MOISÉS TELES DOS SANTOS

# ANÁLISE EXERGÉTICA DOS SISTEMAS TÉRMICOS EM UM PROCESSO DE PRODUÇÃO DE CELULOSE E PAPEL

Dissertação apresentada à Escola Politécnica da Universidade de São Paulo para obtenção do título de Mestre em Engenharia

São Paulo 2007 MOISÉS TELES DOS SANTOS

## ANÁLISE EXERGÉTICA DOS SISTEMAS TÉRMICOS EM UM PROCESSO DE PRODUÇÃO DE CELULOSE E PAPEL

Dissertação apresentada à Escola Politécnica da Universidade de São Paulo para obtenção do título de Mestre em Engenharia

Área de Concentração: Engenharia Química

Orientador: Prof. Dr. Song Won Park

São Paulo 2007

### FICHA CATALOGRÁFICA

Santos, Moisés Teles dos Análise exergética dos sistemas térmicos em um processo de produção de celulose e papel / M.T. dos Santos. -- São Paulo, 2007. p. Dissertação (Mestrado) - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. Departamento de Engenharia Química. 1.Entropia (Termodinâmica) 2.Indústria de celulose e papel 3 Cogeração de energia elétrica 4 Caldeiras 5 Turbinas a vapor

1.Entropia (Termodinâmica) 2.Indústria de celulose e papel 3.Cogeração de energia elétrica 4.Caldeiras 5.Turbinas a vapor I.Universidade de São Paulo. Escola Politécnica. Departamento de Engenharia Química II.t. SANTOS, MOISÉS TELES. **Análise Exergética dos Sistemas Térmicos em um Processo de Produção de Celulose e Papel.** São Paulo, 2007. (Mestrado). Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2007.

PÁGINA	LINHA	ONDE SE LÊ	LEIA-SE			
1	20ª	pinus	Pinus			
11	26ª	Quando uma parcela da energia elétrica ou térmica produzida é utilizada em sistemas de refrigeração	Quando o calor produzido é utilizado simultaneamente para fins de aquecimento, geração de eletricidade e refrigeração			
19	6ª	pinus	Pinus			
43	6ª	Kamyr e Esco	Digestor Contínuo 1 e Digestor Contínuo 2			
43	7ª	na produção de papéis de embalagem que são usados em diversas indústrias de alimentos	na produção de papéis de embalagem que serão convertidos e utilizados em diversas indústrias de alimentos			
44	23ª	smelt fundido	smelt			
51	17ª	Uma representação esquemática da caldeira é apresentada abaixo	Uma representação esquemática da caldeira é apresentada na Figura 3.3			
53	6ª	tipo de polpa	tipo de madeira			
63	3ª	K1,K2 ou K3	Diferentes números Kappa			
66	6ª	papel Duplex	cartão			
90	penúltima	Onde R das propriedades	Onde R depende das propriedades			
91	2ª	4.27	4.30			
94	11ª	(4.27) e (4.28)	(4.37) e (4.38)			
94	última	(4.37)	(4.40)			

## ERRATA

PÁGINA	LINHA	<b>ONDE</b>	LEIA-SE		
		SE LE			
102	18ª	Eq.5.4	$\dot{I}_{TOTAL} = \dot{m}_{co} \bar{b}_{co} + \dot{m}_{sop} \bar{b}_{sop} + \dot{m}_{aa} [(\bar{h}_{aa} - \bar{h}_{0}) - T_{0} (\bar{s}_{aa} - \bar{s}_{0})] - $		
			$\dot{m}_{vapTotal}[h_{vap} - h_0) - T_0(s_{vap} - s_0)] - \dot{m}_{perdas}b_{perdas}$		
104	Tabela	142,75	157.92		
104	5.4		157,82		
104	Tabela	157,82	140.75		
104	5.4		142,75		
		TG7			
106	Tabela	na	TCS		
100	5.6	última	108		
		linha			
112	14 <sup>a</sup>	4.27 e	5.12 e 5.13		
115		4.28			

Inclua-se nas Referências Bibliográficas:

SILVA, J. Análise Termoeconômica do Processo de Geração de Vapor e Potência do Segmento de Celulose e Papel. 2002. Dissertação (Mestrado) -Escola Federal de Engenharia de Itajubá, Itajubá, 2002.

A meu pai, pelo exemplo. A minha mãe, por tudo.

### AGRADECIMENTOS

Ao meu orientador Prof. Dr. Song Won Park, pela confiança em meu trabalho, pelo incentivo constante e por ter me proporcionado, com uma relação de trabalho, a oportunidade de uma nova amizade.

A KLABIN PAPÉIS MONTE ALEGRE, na figura de todos aqueles que direta ou indiretamente auxiliarem na elaboração do trabalho (coordenadores, operadores e pessoal do RH), pelo suporte, acesso a dados e principalmente por terem compartilhado conhecimentos operacionais enriquecedores, que só o convívio direto com a fábrica pode proporcionar.

Ao prof. Dr. Silvio de Oliveira Júnior do Departamento de Engenharia Mecânica da Escola Politécnica da USP, por ter, com suas aulas, despertado meu estímulo e interesse pela análise exergética.

A minha noiva Janaina Martins, por ter retribuído minha distância e isolamento com paciência e compreensão.

A todos os colegas de pós-graduação da USP: engenheiro(a)s Glauce, Juliana e Marcelo Peretti, pelo companheirismo e presença nos anos de Mestrado e eng.º Luiz Felipe Pelegrini, pela atenção, solicitude e sugestões.

A Deus, pela presença constante.

"Não é porque certas coisas são difíceis que não ousamos. É justamente porque não ousamos que tais coisas são difíceis." Sêneca (filósofo romano, 4 a.C – 65 d.C).

### **RESUMO**

Este trabalho apresenta uma avaliação comparativa de desempenho termodinâmico de sistemas térmicos em uma unidade industrial de fabricação de celulose e papel Kraft. Foram coletados dados de projeto e operação para o sistema atual de utilidades e de um novo sistema em fase de implantação. A análise exergética é utilizada como ferramenta de avaliação quantitativa e qualitativa para os principais componentes do sistema de cogeração de energia: caldeiras de força, caldeiras de recuperação química, turbinas e válvulas redutoras. Diferentes critérios de desempenho globais e relativos são determinados através de balanços simultâneos de energia e entropia (balanços exergéticos). As irreversibilidades ou entropia gerada nos sistemas são determinadas através da exergia destruída. Esta abordagem revela os principais pontos onde a energia é degradada em sua qualidade, indicando onde devem ser buscadas alternativas de otimização termoeconômica para um melhor aproveitamento dos recursos energéticos disponíveis.

Palavras-chave: Kraft. Exergia. Entropia. Energia.

### ABSTRACT

This work presents a comparative evaluation from thermodynamic performance view of thermal systems in a Kraft pulp and paper mill. The design information and the data of the industrial operation were collected for the current utility system and for the new system that has been buit. The exergy analysis is applied as the quantitative and qualitative evaluation tool for the main energy conversion systems: power boilers, chemical recovery boiler, turbines and throttling valves. Different global and relatives performance criteria are estimated by simultaneous energy and entropy balances (exergy balances). The irreversibility or generated entropy in the systems is determined by the destroyed exergy. This approach reveals the places where energy quality is mainly degraded and shows where alternatives for optimization must be sought for a better use of the available energetic resources.

Keywords: Kraft. Exergy. Entropy. Energy.

# LISTA DE FIGURAS

FIGURA 1.1 CONSUMO DE ENERGIA NO SETOR DE CELULOSE E PAPEL
FIGURA 1.2 PARTICIPAÇÃO NA GERAÇÃO DE ENERGIA ELÉTRICA INDUSTRIAL POR
SETOR
FIGURA 1.3 MATRIZ ENERGÉTICA DO SETOR DE PAPEL E CELULOSE. PARTICIPAÇÃO DA
AUTOGERAÇÃO NO CONSUMO. FONTE: MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA (2004).5
FIGURA 3.1 FLUXOGRAMA SIMPLIFICADO DO PROCESSO KRAFT ANALISADO42
FIGURA 3.2 FLUXOGRAMA DO SISTEMA DE COGERAÇÃO ATUAL
FIGURA 3.3 REPRESENTAÇÃO DA CALDEIRA DE RECUPERAÇÃO52
FIGURA 3.4 REPRESENTAÇÃO DO TANQUE DE DISSOLUÇÃO DE SMELT
FIGURA 3.5 TANQUE DE ALIMENTAÇÃO DE ÁGUA DA CALDEIRA DE RECUPERAÇÃO55
FIGURA 3.6 VISTA LATERAL SIMPLIFICADA DA CALDEIRA 6
FIGURA 3.7 CIRCUITO DE AR E GASES DA CALDEIRA 658
FIGURA 3.8 VISTA LATERAL DA CALDEIRA 7
FIGURA 3.9 SISTEMA DE ALIMENTAÇÃO DE ÓLEO DA CALDEIRA 760
FIGURA 3.10 VISTA LATERAL DA CALDEIRA 5
FIGURA 3.11 REPRESENTAÇÃO DA CALDEIRA 461
FIGURA 3.12 CONSUMO DIÁRIO DE VAPOR POR ÁREAS
FIGURA 4.1 VOLUME DE CONTROLE DAS CALDEIRAS DE FORÇA DE BIOMASSA74
FIGURA 4.2 VOLUME DE CONTROLE DA CALDEIRA DE RECUPERAÇÃO78
FIGURA 4.3 TURBINA DE EXTRAÇÃO E CONTRA-PRESSÃO
FIGURA 4.4 VÁLVULA REDUTORA DE PRESSÃO DE VAPOR
FIGURA 5.1 FLUXOGRAMA DO NOVO SISTEMA DE COGERAÇÃO99
FIGURA 5.2 VOLUME DE CONTROLE DA TURBINA 8

# LISTA DE TABELAS

TABELA 1.1 PRODUÇÃO DE ENERGIA ELÉTRICA INDUSTRIAL POR SETOR4
TABELA 1.2 MATRIZ ENERGÉTICA DO SETOR DE PAPEL E CELULOSE
TABELA 3.1 LEGENDA DO FLUXOGRAMA DO SISTEMA TÉRMICO ATUAL
TABELA 3.2 FORNECIMENTO DE ENERGIA NA FÁBRICA64
TABELA 3.3 FORNECIMENTO DE VAPOR POR CALDEIRAS 66
TABELA 3.4 FORNECIMENTO DE ENERGIA NA FÁBRICA66
TABELA 3.5 PARTICIPAÇÃO NO CONSUMO DE ENERGIA ELÉTRICA NA FÁBRICA
TABELA 3.6 PARTICIPAÇÃO RELATIVA ENTRE AS MÁQUINAS DE PAPEL NO CONSUMO DE
ENERGIA ELÉTRICA67
TABELA 4.1 PARÂMETROS AMBIENTAIS 71
TABELA 4.2 COMPOSIÇÃO ELEMENTAR DA BIOMASSA77
TABELA 4.3 COMPOSIÇÃO ELEMENTAR DO ÓLEO COMBUSTÍVEL
TABELA 4.4 COMPOSIÇÃO ELEMENTAR MÉDIA DO LICOR PRETO BRASILEIRO DE
EUCALIPTO
TABELA 4.5 VARIÁVEIS DE OPERAÇÃO E EXERGIA DOS COMBUSTÍVEIS
TABELA 4.6 PROPRIEDADES TERMODINÂMICAS DA ÁGUA DE ALIMENTAÇÃO80
TABELA 4.7 DESTRUIÇÃO DE EXERGIA E FLUXOS ASSOCIADOS A COMBUSTÍVEIS80
TABELA 4.8 DADOS TERMODINÂMICOS PARA CORRENTES DAS TURBINAS    82
TABELA 4.9 POTÊNCIA E CONSUMO DE VAPOR NAS TURBINAS
TABELA 4.10 DADOS FORNECIDOS PELO BALANÇO EXERGÉTICO
TABELA 4.11 VARIÁVEIS DE OPERAÇÃO E CALCULADAS PARA AS VÁLVULAS
REDUTORAS DE MÉDIA E BAIXA PRESSÃO
TABELA 4.12 FLUXOS EXERGÉTICOS E ENERGÉTICOS DAS VÁLVULAS REDUTORAS 85
TABELA 4.13 RENDIMENTOS ENERGÉTICOS E EXERGÉTICOS DAS CALDEIRAS
TABELA 4.14 PROPRIEDADES TERMODINÂMICAS DO VAPOR NAS TURBINAS
TABELA 4.15 EFICIÊNCIAS ISENTRÓPICAS NOS ESTÁGIOS DE EXPANSÃO
TABELA 4.16 EFICIÊNCIAS EXERGÉTICAS DAS TURBINAS91
TABELA 4.17 Rendimentos globais do sistema atual de geração de energia. $92$
TABELA 4.18 INSUMO E DESTRUIÇÃO TOTAL DE EXERGIA
TABELA 4.19 IRREVERSIBILIDADES RELATIVAS DOS EQUIPAMENTOS 95

TABELA 5.1 LEGENDA DO FLUXOGRAMA DO NOVO SISTEMA100
TABELA 5.2 VARIÁVEIS DE OPERAÇÃO E EXERGIA DOS COMBUSTÍVEIS (MA1100) 103
TABELA 5.3 PROPRIEDADES TERMODINÂMICAS DA ÁGUA DE ALIMENTAÇÃO (MA1100)
TABELA 5.4 DESTRUIÇÃO DE EXERGIA E FLUXOS ASSOCIADOS A COMBUSTÍVEIS
(MA1100)104
TABELA 5.5 DADOS TERMODINÂMICOS PARA CORRENTES DAS TURBINAS (MA1100)
TABELA 5.6 POTÊNCIA E CONSUMO DE VAPOR NAS TURBINAS (MA1100)106
TABELA 5.7 DADOS FORNECIDOS PELO BALANÇO EXERGÉTICO (MA1100)107
TABELA 5.8 RENDIMENTOS ENERGÉTICOS E EXERGÉTICOS DAS CALDEIRAS (MA1100)
TABELA 5.9 PROPRIEDADES TERMODINÂMICAS DO VAPOR NAS TURBINAS (MA1100)
TABELA 5.10 EFICIÊNCIAS ISENTRÓPICAS NOS ESTÁGIOS DE EXPANSÃO (MA1100)110
TABELA 5.11 EFICIÊNCIAS EXERGÉTICAS DAS TURBINAS (MA1100)111
TABELA 5.12 RENDIMENTOS GLOBAIS DO SISTEMA (MA1100)
TABELA 5.13 INSUMO E DESTRUIÇÃO TOTAL DE EXERGIA (MA1100)113
TABELA 5.14 IRREVERSIBILIDADES RELATIVAS DOS COMPONENTES (MA1100) 114
TABELA 6.1 RENDIMENTOS GLOBAIS
TABELA 6.2 DADOS GERAIS DE PRODUÇÃO 116
TABELA 6.3 INDICADORES ESPECÍFICOS 116
TABELA 6.4 RENDIMENTOS EXERGÉTICOS COMPARATIVOS (EQUIPAMENTOS MANTIDOS
NO NOVO SISTEMA)117
TABELA 6.5 EXERGIA DESTRUIDA NOS EQUIPAMENTOS/EXERGIA DOS INSUMOS (ATUAL
- ) ( 4 1100 ) 117

