exergético dos componentes da planta

EQUIPAMENTOS	Exe	Exs	I	ε	Ψ
Unidades	kW	kW	kW	-	-
Turbina	115.570,25	112.476,48	3.093,76	0,942	0,973
Condensador	877,60	377,05	500,55	0,338	0,430
Bomba 1	2.905,42	2.047,43	857,99	0,368	0,705
Bomba 2	2.202,32	1.554,81	647,50	0,395	0,706
Bomba 3	2.209,05	308,35	1.900,70	0,136	0,860
Caldeira 1 (lix)	156.307,00	63.982,77	92.324,23	0,409	0,306
Caldeira 2 (bio)	160.901,53	65.185,30	95.716,23	0,405	0,317

O balanço exergético foi feito para cada componente da planta, servindo para a construção do diagrama de Grassman. A partir da exergia dos combustíveis, considerado como sendo o seu próprio poder calorífico, foram calculadas as quantidades de degradação exergética, associadas as irreversibilidades e a geração de entropia.

A seguir é mostrado o balanço exergético para a caldeira de recuperação; para os demais componentes da planta a análise é análoga.

3.8 Balanço Exergético para a Caldeira De Recuperação

No caso da VCP, verificou-se que para cada tonelada de celulose produzida na planta industrial são originadas 1.150 toneladas de lixívia (licor preto) energeticamente disponível.

Este valor se situa entre os citados por Jorquera (1,0 ton. lix/TSA) e Aleuy (1,42 ton.lix/TSA).

- Custo de investimento, Período equivalente de utilização, Fator de anuidade, Custo de pessoal de operação e manutenção, dentre outros.

O custo de produção de energia elétrica depende do capital investido na implantação e operação (custos de projetos, obras civis, aquisição e instalação de equipamentos, custo do combustível, custo de operação e manutenção) mas no caso do sistema empregado turbina a vapor de condensação. A receita anual depende diretamente dos custos de geração de energia elétrica e térmica, bem como de outros fatores, tais como: potência elétrica, potência térmica requerida nos processos, período operação das plantas, preço da energia elétrica industrial (concessionária).

Para o sistema de cogeração a ser ampliado, o custo de produção de energia elétrica, o custo de produção de energia térmica e a receita anual esperada, podem ser determinados pelas seguintes equações:

$$C_{el} = \frac{[(I_{pl} - I_{cal}) \cdot f \cdot (1 + t)]}{(H \cdot E_p)} + \frac{C_{comb}}{\eta_{el}} \quad (3.21)$$

$$C_{et} = \frac{[(I_{pl}) \cdot f \cdot (1 + t)]}{(H \cdot E_c)} + \frac{C_{comb}}{\eta_{et}} - \frac{E_p \cdot C_{el}}{E_c} \quad (3.22)$$

$$R = E_p \cdot H \cdot (P_{el.concess} - C_{el}) + E_c \cdot H \cdot (C_{v,cv} - C_{et}) \quad (3.23)$$

onde:

I_{pl} : Custo de investimento do sistema de cogeração [US\$];

I_{cald} : Custo de investimento da caldeira [US\$];

C_{comb} : Custo do combustível [US\$/kWh];

f : Fator de anuidade[1/ano];

t : Custo de pessoal de operação e manutenção [%];

H : Período equivalente de utilização [h/ano].

$P_{el.concess}$: Preço da energia elétrica comprada da concessionária [US\$/kWh];

$C_{v,cv}$: Custo da geração de vapor por caldeira convencional [US\$/kWh].

O fator de anuidade é dado por:

$$f = \frac{[q^k \cdot (q - 1)]}{(q^k - 1)} \quad (3.24)$$

Com:

$$q = 1 + \frac{r}{100} \quad (3.25)$$

onde:

r: Taxa anual de juros [%];

k: Período de amortização (pay-back) (anos).

De acordo com Silveira et al. (1997), o custo de investimento na planta de cogeração, utilizando uma turbina de condensação, e o custo da caldeira, podem ser adotados como sendo:

$$I_{pl} = \text{US\$ } 90,920 \text{ milhões}$$

$$I_{cald} = \text{US\$ } 16,24 \text{ milhões}$$

De acordo com Silveira (1990), o custo de operação e manutenção (t), pode ser estimado como sendo 10% do valor do investimento ao ano ($t = 0,1$). Conforme apresentado no item 2.7 de acordo com Silveira (1990), o custo do combustível pode ser determinado pela seguinte equação:

$$C_{comb} = \frac{\text{Prod}_{lix} \cdot \text{Pr}_{lix} + \text{Prod}_{casca} \cdot \text{Pr}_{casca} + \text{Prod}_{resíduo} \cdot \text{Pr}_{resíduo}}{\text{Prod}_{lix} + \text{Prod}_{casca} + \text{Prod}_{resíduo}} \quad (3.26)$$