## LISTA DE SÍMBOLOS

- $\overline{b}$ : exergia física específica (kJ/kg)
- B: fluxo de exergia (MW)
- E: energia (kJ)
- $\overline{h}$ : entalpia específica (kJ/kg)
- *I* : taxa de destruição de exergia (MW)
- L: entalpia de vaporização da água
- *m*: vazão mássica (t/h)
- $\dot{Q}$ : taxa de transferência de calor (MW)
- S: entropia (kJ/K)
- $S_{g}$ : taxa de geração de entropia (MW/K)
- $\overline{s}$ : entropia específica (kJ/kg.K)
- T: temperatura (K)
- t: tempo (s)
- W: potência de eixo (MW)
- z: fração mássica do componente na mistura
- $\mu$ : potencial químico (
- $\beta$ : relação entre poder calorífico e exergia química de combustíveis
- $\psi$ : eficiência racional
- $\eta$ : rendimento
- $\delta$ : falha de eficiência do equipamento
- $\Omega$ : relação exergia/energia

### LISTA DE SUBESCRITOS

- o: ambiente
- e: entrada no volume de controle
- s : saída do volume de controle
- co: combustível
- ise : isentrópico
- en : energético
- va: vapor de alta pressão
- ex : vapor de média pressão
- cp: vapor de baixa pressão
- mp : vapor de média pressão em válvula redutora
- bp: vapor de baixa pressão em válvula redutora
- sop : vapor da turbina usado para sopragem de fuligem de caldeira
- cond : vapor de condensação da turbina
- aa : água de alimentação de caldeira
- ar : ar de combustão
- g: gases de escape de caldeira
- ci: cinzas
- irre: irreversibilidadaes
- S: enxofre
- w: umidade
- ch: relativo à parcela química da exergia
- EN: energético
- EX : exergético
- ENG : energético global
- EXG: exergético global

# SUMÁRIO

1	INTI	RODUÇÃO	1
	1.1	ENERGIA NA INDÚSTRIA DE CELULOSE E PAPEL	1
	1.2	OBJETIVO DO TRABALHO	6
	1.3	ESTRUTURA DA DISSERTAÇÃO	7
2	REV	ISÃO DA LITERATURA	9
	2.1	INTRODUÇÃO	9
	2.2	ENERGIA E ÁGUA NA INDÚSTRIA DE CELULOSE E PAPEL	9
	2.3	ANÁLISE EXERGÉTICA	16
	2.3.1	Exergia	16
	2.3.2	Análise Termoeconômica	21
	2.3.3	Exergia e Impactos Ambientais	26
	2.4	INTEGRAÇÃO DE PROCESSOS PARA REDUÇÃO DE CONSUMO DE ENERGIA	32
	2.5	SIMULAÇÃO E OTIMIZAÇÃO	36
3	DES	CRIÇAO DE UM PROCESSO INDUSTRIAL EM OPERAÇAO	42
	3.1	O PROCESSO DE FABRICAÇÃO DE CELULOSE E PAPEL	42
	3.2	SISTEMA DE ÁGUA E EFLUENTES	45
	3.3	SISTEMA TÉRMICO	47
	3.3.1	Usina Hidrelétrica de Mauá	47
	3.3.2	Usina Termelétrica	48
	3.3.3	Rede Externa	64
	3.4	HISTÓRICO DE CONSUMO DE VAPOR E ENERGIA	65
4	ANA	LISE EXERGETICA DO SISTEMA ATUAL	68
	4.1	INTRODUÇÃO	68
	4.2	BALANÇOS DE EXERGIA	69
	4.2.1	Caldeiras	/4
	4.2.2	I Urbinas	81
	4.2.3	Valvulas Realiforas	04
	4.5	PARAMETROS DE DESEMPENHO	00 38
	4.3.1	Kenaimentos Falha de aficiência	00
	4.3.2	Fund de eficiencia	92
5	4.5.5 A N Á	I ISE EXEDCÉTICA DO SISTEMA EM IMPLANTAÇÃO	
5	51	INTRODUCÃO	97
	5.2	NOVO SISTEMA DE COGERAÇÃO DE ENERGIA EM IMPLANTAÇÃO	
	53	BALANCOS DE EXERCIA	101
	531	Caldeiras	101
	5.3.2	Turbinas.	104
	5.3.3	- Válvulas Redutoras	108
	5.4	PARÂMETROS DE DESEMPENHO	108
	5.4.1	Rendimentos	108
	5.4.2	Falha de eficiência	112
	5.4.3	Irreversibilidades relativas	113
6	SIST	EMA ATUAL E SISTEMA MA1100: AVALIAÇÃO COMPARATIVA	.115
7	CON	CLUSÕES E RECOMENDAÇÕES	.119
8	REF	ERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	122
A	PÊNDIC	E A – SIMULADOR COMPUTACIONAL DO SISTEMA TÉRMICO ATUAL	137
A	PÊNDIC	E B – SIMULADOR COMPUTACIONAL DO SISTEMA TÉRMICO MA1100	150
A	PÊNDIC	E C - CORRENTES SISTEMA ATUAL	172
A	PÊNDIC	E D - CORRENTES SISTEMA MA1100	174

### 1 INTRODUÇÃO

### **1.1 Energia na indústria de celulose e papel**

A busca por um melhor aproveitamento dos recursos energéticos é uma necessidade constante no setor industrial, motivada por restrições ambientais e gerenciamento de custos. A energia em suas diversas formas e usos representa um insumo indispensável aos mais variados setores da indústria de processos químicos. Dentre estes setores, a indústria de papel e celulose é uma das que mais consome energia nas formas de vapor de processo e eletricidade, nas diferentes etapas de produção. A energia, assim como a água e as matérias-primas celulósicas, revela-se de fundamental importância na viabilidade operacional de uma fábrica e deve ser gerada, distribuída e consumida de forma mais eficiente e econômica possível.

O mercado de celulose e papel apresenta crescimento significativo na produção e consumo nacionais e mundiais. Apesar do avanço dos meios eletrônicos de comunicação, há fortes perspectivas de crescimento no consumo de papéis de imprimir e escrever, assim como de outros tipos de papéis: embalagem, papel cartão, papéis para fins sanitários, imprensa e papéis especiais. Há também uma tendência de deslocamento da produção das regiões tradicionais da América do Norte, Europa Ocidental e Japão para Ásia, América Latina e Europa Oriental.

Na América Latina, o Brasil apresenta diversas vantagens competitivas, principalmente relacionadas ao manejo e produção das matérias-primas florestais: grande extensão territorial com diversidade de matérias-primas celulósicas, solo e climas adequados ao plantio de eucalipto e *pinus* (principais matérias-primas utilizadas no Brasil para produção de celulose, que apresentam crescimento mais rápido que nos países do hemisfério norte) e sustentabilidade ambiental (produção exclusivamente baseada em florestas plantadas).

O Brasil é o 11° produtor e consumidor mundial de papel, com a participação de cerca de 2,4% da produção e do consumo mundiais (BNDES, 2004). O país é responsável por 1,5% das exportações mundiais de papel, principalmente relacionadas aos excedentes de papéis de imprimir e escrever, de embalagens e papel cartão. Em relação à produção de fibras, nos últimos dez anos o país evoluiu da 10° para 8° posição entre os maiores consumidores mundiais de fibras virgens, representando 2,5% do volume mundial consumido. O Brasil é hoje o 7° produtor mundial de celulose, sendo o terceiro fabricante de celulose e pastas de mercado e o maior produtor mundial de celulose de eucalipto. No comércio internacional, é o principal exportador de celulose de eucalipto e grande exportador de papéis de imprimir e escrever não-revestido e de embalagem. Importa principalmente papéis de imprensa e de imprimir e escrever revestidos. As exportações brasileiras de celulose e papel em 2003 foram da ordem de 2,8 bilhões (3,9% da balança comercial do país). O setor papeleiro nacional conta com 178 fábricas, sendo as 11 maiores responsáveis por 63% da produção total (BNDES, 2004).

Diversas fábricas brasileiras estão desenvolvendo projetos de ampliação da capacidade instalada, demonstrando boas perspectivas de consumo e preços no mercado nacional e internacional. Segundo a BRACELPA (Associação Brasileira de Celulose e Papel), são esperados até 2011 investimentos que elevem a capacidade de produção de papel e celulose nacional para 12 milhões de toneladas/ano.

Ao longo da história de desenvolvimento do setor, diversas tecnologias foram criadas para otimizar os diferentes sistemas e equipamentos de geração de energia. Destaca-se neste cenário a crescente necessidade de autogeração a partir de resíduos gerados no processo (cavacos de madeira não processados, cascas e outros resíduos de madeira, licor preto). Os esforços na busca da eficiência no consumo de energia tendem a ser cada vez mais integrados ao consumo de outros insumos como água, matérias-primas celulósicas e reagentes químicos. O custo associado a estes consumos torna-se então a base comum de avaliação de desempenho.

Acompanhando a evolução da produção de papel e celulose nacional, há um correspondente aumento no consumo de energia do setor. Esta tendência pode ser

verificada pela Figura 1.1. A participação do setor no consumo de energia industrial tem-se intensificado nos últimos anos, como resultado da expansão do setor pelo mercado interno e internacional. O crescimento da produção nos últimos anos tem sido maior que o crescimento do consumo de energia, o que revela os esforços cada vez mais intensos em diminuir o consumo específico de energia (energia consumida/tonelada de papel produzido) através de diferentes estratégias de gerenciamento energético nas fábricas.



**Figura 1.1 Consumo de energia no setor de celulose e papel** Fonte: Ministério de Minas e Energia<sup>1</sup> (2004).

Além de ser um grande consumidor de energia no cenário industrial nacional, a indústria de papel e celulose apresenta significativa participação na geração de energia elétrica, conforme pode ser ilustrado pela Figura 1.2. A Tabela 1.1 apresenta os dados do Balanço Energético Nacional 2005 (ano base 2004) para a geração de energia elétrica por setor industrial.

<sup>&</sup>lt;sup>1</sup> MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA. Balanço Energético Nacional 2005. Ano base 2004. Disponível em: <a href="http://www.mme.gov.br">http://www.mme.gov.br</a>> Acesso em: fevereiro de 2006.



**Figura 1.2 Participação na geração de energia elétrica industrial por setor** Fonte: Ministério de Minas e Energia (2004).

A auto-geração de energia elétrica é possível devido aos sistemas de cogeração existentes nas fábricas, que são baseados predominantemente nos combustíveis gerados pelo próprio processo de fabricação de celulose e papel.

GERAÇÃO DE ELETRICIDADE POR SETOR - GWh							
SETOR	1994	2003	2004	% aa 04/03	% aa 04/94		
TOTAL (a)	14166	35057	37912	8,1	13,1		
PAPEL E CELULOSE	3908	6366	6812	7	7,2		
PETRÓLEO	1725	3585	4288	19,6	12,1		
REFINO	1055	1807	1778	-1,6	6,7		
E&P	670	1779	2510	41,1	17,9		
SUCROALCOOLEIRO	2314	6795	6967	2,5	14,8		
ÁLCOOL	1251	2931	2977	1,6	11,4		
AÇÚCAR	1063	3864	3990	3,3	18		
METALURGIA	3852	11549	12499	8,2	15,9		
AÇO	2041	5976	6259	4,7	15		
ALUMÍNIO/OUTROS	1811	5573	6240	12	16,7		
QUÍMICA	1432	2207	2380	7,9	6,6		
OUTROS	935	4556	4966	9	23,2		
(a) % S/CONS. TOTAL	5,7	11,3	11,8	4,2	9,6		

Tabela 1.1 Produção de energia elétrica industrial por setor

Fonte: Ministério de Minas e Energia (2004).

Do exposto, percebe-se a grande participação (48,3%) que o sistema de auto-geração de energia elétrica apresenta no consumo total das fábricas de celulose e papel. Este valor é muito variável, dependendo da fábrica analisada.

No setor, os insumos usados para geração de calor e eletricidade são diversificados, sendo muitos deles gerados pelo próprio processo de fabricação de

papel (biomassa e licor preto). Além destes, destacam-se ainda combustíveis comprados para queima em caldeiras como derivados de petróleo e gás natural. A Figura 1.3 representa a participação relativa destes combustíveis na matriz energética do setor.



Figura 1.3 Matriz energética do setor de papel e celulose. Participação da autogeração no consumo. Fonte: Ministério de Minas e Energia (2004).

Em relação aos insumos energéticos utilizados (Tabela 1.2), a queima da lixívia (licor preto) nas caldeiras de recuperação desempenha papel fundamental na geração de energia elétrica e térmica nos sistemas de cogeração.

Diversos trabalhos têm sido realizados na busca por melhorias de desempenho no consumo de energia em áreas específicas do processo Kraft (GIDNER; JERNQVIST; ALY, 1996; BENGTSSON; NORDMAN; BERNTSSON, 2002; DOGAN; GÜRÜZ, 2004; SIVILL; AHTILA; TAIMISTO, 2005). Sistema de evaporadores e máquinas de papel são exemplos de áreas onde são buscadas melhores performances na utilização da energia.

Muitas oportunidades de redução de custos estão associadas aos sistemas térmicos de geração e distribuição de calor e energia elétrica. Nestes locais, além dos aspectos de projeto e operacionais relacionados às caldeiras e turbinas, programas de manutenção, práticas operacionais, monitoramento e prevenção de vazamentos de vapor ou condensado e perdas de calor por convecção ou radiação também devem ser discutidos quando da implantação de estudos ou projetos relacionados à eficiência energética.

Ano ou variação percentu	2003	2004	04/03	04/94	
ESPECIFICAÇÃO	(GWh)	(GWh)	(%aa)	(%aa)	
CONSUMO TOTAL	9728	13483	14098	4,6	4,7
ADQUIRIDA	5820	7117	7286	2,4	2,8
GERAÇÃO PRÓPRIA	3908	6366	6812	7	7,2
HIDRO	435	621	622	0,2	4,6
TERMO	3473	5745	6190	7,7	7,5
DERIVADOS PETR.	263	397	387	-2,6	4,9
GÁS NATURAL	0	153	211	38,2	0
CARVÃO MINERAL	200	136	128	-6	-5,4
BIOMASSA	3010	5059	5464	8	7,7
LENHA	603	585	615	5,1	0,2
LIXÍVIA	2166	3881	4220	8,7	8,7
BAGAÇO DE CANA	0	0	0	0	0
OUTRAS	242	592	629	6,2	12,7
%própria sobre total	40,2	47,2	48,3	2,3	2,3

Tabela 1.2 Matriz energética do setor de papel e celulose

Fonte: Ministério de Minas e Energia (2004).