Conforme custos e produção dos insumos apresentados no Item 3.5 (Tabela 3.6) e no Item 4.3.2, da equação (3.27), tem-se:

$$C_{comb} = \frac{(48,0) + (14,10,7,41) + (31,0,7,41)}{48 + 14,10 + 31} \Rightarrow C_{comb} = 0,00359 \text{ US\$/kWh}$$

Para este estudo, serão determinados os custos de energia elétrica e do calor produzido em função das taxas anuais de juros (r).

As seguintes considerações serão efetuadas:

De acordo com a ANEEL (Agência Nacional de Energia Elétrica), o preço médio da energia elétrica industrial ($C_{el.concess.}$) na região sudeste é de US\$ 0,028 /kWh (ANEEL, 2002).

Será adotado um período equivalente de utilização (H) de 7200 h/ano.

Será utilizado um valor de 0,015 US\$/kWh para o custo de geração de vapor em caldeira convencional (Silveira.et al ,1997).

3.11 Resultados da Análise Econômica da Ampliação do Sistema de Cogeração

Custo da eletricidade produzida

Na Figura 3.7 é apresentado o comportamento do custo de eletricidade produzida em função da taxa anual de juros e do pay-back adotado.

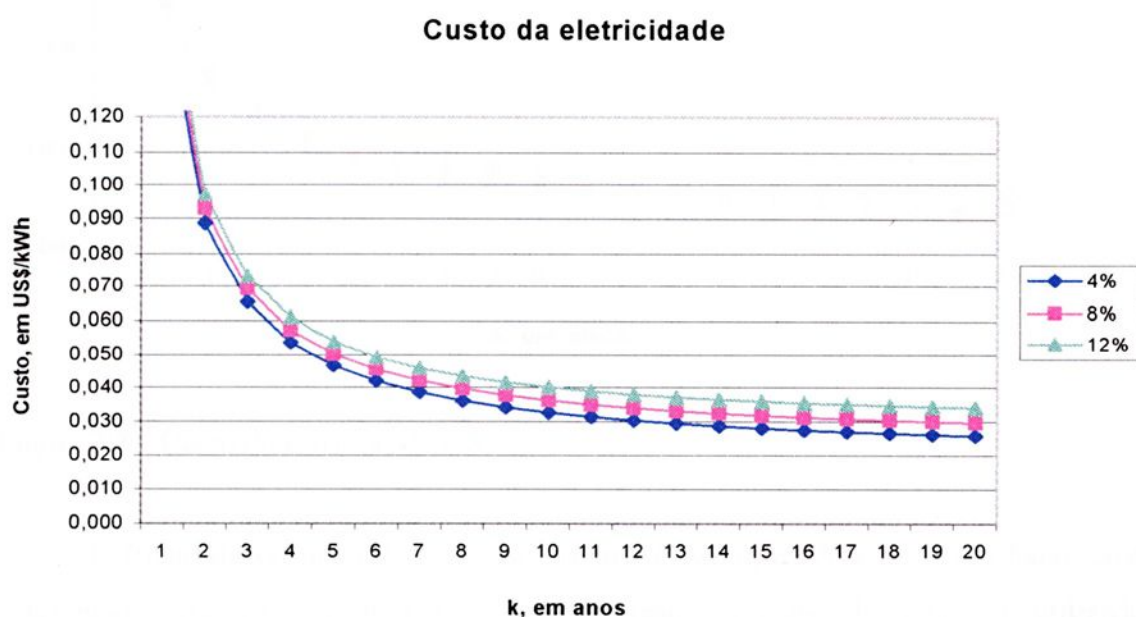


Figura 3.7 - Custo da eletricidade produzida

Uma maior taxa de juros implicam em maiores custos de produção de eletricidade, para menores períodos de amortizações de capital investido.

Custo do calor produzido

Na Figura 3.8, é apresentado o comportamento do custo do calor produzido em função da taxa anual de juros e do pay-back adotado.

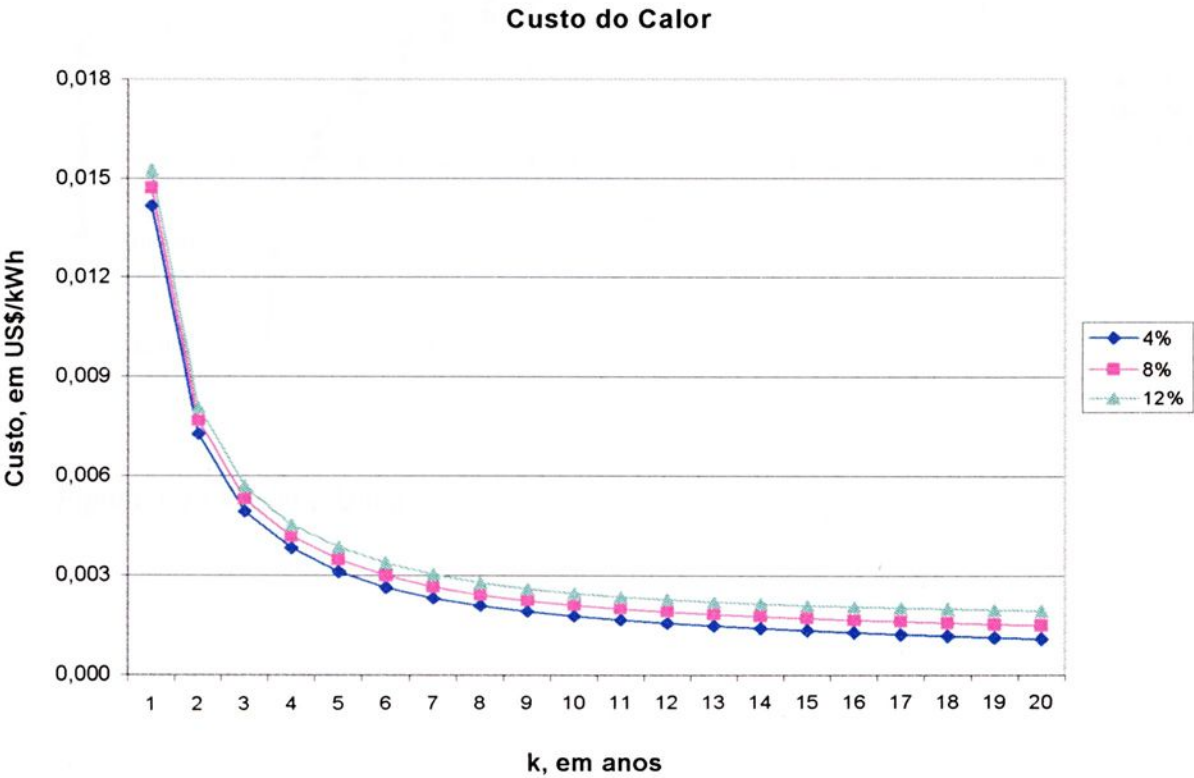


Figura 3.8 - Custo do calor produzido

O Custo de Geração de Calor no sistema é baixo, tendo em vista o baixo custo associado aos insumos energéticos (lixívia, resíduos/cascas de madeira), utilizados como combustíveis.

Receita anual

Na Figura 3.9, é apresentado o comportamento da Receita Anual do Sistema de Cogeração proposto, utilizando uma Turbina de Condensação com 2 extrações.