O escopo deste trabalho está relacionado ao sistema térmico de cogeração de energia em uma fábrica de celulose e papel. A abordagem deste sistema dá-se através da avaliação de desempenho termodinâmico utilizando a análise exergética de sistemas.

### 1.2 Objetivo do trabalho

O objetivo do trabalho é avaliar o desempenho termodinâmico de duas diferentes configurações do sistema de cogeração de energia em uma indústria de papel e celulose. Para tanto, utiliza-se a análise exergética como critério de avaliação e comparação, afim de que uma análise termoeconômica complementar possibilite a otimização do sistema de cogeração de energia.

### 1.3 Estrutura da dissertação

**Capítulo 2**: Revisão bibliográfica. Uma breve introdução apresenta as justificativas para escolha dos temas onde foram buscados trabalhos relevantes que nortearam direta ou indiretamente todo o conteúdo da dissertação. Estes temas são: energia e água na indústria de celulose e papel, análise exergética, análise termoeconômica, integração de processos para redução de consumo de energia na indústria de processos químicos, simulação e otimização de processos.

**Capítulo 3**: Neste capítulo é feita uma descrição do processo de fabricação de celulose e papel e da unidade industrial onde foram coletados os dados e realizado o estudo. Nesta última, é detalhado o sistema de utilidades da fábrica e apresentado um histórico de consumo de vapor e energia no processo, para que a importância da busca de melhores desempenhos no consumo destes insumos seja mais bem destacada.

**Capítulo 4**: Neste capítulo inicialmente são apresentados os conceitos e equacionamentos envolvidos na análise exergética. Em seguida são mostrados os parâmetros de operação do sistema industrial e realizados os balanços de exergia para os principais equipamentos do sistema. Através destes balanços são calculadas as exergias destruídas e com estas, diferentes parâmetros de desempenho relativos e globais puderam ser obtidos, permitindo uma avaliação do impacto que cada equipamento apresenta no desempenho global do sistema.

**Capítulo 5**: Este capítulo apresenta a aplicação da análise exergética de sistemas na nova configuração do sistema de cogeração que está sendo implantado na fábrica. Os novos índices de desempenho são calculados a fim de que se possa dispor de diferentes critérios de avaliação comparativa entre o desempenho termodinâmico atual e futuro.

**Capítulo 6**: Neste capítulo são avaliados os índices termodinâmicos de desempenho do sistema antes e depois das modificações, afim de que se possa determinar os ganhos ou as perdas em eficiência exergética na utilização dos recursos disponíveis.

**Capítulo 7**: Contém as principais conclusões obtidas e as recomendações de estudos que podem complementar e enriquecer o presente trabalho.

**Capítulo 8:** Apresenta a lista de referências bibliográficas utilizadas que contêm os conceitos e as técnicas utilizadas no trabalho.

### 2 REVISÃO DA LITERATURA

### 2.1 Introdução

Diversos trabalhos têm sido publicados sobre o tema do uso racional e eficiente da energia. Além da área industrial, encontra-se na literatura o desenvolvimento de técnicas de otimização na distribuição e consumo de energia para instalações comerciais e públicas (GAMOU et al. 2004) e para empresas geradoras de energia (RAIKO; GRONFORS; HAUKKA, 2003), potenciais de substituição de energia elétrica por energia química para fins térmicos no setor agrícola e residencial (STRAPASSON, 2004), estudos econômicos, sociais, institucionais e ambientais sobre as diferentes formas de geração, distribuição e consumo de energia da matriz energética nacional (COELHO, 1999; GELLER, 2002; PALETTA, 2004; RIBEIRO, 2005).

A otimização dos sistemas industriais de geração e distribuição de calor e eletricidade tem-se revelada multidisciplinar, uma vez que envolve aspectos de ordem tecnológica, ambiental e econômica. Os aspectos tecnológicos envolvem, dentre outros, a interação entre energia e água nos processos industriais, a ferramenta de avaliação de desempenho dos sistemas (análise exergética e termoeconômica), técnicas de identificação de melhorias na recuperação de calor e redução de efluentes (integração de processos) e técnicas de simulação e otimização de processos. Estes são os temas da revisão bibliográfica descrita a seguir.

### 2.2 Energia e água na indústria de celulose e papel

Classicamente a questão de minimização do consumo de água e energia tem sido abordada separadamente área industrial. O consumo de água fresca e emissão de efluentes líquidos têm sido tratados em diversos trabalhos. Wang e Smith (1994) desenvolveram uma metodologia de minimização de consumo de água fresca e efluente através da maximização do reuso de água, incorporando restrições relacionadas à mínima carga para transferência de massa, contaminação e limitações por corrosão. A metodologia é aplicável a correntes com um ou múltiplos contaminantes e identifica ainda oportunidades de regeneração de água efluente (filtração por membranas, carvão ativado, tratamento biológico e outros). Informações obtidas de técnicas de "*water-pinch*" aliadas a técnicas de programação matemática MINLP (*mixed integer nonlinear programming*) e MILP (*mixed integer linear programming*) para otimização de superestruturas de redes de água também são abordadas por Alva-Argáez, Kokossis e Smith (1998) e Chu et al. (2004).

As dificuldades das técnicas de programação matemática em processos complexos com várias correntes e as limitações dos métodos gráficos de "*water-pinch*" conduziram a esforços de novas técnicas de construção de redes de água (FENG; SEIDER, 2001; KIM; SMITH, 2004; PRAKASH; SHENOY, 2005). Mann (2003) descreve os resultados e metas da implantação de um programa de gerenciamento de custos associados ao uso da água em uma grande indústria química.

A construção de redes para reuso máximo de água efluente em um processo de fabricação de papel é apresentada por Yang, Lou e Huang (2000). Savelski e Bagajewics (2000, 2003) apontam as condições ótimas e necessárias que devem ser satisfeitas para obter-se sistemas ótimos de uso industrial de água com um e múltiplos contaminantes. A formulação de um problema de otimização não-linear inteira mista (MINLP) baseada em regras heurísticas para minimizar custos associados a uma superestrutura de sistema de tratamento de água com múltiplos contaminantes é apresentada por Ullmer et al. (2005).

Na indústria de papel e celulose, a busca pela minimização do consumo de água está relacionada não só aos aspectos econômicos, como também ao fato de que as correntes de água efluente apresentam grande potencial de impactos ambientais (ALI; SREEKRISHNAN, 2001).

A busca por melhorias na eficiência energética industrial tem acompanhado os esforços de minimização no consumo de água. Para melhorar o desempenho energético em uma fábrica de papel e celulose, é importante salientar onde a energia é consumida e como o consumo de energia em uma área afeta o desempenho de outra. McIlroy e Wilczinsky (1999) observam que a implantação de políticas de redução de consumo de energia em uma área específica pode acarretar prejuízos aos potenciais de melhorias em outras áreas.

Uma abordagem sistêmica que envolva diferentes áreas da fábrica torna-se então mais adequada. O foco principal deste tipo de abordagem dá-se no sistema industrial responsável pela geração de energia para toda a fábrica. Este sistema, nas indústrias Kraft de celulose e papel, é geralmente composto por caldeiras de biomassa, caldeiras de combustíveis fósseis, caldeira de recuperação de licor preto e turbinas de contra-pressão ou condensação, compreendendo um sistema de cogeração. Um desenvolvimento de técnica de programação matemática (MILP) para otimização de uma planta térmica em uma fábrica de celulose e papel é mostrado em Sarimveis et al. (2003). Neste trabalho, são levadas em conta as variações de parâmetros tais como custos de eletricidade e combustíveis e demanda de produção.

A biomassa utilizada nas caldeiras inclui madeira na forma de cavacos não aproveitada para a produção de celulose, cascas de árvores e resíduos de madeira em geral, que são gerados no corte, descascamento, picagem ou classificação da madeira. Bruce e Wilson (1999) fazem considerações sobre o correto armazenamento, transporte e influência da umidade na eficiência da biomassa como combustível.

Os combustíveis fósseis são óleos residuais de diversos tipos, e o licor preto utilizado é a lixívia concentrada proveniente do cozimento. As turbinas são responsáveis pela geração de energia elétrica a partir do vapor de alta pressão das caldeiras e pelo fornecimento de vapor ao processo. Estes sistemas produzem dois tipos de energia (térmica e elétrica) a partir de um único combustível e por isso são denominados de sistemas de cogeração.

Quando uma parcela da energia elétrica ou térmica produzida é utilizada em sistemas de refrigeração, tem-se um processo de trigeração. A discussão de eficiência de um sistema de trigeração com turbina a gás pode ser vista em Calva, Núñez e Toral (2005). Poullikkas (2005) apresenta um estudo econômico do custo de operação e economia de água em diferentes sistemas de turbinas híbridas gás-vapor.

Bianchi F<sup>o</sup> (2000) mostra um estudo de caso onde são reduzidos custos energéticos da ordem de 30% em uma fábrica de papel e celulose pela substituição de caldeiras de força por novas caldeiras, implantação de um novo turbogerador, nova planta de água desmineralizada e substituição do tipo de óleo queimado. Grossmann e Salmén (1997) apresentam os potenciais de consumo de energia elétrica em 30% no consumo de energia do refino de fibras, sem prejuízos à qualidade das fibras produzidas. Um estudo para economia de energia na seção de secagem de uma máquina de papel é apresentado por Martin et al. (2004), onde são usadas correlações para predição de consumo de eletricidade em rotinas de simulação.

Mayo, Jones e Chandnani (2000) apresentam as melhorias na eficiência energética em uma caldeira de recuperação pela remoção de depósitos nas superfícies de troca térmica. Morris, Steward e Gilmore (2000) comparam o desempenho de consumo de energia em um processo Kraft em relação ao um modelo proposto de extração de lignina por álcool. O processo Kraft mostrou-se superior comparado ao modelo proposto (14,5 MJ/kg e 19,9 MJ/kg respectivamente), mas se os subprodutos da extração são usados como fontes de energia, o processo proposto torna-se vantajoso (12,3 MJ/kg).

O processo de recuperação dos reagentes químicos presentes no licor preto originado no cozimento da madeira é uma etapa de fundamental importância para a viabilidade do processo Kraft. Além de permitir a recuperação dos reagentes químicos para reuso em novos cozimentos, a queima da matéria orgânica presente no licor gera calor para produção de vapor para todo o processo. Dessa forma, toda busca por melhores eficiências energéticas na indústria Kraft de celulose e papel deve levar em conta o sistema de queima na caldeira de recuperação. De acordo com McIlroy e Wilczinsky (1999) as seguintes estratégias devem ser buscadas para aumentar a eficiência da geração de vapor na caldeira de recuperação:

- Minimizar a quantidade de água no licor
- Otimizar a temperatura do licor
- Garantir a eficiência do sistema de suprimento de licor
- Prover a quantidade adequada de ar de combustão
- Manter uma distribuição ótima do ar de combustão
- Manter uma temperatura ótima do ar de combustão
- Manter os tubos de água limpos através do monitoramento dos padrões de qualidade da água de alimentação da caldeira
- Manter a parte externa dos tubos limpa através de sopradores de fuligem
- Otimizar o perfil de temperatura dos gases de combustão.

Significativos esforços têm sido direcionados a obter-se melhor desempenho energético destas caldeiras. Maior conteúdo de sólidos secos, préaquecimento do ar, arranjo dos sopradores de fuligem, pré-aquecimento da água de alimentação, parâmetros do vapor e da turbina associada e recuperação de calor depois dos precipitadores são alguns dos aspectos discutidos na eficiência energética de caldeiras de recuperação (RAUKOLA; RUOHOLA; HAKULINEN, 2003).

Da mesma forma, Almeida et al. (2002) utilizaram redes neurais artificiais para relacionar variáveis operacionais de uma caldeira de recuperação (vazão de licor preto, percentagem de sólidos secos no licor, vazão e temperatura do ar primário, temperatura e pressão do ar secundário e pressão no tubulão de vapor) com a vazão de vapor gerado. Burgmayer e Durham (2000) apresentam uma metodologia de monitoramento de vazamentos de vapor baseada em balanços de massa que contribui para eficiência destas caldeiras.

A gaseificação de licor preto tem despertado interesse como uma alternativa vantajosa em relação às caldeiras Tomlinson de recuperação, mas ainda existem poucas instalações deste tipo e esta tecnologia funciona como uma complementação à capacidade total de recuperação (MCILROY; WILCZINSKY, 1999). A gaseificação compreende a queima de licor preto em condições sub-estequiométricas para produzir combustíveis gasosos que podem depois ser aproveitados em uma caldeira convencional ou turbinas a gás. Gallego (2001) apresenta uma modelagem computacional para avaliar o desempenho de diferentes cenários de uso desta técnica com ciclos combinados de geração de energia. Um uso da técnica *pinch* para avaliar desempenho de sistemas de cogeração utilizando gaseificação de licor é apresentado por Berglin e Berntsson (1998). Como a vida útil de grande parte das caldeiras de recuperação existentes está próxima do fim, estes autores argumentam que se torna mais relevante a implementação de novas tecnologias como a gaseificação.

O desenvolvimento de técnicas de programação matemática para otimização de sistemas energéticos tem-se mostrado promissora. Neste sentido, vale destacar o trabalho de Tveit (2005), no qual é desenvolvida uma metodologia de simplificação de otimização da configuração de sistemas energéticos com pequeno número de graus de liberdade, aplicável a sistemas complexos e baseada em arranjos experimentais de fluxogramas de processo.

O desenvolvimento da chamada técnica MIND (*Method for Analysis of Industrial Energy System*), que é baseada em otimização MILP de custos de investimento e de operação em sistemas energéticos industriais, é revisitada por Gong (2003), e que o utiliza em estudo de caso em uma indústria de papel e celulose sueca, que incorpora ainda melhorias no método. Uma aplicação direta deste método na indústria de papel e celulose pode ser vista também em Tari e Söderström (2002).

Além das pesquisas sobre uso industrial de água e energia que desenvolvem suas metodologias focando em apenas um destes insumos, é importante destacar a crescente relevância e aplicabilidade de abordagens simultâneas na otimização do uso de água e energia. Conservação de água e consumo de energia estão intimamente relacionados. O uso eficiente das matérias fibrosas e dos insumos químicos está igualmente relacionado ao consumo de energia (WEARING; CROTOGINO, 1999). As interações entre correntes de água fresca ou usada e processos de transferência de calor são de fundamental importância em processos industriais e devem ser levadas em conta nos estudos para otimização do uso destes insumos. Bagajewicz, Rodera e Savelski (2002) apresentam uma metodologia de alocação ótima para mínimo consumo de água fresca que leva em conta soluções eficientes do ponto de vista energético. O método inicialmente formula e resolve um problema LP para determinar as cargas mínimas de água fresca e energia e posteriormente formula um problema MILP para determinar a configuração ótima de redes de trocadores de calor. Percebe-se então já uma abordagem integrada em água e energia.