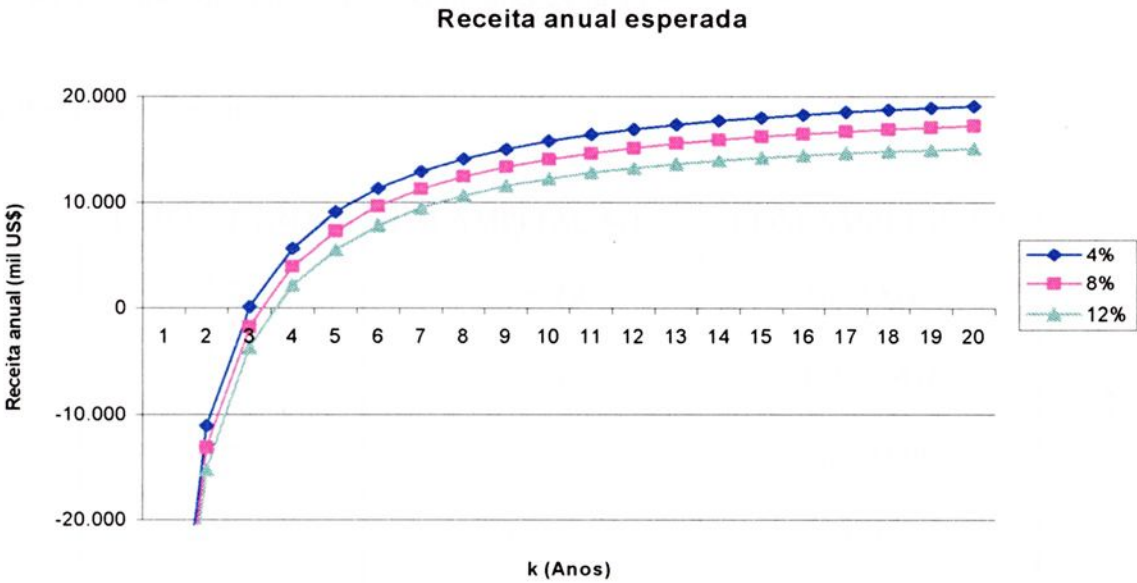


Figura 3.9 - Receita Anual

CAPÍTULO 4 – CONCLUSÕES

Na Tabela 4.1 são apresentados os resultados obtidos nas análises dos sistemas de cogeração atual e proposto, com a utilização de duas turbinas a vapor de contrapressão com duas extrações controladas para o sistema atual, e no proposto uma turbina a vapor de condensação com duas extrações.

Tabela 4.1 - Conclusões

PARÂMETROS	SEM AMPLIAÇÃO	COM AMPLIAÇÃO
E_P	31,05 MW	50,12 MW
E_C	136,09 MW	182,56 MW
E_{Comb}	207,40 MW	290,00 MW
β	0,228	0,275
η_G	81%	80%
η_{el}	15%	17%
η_{et}	66%	63%
C_{Comb}	0,00268 US\$/kWh	0,00359 US\$/kWh
C_{el}	0,0263 US\$/kWh	-----
C_{et}	0,0044 US\$/kWh	-----

Neste trabalho analisou-se Sistemas de Cogeração aplicados para uma indústria de papel e celulose, mostrando-se algumas características técnicas do funcionamento dos sistemas, bem como efetuando-se a análise econômica do sistema existente e o estudo da viabilidade da implantação de um novo sistema, diante de um acréscimo na demanda de energia elétricas e térmicas, associadas à expansão da linha de produção de celulose.

Foram realizadas análises termodinâmicas de um sistema de cogeração de uma indústria de papel e celulose antes e após uma ampliação, além das comparações entre os fluxos energéticos e exergéticos estimados. As análises mostram que as perdas de exergia na câmara de combustão da turbina a vapor e no forno da caldeira de recuperação são as mais significativas.

Antes da ampliação, o sistema incluía duas turbinas a vapor de contrapressão. A potência elétrica gerada era de 31,05 MW e a potência térmica, de 136,09 MW. Porém, a potência elétrica demandada pela planta era de 37,89 MW.

A ampliação expandiu a linha de produção de celulose com a instalação de um sistema de cogeração que inclui uma turbina a vapor de condensação com duas extrações cuja potência gerada é de 50,12 MW. O calor adicional gerado é de 182,56 MW.

O coeficiente β com a ampliação, aumentou de 0,228 para 0,275. Com a ampliação da planta, a eficiência exergética aumentou de 53,83% para 54,93% e a eficiência racional, de 46,84% para 51,87%.

Com a ampliação, não há a necessidade de compra de energia elétrica da rede, salvo em situações de emergência, pois as fontes de energia da planta asseguram o fornecimento da energia necessária à planta.

Este trabalho destaca uma análise econômica de ampliação de um sistema de cogeração numa indústria de papel e celulose onde são estudados a produção e consumo de eletricidade e calor e os custos de produção. A linha de produção de celulose foi ampliada de 850 TSA/dia para 2000 TSA/dia.

(O sistema, antes da ampliação, era composto por duas turbinas a vapor de contrapressão com duas extrações. A potência elétrica gerada era de 31,05 MW e o calor produzido era de 136,09 MW.)

O custo de geração de eletricidade antes da ampliação era de 0,0263 US\$/kWh e o custo de geração de calor, 0,0044 US\$/kWh. Estes custos apresentavam valores inferiores a tarifa de eletricidade fornecida pela concessionária (0,028 US\$/kWh) e ao custo da geração de calor por caldeiras convencionais (0,015 US\$/kWh).

Com a ampliação, é acrescentadas uma turbina a vapor de condensação com duas extrações. A potência elétrica adicionada é de 50,12 MW e o calor adicional produzido é de 182,82 MW.

Com esta e outras informações, foi avaliado o custo da eletricidade produzida. Foi estimado um pay-back de 3 a 4 anos com taxas de juros de 4% aa, tendo em vista o baixo valor associado aos insumos energéticos (lixívia, resíduos e cascas de madeira) utilizados como combustíveis originados durante o processo.

Desta forma, conclui-se que a cogeração tem se apresentado como sendo uma técnica viável como fonte geradora de energia elétrica e térmica, para a indústria de papel e celulose. Do ponto de vista econômico, a utilização de resíduos industriais como insumos energéticos utilizados nas caldeiras, tem-se mostrado como um fator predominante para a viabilidade econômica do sistema associado a indústria de papel e celulose.

Como sugestões para trabalhos futuros têm-se:

Aplicações de métodos de análise exergoeconômica ou termoeconômica nos sistemas de cogeração analisados.

Desenvolvimento de programas computacionais para a simulação de sistemas de cogeração associados à fabricação de papel e celulose, entre outras.



CAPÍTULO 5 - REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ANEEL. Agência nacional de Energia Elétrica. [on line]. Brasília, 2002. Disponível na World Wide Web: <URL: <http://www.aneel.gov.br>>

ANP. Agência Nacional do Petróleo. [on line]. Brasília, 2002. Disponível na World Wide Web: <URL: <http://www.anp.gov.br>>

ALEUY, OMAR H. – Sistema de recuperação do licor negro (Zanini-Huercanos) – O Papel – dez.1986.

BALDASSIM JUNIOR, RICARDO, "Análise de Sistemas de Cogeração aplicado a Votorantim Celulose e Papel S.A.", Monografia de Graduação em Engenharia Mecânica-Universidade Estadual Paulista, Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, 2002.97p.

BALESTIERI, J. A. P. Cogeração: geração combinada de eletricidade e calor. 1ª. Edição. Florianópolis: Editora da UFSC, 2002. 279p.

BEJAN, A, "Advanced engineering thermodynamics", John Wiley, New York, 1989.

BNDES. Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social. [on line]. Brasília, 2002. Disponível na World Wide Web: <URL: <http://www.bndes.gov.br>>

BRACELPA, -Artigos.[on line], disponível na World Wide Web : <URR: <http://www.bracelpa.org.br> > Mercado de Celulose e Papel-Revista FAE BUSINESS, n.1 - out.2003.



BRACELPA,-Artigos [on line], disponível na World Wide Web :
<URR: http://www.bracelpa.org.br/Bracelpa/estudantes_educadores/ Historia do
Papel no Mundo - out.2003.

BRACELPA,-Artigos [on line], disponível na World Wide Web: <URR:
[http://www.bracelpa.org.br/Bracelpa/Programa de Investimentos do Setor de
Celulose e Papel](http://www.bracelpa.org.br/Bracelpa/Programa%20de%20Investimentos%20do%20Setor%20de%20Celulose%20e%20Papel) [período de 2003 a 2012], - jan.2004.

BRASKEM. Artigos.[on line], 2004. Disponível na World Wide Web : <URR:
<http://www.braskem.com.br>>

CÉLULA DE PRODUÇÃO DE UTILIDADES – VCP. Relatório Anual da Célula
de Produção de Utilidades. Jacareí, 2002. Disponível na World Wide Web:
<URL: <http://www.vcp.com.br>>

COSTA, M. H. A. Análise da viabilidade de sistemas de cogeração com gás
natural. Guaratinguetá, 1997, 181p. Dissertação (Mestrado em Engenharia
Mecânica) – Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá – Universidade Estadual
Paulista.

GASNET. Artigos. [on line]. São Paulo, 2002. Disponível na World Wide Web:
<URL: <http://www.gasnet.com.br>.

LORA, E.E.S – GERAÇÃO TERMELÉTRICA – V.II – Planejamento, Projeto e
Operação (p.1265) – Editora Interciência - 2004.

HAUNREITER, K.200th anniversary of the paper machine-.Tappi Journal,
v.80,n.10,p.86-96,Oct.1998.<URL:<http://www.Google.com.br>> -08/10/2004.

JORQUERA, C. - Cogeração na indústria de papel e celulose – I Simpósio
brasileiro sobre cogeração de energia na indústria - Campinas - fev.de 1989.

PETROBRÁS. Petróleo Brasileiro S.A. [on line]. Rio de Janeiro, 2002. Disponível na World Wide Web: <URL: <http://www.petrobras.com.br>>;

RANT, Z., “Exergie, ein neues wort “, Forsch. Ing.Wes, Vol. 22, número 1, Berlin, 1956.

SANTOS, D. D. Análise de Sistema de cogeração aplicado a Aracruz Celulose S.A.. Guaratinguetá, 2001, 71p. Monografia (Graduação em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá – Universidade Estadual Paulista.