Os trabalhos de Savulesku, Kim e Smith (2005a,b) já desenvolvem uma metodologia totalmente direcionada à minimização simultânea de água e energia. Inicialmente são analisadas diferentes opções para o sistema de água cujo objetivo é o mínimo consumo de água e energia; em seguida, o arranjo da rede de trocadores de calor é avaliado. Este procedimento é feito para sistemas com e sem reuso de água e é baseado em técnicas gráficas originadas da análise *pinch*. Wising, Berntsson e Stuart (2005) revelam as oportunidades de economia de energia que surgem quando o consumo de água é diminuído em uma fábrica de celulose e papel. O trabalho, baseado na análise *pinch*, revela quantitativamente que uma diminuição no consumo de água morna proporciona um aumento na temperatura e na disponibilidade de calor, que pode ser aproveitado para evaporação reduzindo a demanda de vapor vivo e acarretando menores custos ao processo.

### 2.3 Análise Exergética

#### 2.3.1 Exergia

Uma técnica relativamente nova de análise e otimização de processos industriais baseada na primeira e segunda lei da termodinâmica tem sido desenvolvida: a análise exergética. Esta abordagem baseia-se em balanços simultâneos de energia e entropia, revelando-se útil na identificação de perdas de energia, não só pelo aspecto quantitativo como também pelo aspecto qualitativo (KOTAS, 1995).

Exergia, de acordo com Szargut, Morris e Steward (1988), pode ser definida como a quantidade de trabalho obtida quando uma massa é levada até o estado de equilíbrio termodinâmico com o meio ambiente através de processos reversíveis e interações com os componentes do meio. Esta quantidade representa a máxima capacidade útil de realização de trabalho que um sistema constituído por n componentes pode realizar até atingir um estado de equilíbrio completo com o ambiente. Por equilíbrio completo entende-se o estado em que o sistema apresenta temperatura ambiente ( $T_0$ ), pressão ambiente ( $P_0$ ) e em que cada componente apresenta o potencial químico de referência no ambiente. Desta forma os parâmetros ambientais são fundamentais para esta avaliação (ERDEM; SEVILGEN, 2006). Situações especiais em que variações nos parâmetros do ambiente devem ser levadas em conta na análise exergética são mostradas por Serova e Brodianski (2004). Um estudo pioneiro no cálculo da exergia química padrão de referência para diversos elementos químicos e substâncias orgânicas e inorgânicas presentes na natureza foi feito por Morris e Szargut (1986).

A primeira lei da termodinâmica, através de balanços energéticos, trata todas as formas de energia de maneira equivalente, conduzindo a conclusões incompletas sobre o desempenho de processos. Energia é sempre conservada em um sistema, seja ele real ou ideal. Por outro lado, exergia não é conservada em processos reais e este fator deve ser associado à eficiência termodinâmica de processos. Efeitos dissipativos, irreversibilidades, perdas de carga, transferência de calor com gradiente de temperatura, processos de mistura, reações químicas e efeitos difusivos são exemplos de fenômenos que evoluem com geração de entropia e consequentemente com destruição de exergia, que não é conservada e acarreta perdas qualitativas no potencial útil disponível. De acordo com Tsatsaronis e Valero (1989, p. 84), "A análise energética geralmente falha na identificação de perdas ou uso efetivo de recursos e combustíveis". Rosen (2002a,c) argumenta que o verdadeiro parâmetro de valor na discussão sobre melhorias de sistemas e uso eficiente dos recursos energéticos disponíveis deve ser a exergia e não a energia.

A segunda lei, através de balanços de entropia, acrescenta significativas informações sobre o desempenho energético de sistemas na medida em que revela as irreversibilidades através do cálculo da entropia gerada nos sistemas envolvidos. O balanço de exergia aplicado a um processo ou a uma planta como um todo revela quanto da capacidade máxima disponível de energia, a exergia, fornecida pelas correntes de entrada está sendo aproveitado de forma útil pelo sistema (KOTAS, 1995). O método exergético demonstra a aplicação prática da segunda lei da termodinâmica na análise de processos industriais, revelando como e onde a exergia é utilizada ou perdida e fornece direções para melhorias na eficiência da utilização dos recursos disponíveis.

A Segunda Lei da Termodinâmica mostra qual a parte da energia é indisponível. A exergia é a parte da energia total que pode ser convertida em qualquer outra forma de energia, a parcela disponível. A análise exergética calcula a parcela útil da energia associada a um sistema termodinâmico ou a cada corrente de um processo. Esta análise mostra ainda que a energia útil é destruída durante qualquer etapa de um processo de conversão de energia, enquanto a energia total permanece constante. A análise exergética revela ainda as altas irreversibilidades em processo tais como combustão, transferência de calor, estrangulamento e mistura. As causas das irreversibilidades ou da destruição de exergia são localizadas e quantificadas e os efeitos da ineficiência de um componente no desempenho de outros componentes são percebidos (TSATSARONIS; VALERO, 1989).

Segundo Rivero (2002), é necessário ir além dos procedimentos quantitativos clássicos de cálculo de eficiências termodinâmicas de equipamentos e processos para identificar onde e como a energia é degradada em sua qualidade na indústria. Tsatsaronis e Moran (1997) revelam as vantagens que o uso da análise exergética proporciona na otimização e entendimento das relações entre diferentes partes de um sistema térmico complexo e possibilita identificar oportunidades de melhoria mais versáteis que as alcançadas pela programação matemática clássica.

A análise exergética abrange ainda aspectos ambientais e econômicos e revela-se multidisciplinar nos esforços para uso racional de energia e minimização de impactos ambientais, servindo para obter configurações ótimas de projeto e operação onde a função objetivo incorpora elementos associados ao custo e destruição de exergia (EL-SAYED, 2002).

A implicação econômica da exergia resulta do fato que é uma medida da qualidade da energia, de sua capacidade de ser convertida em trabalho útil e dessa maneira uma forma de avaliar custos (RIVERO, 2002). A implicação ecológica da exergia está associada à sua utilidade como medida da diferença de um sistema em relação ao meio ambiente, em termos de pressão, temperatura e composição e, dessa forma, uma medida dos efeitos que um efluente pode causar no meio ambiente (RIVERO, 2002). Conforme Rosen (2002b), as relações entre exergia e impactos ambientais se constituem um tema recente de pesquisas e o entendimento de tais relações apresenta um grande potencial de benefícios para aspectos de conservação ambiental. Rosen e Dincer (2001) relacionam a abordagem exergética com o desenvolvimento sustentável através melhorias na eficiência e redução de impactos ambientais em sistemas térmicos.

Rivero (2002) relata vários estudos na área de desenvolvimento de simuladores de processo integrados à análise exergética na indústria petroquímica. Doldersum (1998) relata modificações em uma refinaria de petróleo que possibilitaram redução de 40% no consumo de combustível em uma coluna de destilação, através da redução de 70% das perdas de exergia. Wall e Gong (2001a,b) ampliam a área de abordagem da análise exergética, discutindo seus aspectos sociais

e relacionando-os ao desenvolvimento sustentável, associando-a ainda com análise de ciclo de vida de produtos e processos e colocando-a como um importante indicador de desempenho energético, econômico e ambiental.

A aplicação da técnica na indústria de celulose e papel vem crescendo nos últimos anos. Alvarado e Iribarne (1990) através de balanço global de fluxos de exergia, mostraram que a variação entre matéria-prima (madeira de pinus, exergia específica 10,84 MJ/kg) e produto final (polpa Kraft não branqueada, exergia específica 15,58 MJ/kg) apresenta uma valor de -12,6 MJ por kilograma de produto, considerando rendimento mássico madeira/polpa de 2,6. Este valor negativo para a variação de fluxos globais revela que não há necessidade mínima de exergia no processo avaliado (o processo fornece energia mais do que consome).

Ainda no setor de celulose e papel, encontra-se na literatura a aplicação da técnica exergética em uma fábrica de celulose sulfito. Neste processo o calor gerado em um reator de pirita (FeS<sub>2</sub>)-que produz o SO<sub>2</sub> necessário ao processo- é recuperado para gerar vapor em uma caldeira. O balanço de energia não identificou nenhuma perda nesta caldeira, no entanto, a análise exergética revelou perdas da ordem de 30 % devido a transferência de calor. Esta informação foi útil e conduziu à instalação de um economizador que aumentou a produção de vapor em 15 a 20 % (GEMCI; OZTURK, 1998). Em Lombardo et al. (1993), análise *pinch* e exergética em uma fábrica Kraft é descrita para várias áreas do processo, no contexto de um programa de economia e otimização do uso da energia nas indústrias Kraft da França.

O processo de combustão, por sua natureza irreversível, representa uma grande fonte de destruição de exergia disponível nos combustíveis. Os balanços de exergia em caldeiras revelam o grande impacto negativo que esta destruição de exergia provoca na eficiência global de sistemas de cogeração.

A destruição de exergia associada à combustão é analisada em profundidade por Caton (2000). Neste trabalho, um sistema adiabático de volume constante e isolado é usado como referência para avaliar as relações entre variáveis de combustão e destruição de exergia, obtendo as seguintes conclusões:

- Em geral, o aumento da temperatura de combustão diminui a destruição de exergia. No entanto, maiores temperaturas de combustão podem conduzir a outras perdas de energia útil em sistemas práticos (reais): maiores temperaturas de combustão acarretam maior temperatura nos gases (maior exergia perdida), o que exige desenvolvimento de tecnologias de aproveitamento deste conteúdo exergético dos gases.
- O efeito da pressão na destruição de exergia não é significativo.
- Desvios da relação estequiométrica da reação de combustão aumentam a destruição de exergia devido à mistura do excesso de ar com os produtos da combustão.

Ainda em Caton (2000) podem-se encontrar referências a estudos para diminuir as irreversibilidades da combustão. É reforçada a idéia de que nenhum sistema real de combustão conhecido pode fornecer produtos nas condições desejadas (alta pressão e temperatura) sem perdas na exergia disponível nos insumos, mas que existem possibilidades de minimização deste impacto através de desenvolvimento tecnológico e substituição de tecnologias atuais. São citadas: condução de reações em condições próximas do equilíbrio, escolha adequada de reações que levem a energia útil dos combustíveis a uma forma utilizável minimizando as irreversibilidades e células de combustíveis como tecnologias alternativas, que convertem a energia química do combustível diretamente em energia elétrica, através de reações químicas controladas. A tecnologia atual de células de combustíveis ainda não é competitiva com equipamentos de combustão interna devido a limitações mecânicas e químicas.

Sorin e Le Goff (1992) apresentam uma aplicação da análise exergética em sistema água-amônia de bomba de calor, onde diagramas entre eficiência exergética e exergia fornecida ao sistema são usados como ferramenta de busca por configurações ótimas do processo. A análise exergética pode ainda ser encontrada
como uma ferramenta auxiliar na avaliação de eficiência de ciclos recuperativos de calor em turbinas a gás (RUIXIAN; LIXIA, 2006).

#### 2.3.2 Análise Termoeconômica

Uma abordagem conceitual de entropia e suas implicações multidisciplinares em áreas da Economia, Ciências Biológicas e Humanas é feita no clássico livro de Georgescu-Roegen: *The Entropy Law and The Economic Process* (1971)<sup>2</sup>. Desde então, vários métodos de análise econômica baseada em exergia têm sido desenvolvidos e aplicados, fazendo parte da chamada termoeconomia ou exergoeconomia. Estes métodos reconhecem a exergia, não a energia, como produto de valor em um sistema e estabelecem custos ou preços a variáveis nela baseadas.

Em base entálpica (Primeira Lei) todas as formas de energia possuem o mesmo valor, uma vez que a Primeira Lei não faz distinção entre a qualidade de duas formas diferentes de energia em igual quantidade. Por exemplo, 1MW na forma de calor é contabilizado da mesma forma que 1MW de eletricidade. No entanto, a análise exergética indica a diferença de qualidade entre estes dois tipos e dessa forma é uma ferramenta útil para atribui-se valor a diferentes formas de energia.

#### De acordo com Bejan, Tsatsaronis e Moran (1996):

Termoeconomia é o ramo da engenharia que combina análise de exergia com princípios econômicos para fornecer aos operadores e projetistas de um sistema informações não disponíveis pela análise energética e avaliações econômicas convencionais, mas indispensáveis ao projeto e operação eficientes de sistemas em termos de custo (BEJAN; TSATSARONIS; MORAN, p.405, 1996).

A avaliação termodinâmica exergética de ineficiências nos sistemas de conversão de energia são baseadas na destruição de exergia e na exergia perdida. O objetivo da avaliação termoeconômica é identificar o quanto estas ineficiências

<sup>&</sup>lt;sup>2</sup> GEORGESCU-ROEGEN, N. **The Entropy Law and The Economic Process**. Havard University Press, Cambridge, 1971.

custam e, com isto, servir para busca de melhorias na eficiência do sistema, reduzindo o custo final dos produtos.

Dessa forma, os objetivos finais da análise termoeconômica são:

- Calcular separadamente os custos de produção de cada produto em um sistema multi-produtos.
- Identificar os processos de formação dos custos e o fluxo de custos no sistema.
- Otimizar (minimização) dos custos globais.

A exergia não apenas fornece uma medida objetiva do valor termodinâmico de uma dada forma de energia como também está relacionada ao custo desta energia, uma vez que os usuários pagam apenas pela parte útil da mesma. Na análise termoeconômica são calculados os fluxos de exergia associados a cada corrente do processo, a exergia destruída em cada componente do sistema e a eficiência exergética para cada componente. Além dos balanços de massa, energia e exergia, os balanços de custos são formulados para cada componente do sistema pela atribuição de custos à exergia (não à energia) de cada corrente entrando ou saindo de cada componente. Dessa forma, pode-se calcular o custo por unidade de exergia de cada corrente e propor uma distribuição de custos baseada em conceitos termodinâmicos (PELLEGRINI; COSTA; OLIVEIRA Jr. 2005). Os balanços de exergia permitem calcular diversos parâmetros de eficiência úteis na otimização do uso da energia e das matérias-primas (TEIXEIRA; JUNIOR, 2001) não só pelo aspecto quantitativo, mas também pelo aspecto qualitativo.

Se a relação entre os custos de capital (despesas com investimento, operação e manutenção) e a eficiência termodinâmica de um componente é conhecida, a análise termoeconômica calcula a eficiência termodinâmica ótima do ponto de vista de custos. Se esta relação não é conhecida, então para uma dada configuração o custo de capital é comparado com o custo da destruição da exergia para cada componente; isto revelará o que será mais interessante: reduzir os custos de

capital apartir de menor eficiência ou aumentar ambos, os custos e a eficiência ( TSATSARONIS; VALERO, 1989).