SILVEIRA, J. L; STOCCO, E. B. Análise da viabilidade técnica e econômica do emprego de turbina a vapor de condensação com extração para cogeração em uma indústria química, III Congresso Ibero-americano de Ingeniería de Mecânica. Havana, Cuba. Setembro de 1997.

SILVEIRA, J. L. Estudo de sistema de cogeração aplicado à fabricação de papel e celulose. Itajubá, 1990. 141p. Dissertação de Mestrado. Escola Federal de Engenharia de Itajubá – EFEI.

SILVEIRA, J.L. “Cogeração Disseminada para pequenos usuários: Estudos de casos para o setor terciário“, Tese de Doutorado, Faculdade de Engenharia Mecânica, UNICAMP-1994.

VCP. Votorantim Celulose e Papel S.A. [on line]. São Paulo, 2002. Disponível na World Wide Web: <URL: <http://www.vcp.com.br>.

WYLEN, G. J. V. Fundamentos da termodinâmica. 5ª. Edição, São Paulo: Editora Edgard Blücher Ltda, 2000. 537p.



Anexo A: Tabelas



Tabela A.1 - Produção mensal - 2001 (Relatório Anual da Célula de produção de utilidades)

	Unidade	Acumulado	Média	Jan/01	Fev/01	Mar/01	Abril/01	Mai/01	Jun/01	Julh/01	Agost/01	Set/01	Out/01	Nov/01	Dez/01
Celulose Branqueada	ADT	438.631	36.552,6	33.440	34.234	39.092	38.175	33.872	39.881	25.021	36.703	37.609	39.992	39.139	41.473
Produção J1	ton	104.600	8.717	8.837	8.317	8.789	9.209	8.135	8.558	7.271	8.968	9.314	8.655	9.189	9.360
Produção JC-2	ton	60.674	5.056	4.302	4.255	3.876	5.273	4.822	5.116	4.392	5.420	5.818	5.501	5.880	6.019
Energia Elétrica															
Importada	MWh	87.596	7.300	9.936	9.178	10.318	9.896	9.950	3.956	5.149	5.446	4.845	5.549	6.951	6.421
Gerada	MWh	327.380	27.282	24.194	23.596	26.630	25.828	23.774	31.490	22.700	29.991	29.852	31.001	28.528	29.797
Total	MWh	414.976	34.581	34.130	32.774	36.948	35.724	33.724	35.446	27.848	35.437	34.697	36.551	35.479	36.218
Caldeira CBC - 80															
Produção de Vapor	ton	487.749	40.646	36.877	31.699	40.033	37.134	39.238	48.581	37.395	46.783	47.129	46.230	36.726	39.923
Caldeira GTV															
Produção de Vapor	ton	543.618	45.301	41.490	37.953	43.398	42.954	41.263	47.432	45.384	53.121	52.146	47.477	43.530	47.470
Caldeira de Recuperação															
Produção de Vapor	ton	2.131.386	177.616	167.304	167.981	187.705	185.140	165.942	192.579	136.460	180.117	179.330	190.846	185.788	192.194
Produção de vapor Base Licor	ton	2.113.273	176.106	162.326	165.185	185.479	182.263	160.707	192.579	136.460	180.117	179.330	190.846	185.788	192.194
Produção Total de Vapor															
Produção de Vapor	ton	3.161.884	263.490	245.671	237.633	271.136	265.228	246.443	288.592	219.239	280.021	278.605	284.257	265.472	279.587

Fonte: (VCP/Jacareí -2002)



Tabela A.2 - Consumo mensal das caldeiras - 2001(Relatório Anual da Célula de Produção de Utilidades).