Para que a busca pela redução de custos seja efetiva é necessário conhecer as causas e fontes, ou seja, a rede de formação destes custos. A análise termoeconômica além de permitir esta identificação, possibilita uma alocação objetiva de custos entre vários produtos de um mesmo processo. Em sistemas de cogeração (que produzem eletricidade e vapor para aquecimento), como é o caso do presente trabalho, os custos do vapor e da eletricidade são calculados separadamente. A relação entre os custos do vapor e da eletricidade calculada pela análise termoeconômica não tem que ser refletida em seus preços de vendas, mas a empresa que opera a planta fica sabendo os custos de produção de cada forma de energia (TSATSARONIS; VALERO, 1989). Além do método termoeconômico baseado no conceito de exergia, Almeida (1993) lista outros 14 métodos de alocação de custos em plantas de cogeração.

A termoeconomia possibilita avaliar o custo da energia com base no seu conteúdo exergético, o que é bastante racional, uma vez que é a exergia, não a energia, a responsável pelos efeitos úteis de combustíveis e outros insumos.

Materiais com alto conteúdo de exergia podem ser úteis de várias formas, possibilitando a manufatura de produtos e o fornecimento de serviços. Dessa forma, a exergia possui um valor intrínseco e fornece uma base racional para alocação de custos e avaliações econômicas. Algumas formas de energia, como eletricidade, são mais valiosas que outras, como calor, e a exergia reflete esta diferença de utilidade ou valor, permitindo uma medida lógica para atribuição de custos ou estabelecimento de preços.

No trabalho de Rosen (2002e) são discutidas as relações entre exergia e economia. Os custos, de forma geral e clássica, não mantêm relação com o conteúdo energético do produto aos quais estão associados. A energia não deve, de maneira geral, ser usada como base de valor. A exergia, por outro lado, pode ser usada como

base de valor e relacionar aspectos econômicos (custos e preços) no conteúdo exergético torna-se adequado.

Ainda no trabalho de Rosen (2002e) a partir da análise de uma estação de geração elétrica baseada em carvão, conclui-se que existe uma correlação sistemática entre taxa de perda de exergia e custos de capital, mas não entre taxa de perda de energia e custo de capital. Isto vem da observação de que a variação na razão entre taxa de perda termodinâmica e custo de capital para diferentes dispositivos é grande quando baseada em perdas de energia e pequena quando baseada em perdas de exergia.

Em sistemas complexos com múltiplos produtos, como unidades de cogeração e trigeração, os métodos exergéticos são úteis na avaliação do valor termodinâmico dos diferentes produtos, pois estes apresentam diferentes características (ROSEN, 2001). Alguns sistemas de cogeração utilizam métodos exergéticos para melhorar a eficiência e solucionar problemas relacionados a preços e custos econômicos (ROSEN, 2002d). Estes métodos ajudam na determinação da alocação apropriada de recursos econômicos assim como na otimização do projeto e operação de um sistema.

Rosen (2002e) esclarece ainda que apesar da sofisticação e aplicabilidade destas técnicas, normalmente elas são difíceis de serem aplicadas pela indústria, pois ainda estão baseadas freqüentemente em explicações e ferramentas complexas que impedem a percepção dos benefícios dos resultados pelo setor industrial.

O desenvolvimento de novas configurações de processo é baseado entre outros fatores, na experiência e intuição dos engenheiros de projeto. Devido ao fato de os critérios de decisão final serem fundamentalmente econômicos, é vantajoso aliar a análise termodinâmica com a análise econômica para a otimização de tais processos (TSATSARONIS; VALERO, 1989). No entanto, para esta combinação, variáveis baseadas exclusivamente em energia conduzem a informações errôneas ou incompletas. Como exemplo, Tsatsaronis e Valero (1989) citam o processo adiabático de expansão (*throttling valves*), um dos piores processos do ponto de vista termodinâmico, para o qual a Primeira Lei não atribui nenhuma perda.

Além do custo associado à destruição de exergia, despesas de operação e manutenção e custos de combustíveis aumentam o valor do custo unitário da exergia dos produtos finais em relação aos insumos utilizados para produzi-los. Tsatasaronis e Valero (1989) mostram que a contribuição dos custos de capital, operação e manutenção no custo dos produtos finais diminui com o aumento da destruição de exergia (redução na eficiência termodinâmica), pois esta destruição torna-se mais significativa na composição dos custos finais. Já os custos com combustíveis aumentam com o aumento na destruição de exergia, pois é necessária uma quantidade maior de combustível para os mesmos efeitos úteis.

Rosen e Dincer (2003) discutem a relação entre exergia e preços de diferentes combustíveis, em um trabalho onde incorpora balanços de custos nos balanços de massa e energia de um simulador na metodologia denominada EXCEM (*Exergy, Cost, Energy and Mass*) pelos autores. A influência das variações de preços da energia (óleo, gás natural e eletricidade) em diferentes métodos de avaliação de custos de trocadores de calor é apresentada por Taal et al. (2003). Existem também critérios de desempenho termodinâmico específicos para trocadores de calor baseados na Segunda Lei da Termodinâmica (YILMAZ; SARA; KARSLI, 2001).

Um estudo da influência de algumas variáveis (eficiência exergética, taxas de destruição de exergia, taxas de custo de investimento, operação e manutenção etc) na minimização de custos em um sistema de cogeração com turbina a gás natural (30MW) e sistema de recuperação de calor dos gases da turbina é mostrado por Tsatsaronis e Moran (1997). Kwon, Kwak e Oh (2001) também mostram a aplicação da análise termoeconômica em um sistema de cogeração com turbina a gás. Lozano e Valero (1994) apresentam uma discussão sobre a teoria do custo exergético baseada na estrutura matricial das relações entre as correntes do processo.

Aplicações da termoeconomia em sistemas de refrigeração podem ser vistas nos trabalhos de Chen, Wu e Sun (2001) e Zhang et al. (2004). O trabalho de Sciubba (2001) através do conceito intitulado pelo autor como EEA (*Extended Exergy Accounting*), aplicado a uma planta de cogeração, amplia a atuação da termoeconomia para toda a cadeia de produção relacionada ao sistema, incluindo os aspectos ambientais e a associação de um fluxo de exergia ao trabalho humano.

Considerações sobre as relações entre exergia e aspectos econômicos podem ser vistas ainda em Gaggioli e Wepfer (1980) e Bandura e Brodiansky (2001).

#### 2.3.3 Exergia e Impactos Ambientais

O crescimento populacional e o aumento do padrão de consumo das sociedades modernas exigem cada vez mais processos de produção eficientes quanto ao uso dos recursos naturais para que sejam sustentáveis. Neste sentido, o conceito de desenvolvimento sustentável tem sido amplamente utilizado para direcionar esforços públicos e privados na busca de tornar as diversas atividades econômicas mais comprometidas com a satisfação das necessidades das futuras gerações. A aplicação deste conceito, por sua vez, tem tornado cada vez mais necessária a definição de critérios e índices de sustentabilidade que possam ser usados para medir, avaliar e comparar os impactos que as atividades industriais apresentam em relação ao meio-ambiente. A importância da definição dos índices ecológicos, com clareza e precisão, que sejam economicamente viáveis e não conflitantes, é mostrada por Dale e Beyeler (2001). De acordo com estes autores, os índices ecológicos devem:

- Ser facilmente medidos;
- Ser sensíveis a mudanças;
- Responder a mudanças de maneira previsível;
- Indicar previamente mudanças iminentes nos sistemas ecológicos;
- Predizer mudanças que podem ser evitadas por ações de controle;
- Serem integrados;
- Apresentar respostas conhecidas a distúrbios naturais, mudanças provocadas pelo homem e transformações ao longo do tempo;
- Apresentar baixa variabilidade nas respostas.

Tais indicadores devem ser usados para avaliar o quanto um determinado processo está de acordo com princípios de sustentabilidade.

O desenvolvimento sustentável é um conceito multidisciplinar, envolvendo aspectos econômicos, sociais e ambientais, dentre outros. As relações entre desenvolvimento sustentável, suas condições e implicações da não sustentabilidade são amplamente discutidas por Hueting e Reijnders (2004).

No escopo da Segunda Lei da Termodinâmica, a chamada exergia tem sido avaliada como uma ferramenta promissora na avaliação do nível de consumo de recursos naturais e do impacto que as correntes de matéria e energia geradas, decorrentes deste consumo, podem causar ao meio ambiente. A exergia fornece uma medida qualitativa e quantitativa dos fluxos de massa e energia envolvidos e, através da identificação e quantificação das irreversibilidades dos processos, pode ser usada como um parâmetro termodinâmico de avaliação de sustentabilidade (DINCER; ROSEN, 2004).

Exergia pode revelar potenciais de mudanças (trabalho) que a corrente pode causar no meio até que atinja um estado de equilíbrio completo, o chamado estado morto.

Sendo a exergia uma medida da diferença de uma dada quantidade de matéria em relação ao ambiente em termos de pressão, temperatura e composição, o conteúdo exergético de uma emissão representa o potencial máximo de causar transformações no ambiente que esta emissão (líquida, sólida ou gasosa) possui. A exergia representa o potencial de transformações que esta emissão pode produzir no meio ambiente até que ela atinja um estado de completo equilíbrio com o ambiente. Desta forma os parâmetros ambientais são fundamentais para esta avaliação. Para análises de sistemas onde não se dispõe de dados específicos sobre os parâmetros ambientais, é utilizado um ambiente padrão de referência (SZARGUT; MORRIS; STEWARD, 1988).

Em geral, ecossistemas naturais apresentam fatores abióticos (solo, luz, água e ar) em grande nível de organização, equilíbrio e interação com fatores bióticos (espécies vegetais, animais e microorganismos). A poluição ambiental pode ser avaliada como uma interferência neste estado de equilíbrio através de correntes de matéria e/ou energia que causam grandes desequilíbrios, não por seu conteúdo material ou energético, mas por sua diferença em relação aos parâmetros do ambiente (temperatura, pressão e composição). Dessa forma, a exergia representa um fator de impacto mais real que matéria ou energia.

Além disto, a degradação em sistemas organizados pode ser relacionada à criação de desordem, geração de entropia, ou destruição de exergia causada por poluentes que se dispersam randomicamente em sistemas naturais, revelando mais uma vez a relação entre entropia e impactos ambientais de produtos e processos (ROSEN, 2002b). A degradação, de um ambiente em equilíbrio, para uma desordem, pode então ser relacionada ao afastamento das características de uma emissão em relação às características do meio.

A área de abordagem da análise exergética é ampliada e são discutidos seus aspectos sociais, relacionando-os ao desenvolvimento sustentável, associando-a ainda com análise de ciclo de vida de produtos e processos e colocando-a como um importante indicador de desempenho energético, econômico e ambiental (WALL; GONG, 2001; GONG; WALL, 2001).

A degradação dos recursos naturais não é motivada pelo consumo de matéria ou energia, uma vez que estes insumos não podem ser destruídos, mas apenas transformados. O que é degradado nestes insumos é o seu valor útil, que é identificado e quantificado pela exergia. Apesar da quantidade total de energia ser mantida em qualquer processo, sua qualidade não é conservada, mudando de uma forma útil para uma forma que não pode ser mais ser aproveitada (HONKASALO, 1998).

Para uma dada quantidade de matéria ou energia ser útil na condução de processos de fabricação de produtos e fornecimento de serviços, esta deve ter um

nível de concentração, estruturação e ordenação maior em relação ao meio ambiente, ou seja, apresentar um nível de entropia menor que o meio (maior exergia).

Ainda segundo esses autores, as sociedades e os sistemas técnicos podem ser descritos como sistemas alimentados por fluxos de matéria e energia de baixa entropia que são convertidos a fluxos de alta entropia. A geração de entropia pode ser dessa forma, indicador substancial do consumo da parcela útil desses insumos.

O desenvolvimento sustentável pode ser assim, descrito como um desenvolvimento baseado na minimização da destruição de exergia dos reservatórios naturais de matéria e energia.

Bastianoni et al. (2005) e Jorgensen (2006) mostram o potencial do uso da exergia como indicador termodinâmico de sustentabilidade. O uso da exergia associado à Teoria da Informação para descrever sistemas ecológicos complexos pode ainda ser vista no trabalho de Susani et al. (2006).

O desenvolvimento de uma metodologia de balanço de custos ecológicos pode ser vista em vários trabalhos (SZARGUT; ZIEBIK; STANEK, 2002; HAU; BAKSHI, 2004; JUST; NETANYAHU; OLSON, 2005). A exergia torna-se então um conceito adequado para o desenvolvimento industrial sustentável uma vez que pode quantificar a degradação de recursos, o impacto de emissões e perdas de processo. Além disto, a Segunda Lei da Termodinâmica, enquanto limite superior para desempenho de sistemas reais, estabelece limites para os níveis de sustentabilidade que podem ser atingidos (HAMMOND, 2004).

Os fluxos e consumo de exergia no planeta podem ser quantificados de forma sistemática, revelando o potencial útil de cada um. Szargut (2003) apresenta um balanço global dos fluxos naturais de exergia na Terra e da importância relativa que as atividades humanas apresentam em relação a estes fluxos.

O uso da técnica exergética apresenta algumas limitações que tornam ainda mais necessários estudos e discussões adicionais. Rosen (2002d) apresentada algumas razões pelas quais a exergia ainda não é largamente utilizada no setor industrial, dentre elas: o fato de depender de condições de referência ambientais difíceis de definir e pela energia ser um conceito mais disseminado e com o qual as pessoas se sentem mais confortáveis. Considerações sobre as dificuldades de adotarse um ambiente padrão de referência devido a variações locais e temporais de temperatura, pressão e composição também são apresentadas por Valero (2006). A relação ainda não bem definida entre exergia e toxicidade de poluentes também é outra limitação citada por Ayres, R.; Ayres, L. e Matinás (1998).

Szargut (2002) sugere a adoção de taxas a serem pagas em razão do valor exergético dos recursos naturais e do conteúdo exergético das emissões lançadas no meio ambiente.

A Análise de Ciclo de Vida (ACV) indica as fontes de impactos ambientais ao longo de toda a cadeia de produção: produção, uso e disposição final. Esta técnica tem sido largamente empregada para avaliar desempenho ambiental de inúmeros produtos, revelando-se útil na identificação dos diferentes fluxos de matéria e energia consumidos e gerados ao longo da cadeia produtiva. Uma das limitações desta técnica é a de não poder avaliar diferentes emissões em relação aos efeitos ambientais (Wall, 2002).

A aplicação da Análise Exergética para todas as etapas da vida útil de produtos e processos, desde a obtenção das matérias-primas até a disposição final dos resíduos gerados na cadeia de produção, representa uma associação da exergia com a técnica de Análise de Ciclo de Vida (ACV), formando a chamada Análise Exergética de Ciclo de Vida (AECV). Esta técnica é descrita em alguns trabalhos (WALL; GONG, 2001; FENG et al. 2004; HAU; BAKSHI, 2004; MILIA; SCIUBBA, 2006).