	Unidade	Acumulado	Média	Jan/01	Fev/01	Mar/01	Abril/01	Mai/01	Jun/01	Julh/01	Agost/01	Set/01	Out/01	Nov/01	Dez/01
CBC 80															
Óleo 3A	ton	28.302	3.144,6	3.056	2.633	3.202	3.090	3.275	4.012	3.108	3.560	2.365	-	-	-
Gás Natural	ton	10.376		-	-	-	-	-	-	-	-	1.034,56	4.670,76	2.335,380	2.335
Água de alimentação	m³	557.288	46.440,7	42.788	37.419	46.000	44.320	46.253	54.733	43.242	51.050	52.862	51.292	42.048	45.282
Rendimento	%		91,8	98	99	100	100	99	95	97	100	93	50	81	88
GTV															
Água Alimentação Caldeiras	m3	567.570	47.297,5	43.592	40.150	45.540	45.146	43.418	50.111	48.315	55.537	53.643	48.430	45.533	48.155
Óleo 3A	ton	19.388	1.615,7	1.306	1.160	1.295	1.199	1.241	2.014	1.795	1.775	2.389	2.844	1.113	1.256
Consumo de Biomassa	ton	87.240	7.270,0	7.394	6.860	7.969	8.220	7.552	6.317	6.574	8.996	6.247	3.010	8.741	9.361
Caldeira de Recuperação															
GNC Concentrado	kg	2.670.281	222.523,4	110.911	125.441	218.787	207.083	206.041	209.092	255.266	280.668	271.471	222.075	279.875	283.572
Licor Negro	ton	679.579	56.631,6	55.084	54.440	61.050	59.643	52.319	58.905	38.931	56.591	58.567	62.777	60.151	61.121
Óleo	ton	5.674	472,9	986	347,43	178	230	420	581	1.242	750	334	97	212	298
Água Alimentação	m³	2.172.220	181.018,3	171.616	169.644	187.216	187.740	169.094	194.340	136.624	185.679	189.087	196.357	189.918	194.905

Fonte: (VCP/Jacarei - 2002)

Tabela A.3 - Distribuição de energia elétrica - 2001 (Relatório Anual da Célula de Produção de Utilidades)

	Unidade	Acumulado	Média	Jan/01	Fev/01	Mar/01	Abril/01	Mai/01	Jun/01	Julh/01	Agost/01	Set/01	Out/01	Nov/01	Dez/01
Energia Elétrica															
Canteiro de Obras	MWh	278,1	23,2	33,1	28,3	39,9	36,0	18,8	8,0	7,1	10,8	55,2	11,7	13,0	16,1
Máquina de papel J1	MWh	43029,6	3585,8	3.876,8	3.429,8	3.914,7	3.698,8	3.739,4	3.458,6	3.050,9	3.571,4	3.458,6	3.571,3	3.554,7	3.704,5
Máquina de papel J2	MWh	36977,0	3081,4	3.163,9	2.835,0	3.223,1	3.184,3	3.261,9	3.031,5	2.598,2	3.050,6	3.110,5	3.217,4	3.104,7	3.196,0
Utilidades MT	MWh	53695,1	4474,6	4.516,1	4.289,2	4.756,8	4.612,6	4.195,2	4.695,6	4.099,7	4.688,7	4.619,2	4.644,7	4.310,9	4.266,5
Estação de tratamento de efluentes 2	MWh	6385,3	532,1	266,2	249,9	463,1	544,0	611,5	612,2	538,2	553,5	612,2	697,1	585,9	651,5
Preparo de Madeira	MWh	10768,9	897,4	906,7	845,2	952,0	938,6	900,6	960,3	718,7	920,3	995,2	882,6	874,1	874,9
Caldeira GTV	MWh	3394,4	282,9	259,6	266,6	304,7	259,5	255,8	259,9	259,3	286,5	290,6	247,0	399,2	305,8
Utilidades BT	MWh	33766,2	2813,9	2.893,2	2.724,3	3.107,0	2.922,0	2.737,3	2.895,6	2.598,3	2.906,8	2.791,9	2.707,9	2.664,5	2.817,4
Estação de tratamento de efluentes	MWh	6071,3	505,9	643,7	601,8	665,4	563,3	503,0	423,4	339,1	426,3	573,1	469,1	403,3	459,9
Branqueamento A	MWh	13605,9	1133,8	1.060,2	1.097,5	1.187,2	1.240,5	1.080,7	1.123,9	854,9	1.159,1	1.201,3	1.226,6	1.194,4	1.179,7
Lavagem A	MWh	18427,6	1535,6	1.473,7	1.457,4	1.648,2	1.710,4	1.455,1	1.486,5	1.174,3	1.543,1	1.597,5	1.628,8	1.658,4	1.594,3
Estação de tratamento de água	MWh	10339,9	861,7	958,5	897,5	958,8	930,3	849,5	800,7	734,5	841,6	812,3	907,4	814,4	834,3
PCC	MWh	2955,0	246,3	254,8	278,4	232,3	261,5	221,8	261,2	202,7	234,7	240,2	235,8	245,9	285,8
Caustificação	MWh	15924,2	1327,0	1.325,2	1.234,4	1.399,3	1.337,2	1.227,3	1.398,4	1.091,4	1.376,6	1.361,5	1.386,6	1.339,5	1.446,8
Máquina de extração de celulose JE2	MWh	48116,7	4009,7	3.996,2	3.831,0	4.295,9	4.221,5	3.886,6	4.190,2	3.085,9	4.048,9	3.892,0	4.236,9	4.127,9	4.303,7
Ozonio	MWh	25510,2	2125,9	1.921,7	1.564,7	2.396,4	2.266,5	2.103,6	2.373,5	1.524,0	2.120,3	2.223,3	2.398,8	2.280,2	2.337,3
Máquina de extração de celulose JE1	MWh	3195,4	266,3	210,4	314,8	257,0	255,7	258,0	265,3	207,0	331,6	264,8	282,6	282,1	266,1
Linha Fibra 2A	MWh	62281,2	5190,1	5.882,6	5.480,9	6.721,4	6.105,6	5.762,8	6.558,5	4.302,6	4.157,2	4.174,4	4.473,0	4.219,0	4.443,1
Linha Fibra 2B	MWh	22887,5	1907,3	511,9	721,7	683,0	1.109,8	1.072,4	1.135,3	1.313,3	3.144,8	3.181,1	3.376,9	3.268,9	3.368,3