Classicamente, a Análise de Ciclo de Vida e a Análise Exergética têm sido desenvolvidas separadamente. A abordagem exergética, no entanto, oferece várias informações adicionais à técnica de ACV, na medida em que surge como um indicador uniforme de impacto ambiental global e como ferramenta de otimização para identificação, localização e quantificação de perdas.

A Análise Exergética de Ciclo de Vida (AECV) contabiliza toda destruição de exergia ao longo do ciclo de vida de um produto, servindo como ferramenta de melhoria do desempenho ambiental pela busca da minimização das irreversibilidades (destruição de exergia) do mesmo.

Ayres, R.; Ayres, L. e Matinás (1998) citam três grandes vantagens do uso de exergia no contexto da ACV:

- Fornece uma medida comum para entradas e saídas do processo, permitindo o cálculo de eficiências exergéticas que revelam o potencial de melhorias nos sistemas.
- Permite comparar materiais de natureza diferente em relação ao desempenho ambiental.
- 3 Combinado com balanços materiais e energéticos da ACV, facilita a divulgação e acompanhamento de índices de desempenho de empresas e nações ao longo do tempo, permitindo identificar os reais ganhos/perdas de desempenho e comparar diferentes emissões.

As informações adicionais que a contabilidade das irreversibilidades fornece ao método de ACV são expostas também por Cornelissen e Hirs (2002). Neste trabalho, são mostrados exemplos comparativos entre as informações fornecidas pelo ACV e pela AECV. É evidenciada a importância que a última apresenta na determinação do consumo e da degradação dos recursos naturais envolvidos.

A busca pela sustentabilidade de produtos e processos requer a definição de índices de sustentabilidade que avaliem desempenho ambiental. Neste contexto, diversos autores têm destacado o potencial de uso da exergia, parâmetro baseado na Segunda lei da Termodinâmica. Matéria e energia são grandezas que são conservadas em qualquer processo em que sejam utilizadas. O valor útil dessas grandezas capaz de conduzir processos e a manutenção da vida na Terra é avaliado pela exergia, que por suas implicações econômicas, energéticas e ambientais revelase uma ferramenta promissora para quantificar consumo e degradação de recursos naturais, impactos de emissões e desempenho de produtos e processos.

# 2.4 Integração de Processos para Redução de Consumo de Energia

A Integração de Processos compreende metodologias sistemáticas de identificação de oportunidades em processos industriais que levem à maximização do uso efetivo de energia, água e matérias-primas. A Integração de Processos juntamente com a simulação de processos é uma abordagem eficiente que permite aos engenheiros uma análise sistemática de processos industriais e as interações existentes entre suas diferentes partes, (CETC, 2005). É particularmente útil em sistemas industriais complexos de grande porte, com várias correntes materiais associadas às suas diferentes operações unitárias.

Dalsgard, Petersen e Qvale (2002) argumentam, no entanto, que os maiores potenciais de economia de energia baseados em Integração de Processos encontramse em fábricas de médio porte, porém com grandes empecilhos econômicos para implementar medidas de economia de energia. Uma das ferramentas mais conhecidas de integração de processos que foi desenvolvida nos últimos 20 anos é a chamada análise *pinch*, um método gráfico cujo conceito tem-se mostrado particularmente útil em áreas como: Química e Petroquímica, Refino de óleos, Papel e Celulose, Indústria Alimentícia, de Aço e Metalúrgica. Em El-Hawagi (1997) há uma descrição ampla da técnica, bem como a fundamentação da importância e aplicações de técnicas de integração na síntese de processos químicos.

A técnica consiste essencialmente no levantamento de um inventário de todos os produtores e consumidores de utilidades (água e energia) e sistematicamente estabelecer uma configuração ótima de troca destas utilidades entre os consumidores e produtores, identificando cargas mínimas a serem respeitadas e os locais de maior potencial de recuperação de energia ou reuso de água. Desta forma, distinguem-se as chamadas *Water Pinch* e *Energy Pinch*.

Os trabalhos de Linnhoff (LINNHOFF; MASON; WARDLES, 1979; LINNHOFF; AHMAD, 1990; LINNHOFF; DHOLE, 1992) mostram o desenvolvimento dos métodos gráficos da análise *pinch* no projeto de configurações ótimas de redes de trocadores de calor. Os estudos deste autor foram pioneiros no desenvolvimento da técnica.

Exemplos de resultados da análise *pinch* energética no setor de celulose e papel são: aumento no retorno de condensado para caldeiras, aumento na recuperação de calor em trocadores já existentes, substituição de água fresca por água morna em necessidades de resfriamento, separação de correntes de efluentes de acordo com os níveis de temperatura e instalação de novos trocadores para recuperação de calor.

Um panorama geral dos estudos em Integração de Processos nas regiões de maior produção de papel e celulose do mundo é mostrado em IEA (2004). O uso da tecnologia *pinch* na indústria de celulose e papel pode ser encontrado nas mais diversas áreas de produção e para diferentes propósitos. Bengtsson, Nordman e Berntsson (2002) identificam potencial de uso do calor residual de 8 MW em nível de 90°C para pré-evaporação de efluentes em um processo CTMP (Chemi-Thermo Mechanical Pulp) e oportunidades de uso de calor a nível de 123°C para uso em bombas de calor.

Oportunidades de evaporação de efluentes em uma fábrica de celulose e papel (CTMP e sulfato) analisadas por um método combinado de técnicas *pinch* e o método MIND (*Method for Analysis of Industrial Energy Systems*), baseado em programação matemática MILP (*Mixed Integer Linear Programming*), são mostradas por Bengtsson et al. (2002).

Além destes trabalhos na área de energia, é válido ressaltar alguns trabalhos na área de minimização de consumo de água através de técnicas de Integração de Processos. Estes trabalhos baseiam-se geralmente no conceito de correntes com um único ou múltiplos contaminantes. Nestes cenários, são discutidas as possibilidades de re-uso para minimização de geração de efluentes e consumo de água fresca. Neste sentido destacam-se a série de trabalhos de Dunn e Wenzel (2001), Dunn, Wenzel e Overcash (2001) e Wenzel et al. (2002), além de Castro et al. (1999), Parthasarathy e Krishnagopalan (2001) e Foo et al. (2005).

Westphalen e Maciel (2000) propuseram um método gráfico de integração de processos em evaporadores múltiplo-efeito de solução de glicose. A integração energética em uma planta de ácido nítrico com conseqüente redução de custos da energia em um tempo de retorno de 14 meses, através de diminuição de demanda de água para resfriamento, demanda de vapor de média pressão e substituição de trocadores de calor é mostrada em Matijaseviae e Otmaeiae (2002).

Técnicas de integração mássica pra redução de efluentes também têm sido bastante aplicadas na indústria de papel e celulose (TRIPATHI, 1996). Hamad et al. (1998) apresenta um estudo para redução de descarte de metanol como efluente em um processo Kraft. Diversas estratégias de reciclo e mistura são discutidas. Maréchal e Kalitventzeff (1998) obtiveram uma redução de 35% nos custos operacionais totais através de configurações ótimas de redes de vapor e trocadores de calor com um tempo de retorno de 3 meses, através de técnicas de integração energética.

O uso de análise *pinch* para avaliar correntes de processo com potencial de troca térmica em uma máquina de papel é encontrado em Sasazawa, Ravagnani e Pesch (2000). Smith (2000) apresenta considerações sobre os novos desafios encontrados pelo estado da arte em Integração de Processos, citando 4 exemplos industriais: redes de trocadores de calor, sistemas de destilação, redes de troca de massa entre correntes de água e sistemas de suprimento de hidrogênio em refinarias. Destaca ainda novas áreas em que deve se desenvolver a integração de processos, como separação, projeto de reatores, segurança, controle e desenvolvimento de *softwares*, ressaltando ainda os trabalhos necessários em eficiência energética e emissão de efluentes. Uma breve descrição das recentes aplicações de Integração de Processos em sistemas energéticos é feita em Zhu e Vaideeswaran (2000).

Alguns trabalhos ampliam o escopo tradicional da Integração de Processos. Neste sentido são de relevância aqueles que incluem considerações exergéticas na busca por melhores eficiências energéticas de processos. Staine e Favrat (1996) comentam as limitações da análise *pinch* tradicional em trocadores de calor e ampliam seu uso através da inclusão de parâmetros como perdas de exergia por transferências de calor, por perdas de carga e a exergia associada ao processo de manufatura de trocadores, propondo dessa forma uma abordagem combinada dos dois métodos.

Uma grande limitação da análise *pinch* energética é que esta trata apenas de processos com transferência de calor, não contemplando processos com mudança de pressão ou composição, muito comuns em plantas químicas e de produção de potência (FENG; ZHU, 1997). Neste trabalho, um diagrama relacionando exergia e energia (diagrama O-H) é criado para auxiliar os diagramas convencionais da análise *pinch*, com objetivo de usar as vantagens dos dois métodos. Nesta metodologia, H representa a energia de uma corrente e O a fração exergia/energia. Este trabalho foi posteriormente ampliado por Anantharaman, Abbas e Gundersen (2006) para incluir efeitos de variações de pressão, temperatura e composição na metodologia dos gráficos exergia-entalpia (curvas ELCCs-*Energy Level Composite Curves*) do trabalho anterior. A técnica foi aplicada a uma planta de metanol, fornecendo potenciais de integração energética com ganhos de até 25,72 MW de eletrcidade, 201 MW em ganhos com correntes quentes e 225,39 em ganhos com correntes frias.

Um método gráfico de identificação de perdas de exergia também é abordado por Ishida e Ji (1999). A inclusão de reações químicas na discussão da análise *pinch* convencional é feita em Ruyck (1998).

Sistemas reativos são grande fonte de destruição de exergia. Neste sentido a técnica CPA (*Chemical Pinch Analysis*) é abordada por Lavric et al. (2003). Neste trabalho, foi buscada a minimização simultânea da geração de entropia em um reator PFR (*Plug Flow Reactor*) de produção de metanol juntamente com os sistemas auxiliares de trocadores de calor com o auxílio da análise *pinch*. Uma combinação de análise *pinch* com análise exergética para sistemas de cogeração é vista em Puigjaner (1997).

# 2.5 Simulação e Otimização

Simuladores de processo são programas computacionais que realizam balanços de massa e energia e têm sido largamente utilizados nas mais diversas áreas industriais. Além de predizer o comportamento de um sistema em relação a mudanças nas condições de operação, os simuladores são também úteis para: projeto de equipamentos, análise de sensibilidade, identificação de estratégias de operação, controle, treinamento operacional, otimização operacional de um processo existente, otimização de projeto de um novo processo, avaliação de novas tecnologias e conservação de água e energia (SYBERG; WILD; SIMONS, 1992). A simulação pode ser estática (em condições operacionais de regime permante) ou dinâmica (quando a variável tempo é levada em conta para acompanhar o comportamento dinâmico de algumas variáveis).

O desenvolvimento de modelos computacionais de simulação tem sido realizado em vários setores industriais e para diversos equipamentos: indústria alimentícia (BIRCHAL; PASSOS, 2005), indústria de petróleo e petroquímica (RIVERO, 2002), evaporadores de contato direto (CAMPOS; LAGE, 2001) e em muitas outras áreas.

Além de revelar o comportamento de equipamentos específicos e de todo o sistema em relação a variações nas condições operacionais, a simulação é uma ferramenta importante na otimização de novas configurações de um processo, ou mudanças nas condições operacionais. Com isto, torna-se útil na busca de melhores condições de projeto ou operação que resultem em menor custo e em melhorias no consumo de água e energia.

Sorin, Hammache e Diallo (2000), utilizaram o simulador ASPEN PLUS<sup>3</sup> para avaliação de diferentes configurações para uma planta de produção de benzeno, utilizando otimização exergética de uma superestrutura e comparando o desempenho da estrutura final obtida com aquelas obtidas através de métodos heurísticos e

<sup>&</sup>lt;sup>3</sup> www.aspentech.com

programação matemática, obtendo menor consumo de matérias-primas e menor nível de emissões.

No setor de celulose e papel diversos trabalhos utilizam técnicas de simulação para estudar o comportamento de diversas áreas e equipamentos: Cole, Farmin e Euhus (2000) mostram o uso da simulação aplicada a todo um processo TMP (Thermo Mechanical Pulping) para identificação de oportunidades de recuperação de calor de correntes do processo, baseada em balanços de fibra, água e energia. Laperrière e Wasik (2000) mostram o desenvolvimento de um módulo de simulação baseado em redes neurais para CADSIM<sup>4</sup> cujo objetivo é tratar variáveis que não são relacionadas diretamente a balanços, como resistência do papel e outros parâmetros de qualidade. Melton e Haynes (1999) mostram o uso de simulação para estudos de fechamento de circuitos de água em uma linha de branqueamento com redução de 35% no consumo de água fresca. O uso do simulador WinGems<sup>5</sup> para busca de redução de custos operacionais (consumo específico de energia) e controle de variáveis de qualidade dos produtos em uma fábrica de papel é mostrado também em Strand et al. (1999). Euhus et al. (1998) relatam o uso de um simulador em WinGems para avaliar os impactos financeiros de mudanças de configuração e operação em uma fábrica de celulose e papel.

Existem no mercado diversos *softwares* de simulação de processos específicos para a indústria de papel e celulose, podendo-se citar WinGEMS e CADSIM PLUS. Oliveira et al. (2006) desenvolveram um estudo comprativo da qualidade dos dados gerados por balanços de massa e energia em WinGEMS e CADSIM PLUS para a etapa de branqueamento de uma fábrica Kraft, obtendo boa representatividade das variáveis calculadas por simulação em relação aos valores reais de processo. Casavant e Côté (2000) utilizaram o simulador CADSIM Plus para propor um modelo de ecossistema industrial (conjunto de unidades industriais integradas) formado por 5 empresas (4 do setor de celulose e papel) para avaliar as possíveis interações de massa e energia entre elas com respectivas vantagens.

<sup>&</sup>lt;sup>4</sup> www.aurelsystems.com/csplus

<sup>&</sup>lt;sup>5</sup> www.metsoautomation.com

Sivill, Ahtila e Taimisto (2005) utilizaram uma rotina de simulação em Matlab<sup>6</sup> para avaliar o efeito que condições de operação diferentes daquelas de projeto têm no sistema de recuperação de calor da seção de secagem de máquinas de papel. O desenvolvimento de um simulador dinâmico geral para indústria de papel e celulose para posterior avaliação dos efeitos do fechamento de circuitos de água nos parâmetros de controle ambiental é apresentado por Vassas e Rueff (2000).

A simulação de processos tem sido fortemente direcionada à otimização no consumo de água e energia dos mesmos. Por isso, em sistemas térmicos de geração de energia também se encontra uma grande área de desenvolvimento e aplicação da simulação como ferramenta de melhorias de desempenho e, dentre os critérios de desempenho utilizados, destaca-se a eficiência exergética.

A importância da simulação dinâmica para atingir performances satisfatórias em diferentes restrições de projeto, operação e impactos ambientais de sistemas térmicos é abordada por Akiyama, Matsumoto e Asakura (1997). O cálculo da destruição de exergia em análise termoeconômica aliado a simuladores de processo pode ser visto em Chang e Li (2005), onde modelos de equilíbrio e não-equilíbrio são usados para uma coluna de destilação de mistura benzeno-tolueno e para uma planta de produção de etileno. O uso de programação não-linear e simulação dinâmica para determinar os parâmetros ótimos de operação de um sistema de potência com turbina a gás e turbina a vapor com extração é mostrado por Shirakawa, Nakamoto e Hosaka (2005). O uso de técnicas de simulação computacional em CFD (*Computational Fluid Dynamics*) para desenvolvimento de válvulas com menor perda de carga é mostrado em Roorda (1998).

Vieira, Donatelli e Cruz (2004) mostram a análise termoeconômica de um sistema de cogeração. O uso de simuladores em análise exergética também é visto em Rivero (2002), onde o cálculo da exergia física, química e total de todas as correntes de processo e de utilidades bem como índices de desempenho (irreversibilidades, perdas de exergia, eficiência) é integrado a um simulador

<sup>&</sup>lt;sup>6</sup> www.mathworks.com

AspenPlus para os diversos componentes de uma refinaria de petróleo. A análise exergética integrada a simuladores de processo também é abordada por Hinderink et al. (1996a,b).

A otimização de sistemas térmicos tem sido uma área de grande aplicação das técnicas de simulação de processos (EUHUS, 1998) e seu principal objetivo é encontrar os valores das variáveis contínuas ou discretas do sistema (temperatura, pressão e composição química das correntes, tamanho dos equipamentos, materiais etc) que minimizem o custo dos produtos finais (TSATSARONIS; VALERO, 1989).

A otimização matemática rigorosa de custos para sistemas energéticos complexos muitas vezes torna-se inviável, não só pela complexidade inerente aos métodos numéricos mas também devido ao fato de algumas funções de custo que são necessárias para expressar o custo de capital de um componente como função de variáveis termodinâmicas serem indisponíveis ou imprecisas; mesmo em casos onde todas informações são disponíveis e precisas, torna-se dispendioso e é consumido muito tempo para formular e resolver um problema de otimização com um número extremamente grande de equações, restrições e variáveis fortemente interdependentes (TSATSARONIS; VALERO, 1989).

Classicamente a otimização de processos segue as seguintes etapas: uma configuração detalhada do sistema é inicialmente desenvolvida; para esta configuração são feitos os balanços de massa e energia; os custos dos produtos são estimados através de uma análise econômica; a terceira etapa inclui o desenvolvimento de uma configuração nova ou modificada que corresponda aos balanços de massa e energia; subseqüentemente os custos de produção para a nova configuração são calculados. As duas últimas etapas são repetidas várias vezes observando-se os ganhos em cada uma (TSATSARONIS; VALERO, 1989).

Diversos trabalhos na área de programação matemática (LP-Linear Programming, NLP-Non-Linear Programming, MILP-Mixed Integer Linear Programming, MINLP- Mixed Integer Non-Linear Programming) para otimização do consumo de água e energia têm sido desenvolvidos: método de otimização matemática para custos operacionais de um sistema de resfriamento de água (CASTRO; SONG; PINTO, 2000); modelos de programação matemática MILP multiobjetivo para fins econômicos e restrições ambientais devido a emissões gasosas na queima de combustíveis fósseis (CHANG; HWANG, 1996); simulação de sistemas de combustão aliada a técnicas de CFD para projeto de caldeiras e predição de emissões gasosas (FALCITELLI et al. 2002); uso de Programação Linear Inteira-Mista (MILP) para otimização de custos operacionais em diferentes cenários de reuso de água industrial (JÖDICKE; FISCHER; HUNGERBÜHLER, 2001); Programação Linear Inteira-Mista (MILP) para minimização de consumo de água e geração de efluente em sistemas em batelada, baseada em reuso e oportunidades de reciclo (MAJOZI, 2005); síntese ótima de redes de trocadores de calor através de algoritmo genético (RAVAGNANI et al. 2005); técnicas de otimização matemática e análise termodinâmica para configurações ótimas de sistemas térmicos (SHANG; KOKOSSIS, 2005) dentre outros.

Em Maréchal e Kalitventzeff (1997) foi simulado um processo Kraft de produção de celulose e papel para desenvolvimento geral de técnicas numéricas de Programação Inteira Mista e análise termodinâmica em redução de emissões, consumo de matérias-prima e custos operacionais.

Thibault et al. (2003) avaliaram a importância relativa de sete diferentes variáveis de operação (6 contínuas e 1 binária) na otimização de parâmetros de qualidade de uma produção de celulose: consumo específico de energia, conteúdo de extrativos, tensão de ruptura e brilho. Uma região ótima de operação é então definida através da análise de curvas de Pareto para processo com e sem tratamento com NaOH. Watkins e Mckinney (1996) mostram o uso comparativo de algoritmos de decomposição (GBD-*Generalized Benders Decomposition* e OA-*Outer Approximation*) na solução de problemas MINLP de captação e distribuição de água.

A análise termoeconômica fornece significativas informações a respeito do desempenho termodinâmico de processos e equipamentos que agilizam os métodos iterativos de busca de uma solução ótima. Diversos estudos já incluem a análise exergética e termoeconômica na otimização termodinâmica de sistemas energéticos.

Em Bejan (2001) a geometria ou configuração interna de trocadores de calor é o parâmetro a ser determinado, ao contrário do que classicamente é feito: a geometria de transferência de calor é conhecida e trabalha-se na busca de condições ótimas de operação. Procura-se então uma configuração interna ótima a fim de minimizar as irreversibilidades e conseqüentemente a geração de entropia.

O uso de Otimização Não-linear Inteira Mista com análise exergética na produção combinada de potência e calor (cogeração) em uma fábrica TMP de celulose e papel é vista em Brown, Maréchal e Paris (2005). Neste trabalho, é revelada a possibilidade de ganhos de até 12% na cogeração de eletricidade através de aumento da eficiência exergétia na secagem do papel. Diferentes tecnologias (substituição de injeção de vapor por trocadores de calor em tanques de mistura de cavacos e recuperação de vapor de refinadores) são também discutidas para recuperação de energia em termos de custo de combustíveis e eletricidade. Cornelissen e Hirs (1997) mostram um exemplo de otimização exergética combinada com análise de ciclo de vida para trocadores de calor, com o objetivo de alcançar mínimas irreversibilidades durante todo o processo de produção do mesmo.

O uso da exergia como parâmetro de busca de baixos custos e alta eficiência é mostrado por El-Sayed (2002), onde uma metodologia conceitual geral de otimização para sistemas energético-intensivos é discutida.

# 3 DESCRIÇÃO DE UM PROCESSO INDUSTRIAL EM OPERAÇÃO





# Preparo de Madeira.

Responsável pela pesagem, corte e descascamento da madeira recebida da área florestal. Já sem cascas, a madeira é enviada aos picadores para formação dos cavacos. O cavaco produzido é peneirado para classificação e enviado ao estoque a céu aberto, de onde é alimentado nas correias transportadoras que os leva até os silos. O rejeito produzido nos descascadores e peneiras é utilizado como combustível nas caldeiras.

#### Produção de Celulose.

Dos silos os cavacos seguem para o processo de cozimento com licor branco (NaOH e Na<sub>2</sub>S), que é o agente químico ativo responsável pela remoção da lignina e extrativos do tecido vegetal, em vasos de pressão (digestores) com valores determinados de temperatura, pressão e tempo. Com a remoção destes materiais, liberam-se as fibras celulósicas para serem tratadas e utilizadas na fabricação de papel. São dois digestores existentes na fábrica do presente estudo: Kamyr e Esco. Nestes digestores são produzidas as pastas celulósicas usadas na produção de papéis de embalagem que são usados em diversas indústrias de alimentos. Depois do cozimento e após passar pela zona de lavagem do digestor, a polpa produzida passa por difusores e refinadores para ser diluída até uma consistência estabelecida quando então é bombeada para torres de estocagem.

#### Branqueamento.

A polpa produzida no digestor Esco passa por um processo de branqueamento baseado na tecnologia TCF (*Total Chlorine Free*) para atingir o grau de alvura desejado. Após ser lavada para remoção dos materiais orgânicos extraídos da madeira e dissolvidos no licor, e receber adição de talco, soda e sulfato de magnésio, a polpa segue para uma seqüência de diferentes estágios de branqueamento formada por: oxigênio e vapor; quelação; sulfato de magnésio, peróxido de hidrogênio, oxigênio e vapor; ozônio e quelação; soda e peróxido de hidrogênio, oxigênio e vapor; filtragem e lavagem. Após a lavagem é adicionado ácido sulfuroso para controle de pH com posterior bombeamento para torres de estocagem. Das torres de estocagem a polpa sofre então diluição para envio à máquina de papel.

#### Produção de Papel.

Existem 5 máquinas de papel que operam continuamente. A formação da folha de papel é dividida em 3 etapas: preparação da massa, formação da folha e secagem. Na etapa de preparação da massa as operações existentes são: a depuração (para manter a pasta isenta de impurezas), a refinação (ação mecânica de atrito na massa que

favorece a formação de pontos de ligação entre as fibras e aumenta a resistência do papel) e adição de aditivos (que dependem do tipo de papel a ser produzido). A formação da folha é feita através da disposição da massa na tela da mesa plana, onde é removida grande parte da água presente (água branca), e em seguida a prensagem remove a segunda parte significativa de água. Na etapa de secagem a folha passa em um conjunto de cilindros alimentados com vapor para remoção da água ainda presente.

#### Evaporação do licor preto.

Depois do cozimento da madeira, a lignina e os diversos extrativos presentes na madeira são dissolvidos no licor branco de cozimento formando o licor preto, com alto teor de material orgânico. Para que o licor preto possa então ser aproveitado como combustível na caldeira de recuperação, é necessário concentrá-lo em evaporadores múltiplo efeito. O sistema de evaporação múltiplo-efeito é formado por 6 efeitos e 11 evaporadores, que concentram o teor de sólidos do licor de 20% para cerca de 80%.

#### Caldeira de recuperação.

Após concentrado, o licor preto é queimado na caldeira de recuperação que, além de gerar vapor para o processo, permite a recuperação dos agentes químicos inorgânicos de cozimento. No processo de cozimento, são obtidos compostos de sódio e sulfatos que em ambiente oxidativo resultariam em cinzas contendo Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> e Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>. Entretanto, durante a queima em ambiente redutor na caldeira, o sulfato de sódio é reduzido a sulfeto de sódio (Na<sub>2</sub>S) que juntamente com o carbonato de sódio formam o *smelt* fundido da caldeira. A estes fundidos é adicionado licor branco fraco proveniente da caustificação em um tanque de dissolução formando o licor verde. Os gases de escape da caldeira também contêm sulfato e carbonato de sódio, recuperados através de precipitadores eletrostáticos.

#### Caustificação.

O licor verde formado segue então para a etapa de caustificação, onde é adicionada cal em reatores em série onde ocorrem as seguintes reações:

$$CaO + H_2O \rightarrow Ca(OH)_2$$
  
 $Na_2CO_3 + Ca(OH)_2 \rightarrow 2NaOH + CaCO_3$ 

Dessa forma o agente de cozimento NaOH é recuperado. O carbonato de cálcio formado gera a chamada lama de cal, que é calcinada no forno de cal. . Na etapa de lavagem da lama de cal retida no filtro é gerado o licor branco fraco utilizado para dissolução do *smelt*.

#### Forno de cal.

Compreende a calcinação do carbonato de cálcio gerado pela caustificação do licor verde para recuperação da cal pela reação:

$$CaCO_3 \longrightarrow CaO + CO_2$$

A cal recuperada pode então ser reutilizada nos reatores de caustificação. Os gases de combustão do forno contém uma certa quantidade de carbonato de cálcio, que é recuperada por precipitadores eletrostáticos. O combustível utilizado no forno é óleo combustível, que fornece o calor necessário à reação química do carbonato de cálcio.

# 3.2 Sistema de água e efluentes

## Estação de Tratamento de Água

A fábrica possui uma ETA-Estação de Tratamento de Água (capacidade de 120.000 m<sup>3</sup>/dia) que capta a água do Rio Tibagi ou Rio Harmonia, trata e a distribui para a fábrica. O tratamento da água é basicamente feito pelas seguintes etapas: coagulação (sulfato de alumínio), pré-cloração, decantação, pós-cloração, correção de pH (cal hidratada) e filtração (filtros de carvão antracito, areia e pedra), para então ser enviada para o reservatório e distribuição para a fábrica.

# Tratamento de Água de Alimentação das Caldeiras

A água usada para gerar vapor nas caldeiras e para alimentar o sistema de água de controle de temperatura nas linhas de vapor, passa ainda por uma etapa adicional de tratamento cujo objetivo é mantê-la nos padrões aceitáveis de prevenção de corrosão e depósitos nas caldeiras e turbinas.

Este tratamento consiste na desmineralização baseada na descloração em filtros para posterior passagem em uma rede de leitos de troca iônica (catiônica, aniônica e leito misto).

#### Estação de Tratamento de Efluentes

A ETE-Estação de Tratamento de Efluentes da fábrica inicia-se com uma calha Parshall onde é medida a vazão de entrada de efluentes. Em seguida a corrente de passa por um conjunto de grades mecânicas para remoção de materiais suspensos e por uma caixa de areia onde é depositada a areia e outros materiais pesados existentes. O efluente é então enviado para o decantador primário, onde 90-95% das fibras existentes é removida. O efluente resultante passa então por uma correção do pH com ácido sulfúrico ou soda cáustica e segue para uma caixa de mistura para homogeneização com posterior resfriamento da corrente em duas torres de resfriamento (55°C para 36°C).

Em seguida o efluente é enviado para um reator biológico de leito fluidizado (tecnologia *floobed*), onde é feita a degradação da matéria orgânica por microorganismos adsorvidos em uma matriz polimérica. Segue para o reator biológico de lodo ativado e depois para o decantador secundário para separação do lodo biológico. O efluente resultante é descartado no Rio Tibagi.

A vazão média de operação do sistema é de 3.200 m<sup>3</sup>/h. A remoção de DBO é de 14 t/dia para valores inferiores a 3,6 t/dia, enquanto a DQO é removida de 32 t/dia para valores inferiores a 15 t/dia. A temperatura do efluente é reduzida de 53 °C para 38 °C (legislação requer descarte de efluente com temperatura menor que 40°C).

# 3.3 Sistema Térmico

O sistema de utilidades da fábrica é responsável pelo fornecimento de vapor, eletricidade, água tratada, água desmineralizada e ar comprimido para todo o processo de fabricação de celulose e papel, bem como pelo tratamento de efluentes gerados. O sistema térmico é parte integrante do sistema de utilidades da fábrica e seu propósito é converter a energia química disponível nos combustíveis (óleo 3A, biomassa e licor preto) em calor para geração de vapor e energia elétrica.