Fonte: (VCP/Jacareí - 2002)

Tabela A.4 - Distribuição de vapor - 2001 (Relatório Anual da Célula de Produção de Utilidades).

	Unidade	Acumulado	Média	Jan/01	Fev/01	Mar/01	Abril/01	Maio/01	Jun/01	Julh/01	Agost/01	Set/01	Out/01	Nov/01	Dez/01
Vapor															
Vapor de Média para Maq. Papel J1/JC2	ton	335956,3	27996,4	29.177,2	28.529,9	29.367,2	30.010,7	28.678,6	28.002,0	24.405,0	27.252,4	27.904,5	27.207,4	27.318,3	28.103,2
Vapor Desaerador	ton	257710,1	21475,8	20.592,0	19.615,0	21.767,0	22.931,0	20.826,0	23.720,0	18.719,0	24.239,0	22.705,0	21.484,0	20.403,1	20.709,0
Vapor Branqueamento A	ton	139116,7	11593,1	7.008,2	9.070,9	7.877,2	12.238,1	9.606,8	8.275,0	8.329,4	9.066,4	14.119,2	21.111,1	17.786,7	14.627,6
Vapor Branqueamento B	ton	144822,0	12068,5	12.471,7	11.925,0	14.055,0	12.514,0	11.718,0	13.783,0	9.340,0	8.978,0	13.489,0	14.731,4	13.916,9	7.900,0
Vapor Média para Digestor Contínuo	ton	214075,1	17839,6	17.712,0	16.626,0	17.549,0	14.219,0	15.040,0	17.184,0	10.813,0	16.390,0	16.638,0	34.493,9	18.565,2	18.845,0
Vapor Baixa para Digestor Contínuo	ton	38575,0	3214,6	1.958,0	2.745,0	2.156,0	2.393,0	3.398,0	4.697,0	4.523,0	4.204,0	2.641,0	2.803,6	3.628,4	3.428,0
Vapor Máquina Extratora Celulose JE1	ton	86538,9	7211,6	5.858,0	5.964,0	9.316,0	6.627,0	6.800,0	7.060,0	5.037,0	9.192,0	6.452,0	9.038,5	8.527,5	6.667,0
Vapor Máquina Extratora Celulose JE2	ton	274984,9	22915,4	21.431,0	21.011,0	23.317,0	24.191,0	21.815,0	24.783,0	16.075,0	24.264,0	22.922,0	25.775,5	23.341,4	26.059,0
Vapor Cond. Bal+Blow Out	ton	139148,3	11595,7	8.863,0	9.435,0	14.119,0	11.002,0	6.653,0	21.519,0	14.185,0	19.103,0	16.517,0	11.550,6	3.561,7	2.640,0
Vapor De Extração Turbina TV-1	ton	764760,9	63730,1	62.490,0	61.251,0	67.187,0	64.450,0	58.224,0	70.671,0	48.589,0	62.943,0	64.559,0	67.594,1	63.923,8	72.879,0
Vapor De Contra Pressão TV-1	ton	663679,4	55306,6	57.751,0	57.906,0	62.467,0	61.172,0	56.125,0	61.184,0	46.230,0	61.208,0	56.021,0	56.946,2	54.786,2	31.883,0
Vapor Dessuperaquecedor	ton	31785,2	2648,8	3.426,0	2.946,0	2.759,0	2.518,0	2.800,0	2.658,0	3.059,0	2.510,0	2.175,0	1.954,2	2.341,0	2.639,0

Fonte: (VCP/Jacareí -2002)