O consumo de energia elétrica da fábrica é suprido através de três fontes: Usina Hidrelétrica, Usina Termelétrica e concessionária (COPEL: Companhia Paranaense de Energia). O controle de freqüência (60Hz) é feito pela concessionária e o controle de tensão pode ser feito internamente à fábrica por transformadores e geradores ou pela própria concessionária.

#### 3.3.1 Usina Hidrelétrica de Mauá

A Usina Hidrelétrica de Mauá converte a energia potencial e cinética da corrente de água do Rio Tibagi em energia elétrica através de duas turbinas Francis fornecidas pela Morgan Smith e gerador fornecido pela General Eletric. Segue abaixo uma descrição sucinta dos principais parâmetros relacionados à operação da usina:

Localização: Rio Tibagi, Telêmaco Borba –PR. Área da bacia hidrográfica: 15.650 Km<sup>2</sup> Descarga mínima: 40 m<sup>3</sup>/s Descarga máxima: 4.000 m<sup>3</sup>/s Potência: 23,5 MW (operando à plena carga) Turbina 1: Vazão 47,8 m<sup>3</sup>/s ( nominal: 44 m<sup>3</sup>/s/12.500 KVA) Turbina 2: Vazão 45,6 m<sup>3</sup>/s ( nominal: 39 m<sup>3</sup>/s /10.500 KVA) Tensão de geração: 2,4 KV Rotação: 200 rpm

# 3.3.2 Usina Termelétrica

É formada por 4 caldeiras de força (CD4, CD5, CD6 e CD7), 1 caldeira de recuperação (CDR) e 3 turbogeradores (TG4, TG5 e TG7) de contra-pressão. O turbogerador de condensação existente (TG6) foi removido, pois se encontrava fora de operação devido ao aumento no consumo de vapor de média e baixa pressão na fábrica.<sup>7</sup>

O vapor de alta pressão é fornecido por quatro caldeiras de força e uma de recuperação de licor preto concentrado. Este vapor é enviado a um sistema de quatro vasos coletores que operam interligados e que distribuiem o vapor para as turbinas.

O vapor de média pressão (12,5 bar) das extrações das turbinas e das válvulas redutoras de média pressão é distribuído para os consumidores a partir de coletores de média pressão, da mesma forma que o vapor de baixa pressão (4 bar). As máquinas de papel, planta de evaporação e o digestor Kamyr possuem sistema de retorno de condensado para as caldeiras.

Um fluxograma representativo do sistema térmico é mostrado na Figura 3.2:

<sup>&</sup>lt;sup>7</sup> Relatos dos operadores da sala de energia em outubro de 2005.



Figura 3.2 Fluxograma do sistema de cogeração atual

# Tabela 3.1 Legenda do fluxograma do sistema térmico atual (ver Figura 3.2)

CDR: caldeira de recuperação de licor preto
CD4: caldeira de força a biomassa
CD5: caldeira de força a óleo
CD6: caldeira de força a biomassa e óleo
CD7: caldeira de força a óleo
TG04, TG05 e TG07: turbinas de extração e contra-pressão
MP: máquina de papel
DC1 e DC2: digestor contínuo 1 e 2
Evaporação: sistema de evaporação de licor preto
Branqueamento: sistema de branqueamento de polpa
Água Desmineralizada: tanque de água desmineralizada de reposição das caldeiras
Linhas vermelhas: vapor de alta pressão
Linhas amarelas: vapor de baixa pressão
Linhas róseas: vapor de média pressão
Linhas verdes grossas: condensado
Linhas verdes finas: água de desuperaquecimento (água de injeção-pressurizada)
4 coletores de vapor de alta pressão interligados ( COLETORES a, ß, γ e d)
PM: pasta mecânica
Forno: forno de cal
COLETOR (ColM022): vapor de média
COLETOR (ColM023): vapor de baixa

Este condensado é enviado a um tanque de coleta e bombeado para as caldeiras juntamente com água desmineralizada de reposição. A fábrica está operando com uma proporção de água de reposição maior que o retorno de condensado. Atualmente, da água de alimentação das caldeiras, 45% é retorno de condensado do processo.

Na área de utilidades existem duas salas de controle por SDCD (sistema digital de controle distribuído): a sala de energia e a sala da caldeira 06. Na primeira há o monitoramento e controle da operação dos turbogeradores, distribuição de vapor de baixa e média pressão para os consumidores e controle da geração de energia elétrica e consumo da rede externa. Na segunda, há o acompanhamento e controle de

operação das caldeiras de força, caldeira de recuperação e dos demais sistemas do processo de recuperação (forno de cal, caustificação e evaporadores de múltiplo efeito).

A seguir são descritas brevemente algumas características gerais das caldeiras e turbinas, principais equipamentos do sistema de cogeração. Tal descrição é útil para demonstrar o caráter dinâmico da operação destes equipamentos e revelar como esta operação depende de diversas variáveis relacionadas à operação das outras áreas da fábrica. Foi dada ênfase a aspectos operacionais destes equipamentos. Os procedimentos completos de operação e controle, bem como dados técnicos de projeto fogem ao escopo deste trabalho.

#### Caldeira de Recuperação

A caldeira de recuperação desempenha papel fundamental na viabilidade econômica do processo Kraft, pois além de funcionar como grande gerador de vapor (e por conseqüência, eletricidade e vapor para ser usado como meio de aquecimento no processo), desempenha a função de um reator químico, responsável pelas reações químicas que recuperam os reagentes de cozimento da madeira usados nos digestores. Uma representação esquemática da caldeira é apresentada abaixo:



Figura 3.3 Representação da caldeira de recuperação

O combustível da caldeira é o licor preto originado no cozimento da madeira. Sua composição contém cerca de metade do material orgânico presente na madeira (lignina, polissacarídeos e extrativos) além de sais solubilizados. A alimentação de licor é realizada por 6 bocais que, por sua vez, recebem licor de um circuito de licor (anel) que circunda a fornalha.

Antes de ser queimado na caldeira de recuperação, o licor é concentrado no sistema de evaporadores de 6 efeitos. Por questões de segurança, existe um limite inferior para a concentração em sólidos do licor alimentado na caldeira. Caso a umidade do licor aumente muito, pode haver pressurização da fornalha pela água evaporada levando a condições inseguras de operação. O bom funcionamento do sistema de tiragem também é importante para evitar pressurização pelos gases gerados na queima do licor. O limite inferior de concentração, em sólidos secos, é de 62% para parada da caldeira. A pressão no interior da fornalha requer rigoroso

controle por motivos de segurança. Uma variável manipulada para este controle é a rotação dos ventiladores de tiragem de gases.

A concentração de sólidos média do licor concentrado é em torno de 80% e a produção específica de vapor na caldeira em torno de 3,1 t vapor/t licor. Tais valores são fortemente dependentes de diversas variáveis de operação da fábrica, tais como: tipo de polpa processada nos digestores e eficiência do processo de evaporação. O tipo de polpa processada (cavacos processados) afeta diretamente o poder calorífico do licor, uma vez que tem impacto sobre a relação orgânicos/inorgânicos do mesmo. As propriedades do licor não são, dessa forma, constantes.

No sistema de SDCD da caldeira há indicação de LP Total (vazão volumétrica de licor alimentada, m<sup>3</sup>/h) e TSS Total (total de sólidos secos alimentado, t/h). A densidade do licor é lida em uma tabela Baumé que relaciona densidade com concentração de sólidos secos. Dessa forma, uma outra maneira de calcular a vazão em sólidos secos (tss/h) de licor é através de equação baseada na vazão volumétrica, concentração e densidade.

O *smelt* (inorgânicos fundidos) originado da queima do licor é dissolvido em um tanque por uma corrente de licor branco fraco proveniente da lavagem de lama da caustificação, denominada água alcalina, originando o licor verde. Esta dissolução gera gases e vapor que são eliminados por uma chaminé própria.

A temperatura do licor verde é em torno de 85°C já na entrada do apagador na caustificação. As calhas por onde o *smelt* é derramado no tanque de dissolução são resfriadas por um circuito de água de resfriamento, aquecendo a água a 57°C.



Figura 3.4 Representação do tanque de dissolução de smelt

Uma importante variável controlada é o álcali total (expresso em gramas de Na<sub>2</sub>O) na saída do tanque de dissolução de *smelt* (Figura 3.4), cujo *set-point* é de 125 g/L. Este controle é importante para manter o processo de caustificação operando dentro de parâmetros regulares. O sistema de controle atua no tanque de forma a manter a concentração de álcalis (variável controlada) constante em torno de 125g/L. A variável manipulada é a vazão de água alcalina. Quando a concentração tende a subir, é aberta a válvula para aumentar a vazão de água alcalina. Quando a concentração tende a cair, o procedimento oposto é realizado. As 3 linhas laterais representadas apresentam opção de duplo sentido de escoamento (licor verde saindo/água alcalina entrando) para evitar incrustações pelo *smelt* do licor verde.

Outro importante aspecto de operação e controle da caldeira de recuperação é a distribuição de ar de combustão, dividido em primário, secundário e terciário, conforme visto na Figura 3.3.

Para uma operação eficiente e segura da caldeira, diversos aspectos são observados quanto à eficiência de queima e a conformação espacial da pilha de sólidos na fornalha. Nesse aspecto, cada corrente de ar apresenta uma função diferenciada no processo de combustão e controle da conformação da pilha de sólidos da fornalha. O excesso de oxigênio para combustão é outro fator importante na operação da caldeira. Baixo excesso de oxigênio prejudica a eficiência da combustão. No entanto, se o excesso for muito alto, há prejuízo para a eficiência de redução da caldeira (conversão de sulfato a sulfeto). Por esse motivo, o excesso de oxigênio é mantido entre 1,8 e 2,5%. Um importante indicador da eficiência da queima na caldeira é o TRS (*Total Reduced Sulphur*) monitorado na chaminé.

A Figura 3.5 apresenta o tanque de alimentação de água da caldeira de recuperação. O sistema de água de alimentação da caldeira fornece água a 130 °C.



Figura 3.5 Tanque de alimentação de água da caldeira de recuperação

Há ainda um consumo de vapor para sopragem de fuligem na caldeira de recuperação. Tal sopragem é feita por 56 sopradores distribuídos ao longo das superfícies do circuito de circulação dos gases de combustão e têm como objetivo principal manter as superfícies de troca térmica livres de incrustações.

No balão da caldeira existe um sistema de drenagem de água para controle da qualidade da mesma, principalmente em relação ao conteúdo de sílica. Para a saída de vapor superaquecido, existe um controle de temperatura. Caso a temperatura do vapor se eleve, aumenta-se a taxa de reciclo da corrente que troca calor com a água do balão inferior, de forma que a temperatura sofra uma diminuição. Também há controle do pH da água.

# Caldeira de Biomassa (CD6)

É uma caldeira BFB (*Bubbling Fluidized Bed*), ou seja, de leito fluidizado borbulhante de areia. O leito de areia, onde a biomassa é queimada para geração de vapor, é borbulhado através da injeção de ar por um conjunto de bicos (*grid*). As vantagens deste sistema de queima são : maior uniformidade de temperatura e favorecimento de trocas térmicas para reações químicas envolvendo partículas sólidas, gasosas e líquidas, alta eficiência (o combustível é queimado completamente e com baixo excesso de ar) e estabilidade mesmo diante de mudanças nas características do combustível. É particularmente eficiente para queima de combustíveis de baixo poder calorífico e alto teor de umidade e cinzas. Possui um sistema auxiliar de queimadores de óleo.

É composta basicamente pela câmara de combustão, sistema de alimentação de combustível, sistema de alimentação de areia, sistema de ar de combustão, leito de combustão, superaquecedores (primário e secundário), feixe de tubos de evaporação (*boiler bank*), pré-aquecedor de ar a gás e economizador.

Sua capacidade máxima é de 150 t/h de vapor (46 bar, 430 °C). O combustível é biomassa formada por 80% de casca e 20% de cavaco de madeira, além de combustível auxiliar óleo 3A.

São feitas 3 trocas do leito de areia por dia e a alimentação de areia é feita pelo silo de areia situado na caldeira, que por sua vez é alimentado por transporte pneumático da areia situada no reservatório na base do prédio da caldeira.

A temperatura dos gases não deve ser menor que 150 °C para que não haja problemas de corrosão nas placas dos precipitadores. A Figura 3.6 apresenta uma vista lateral da caldeira.


Figura 3.6 Vista lateral simplificada da caldeira 6

A temperatura máxima do leito é de 900 °C, havendo necessidade de controle para que esta temperatura não seja atinjida. Uma forma de controle desta temperatura de queima é através do empobrecimento do ar de combustão por uma corrente de gases de escape (Figura 3.7). O controle de temperatura também corta a alimentação de biomassa para a fornalha se 2 dos 8 pontos de medição de temperatura estiver a menos de 500 °C, para que não haja acúmulo de biomassa. Se dois pontos apresentarem temperatura maior que 930 °C, há corte no fornecimento de biomassa para que não haja fusão das cinzas do leito.

A distribuição de ar de combustão apresenta também importante papel no controle de temperatura do leito e apresenta medição *on-line* do excesso de oxigênio. Normalmente, o controle de temperatura do leito é feito mediante modificações na configuração de ar de combustão. Evita-se alterar a alimentação de combustível para esse propósito para que não seja perdida uniformidade no leito. A Figura 3.7 apresenta uma descrição dos circuitos de ar de combustão e gases na caldeira.



Figura 3.7 Circuito de ar e gases da caldeira 6

Na parte final do circuito dos gases está o economizador, cuja função é permitir o pré-aquecimento da água de alimentação pela corrente de gases.

Há um sistema de descarga contínua de água para controle de qualidade da água. O controle de qualidade (pH, condutividade, sílica e fosfato) também é feito por purgas no balão superior. O sistema de controle abre ou fecha a válvula da linha de alimentação de água, dependendo do nível de água no balão, para que este nível não aumente ou diminua.

A caldeira dispõe de 8 queimadores de carga e 2 queimadores de partida com inclinação variável que alimentam a caldeira, sendo o óleo atomizado por uma corrente concênctrica de vapor na saída do bico.

A dosagem de biomassa é feita por 6 roscas extratoras/dosadoras rotativas, três roscas de cada lado da fornalha, que alimentam a caldeira e que por sua vez são alimentadas por 2 grandes silos de biomassa. Estas roscas têm também função de selagem, evitando que gases quentes da fornalha subam até os silos de biomassa e são resfriadas com ar de combustão.

Com enriquecimento da queima com óleo, há uma diminuição da temperatura do leito. Isso acontece porque, apesar do óleo possuir um poder calorífico maior, sua queima ocorre na parte superior do leito, não na base do leito onde é queimada a biomassa.

#### Caldeira de Força (CD7)

Apresenta capacidade máxima de 50 t/h de vapor e tem como combustível o óleo 3A. Fornece vapor a 46 bar e 430 °C para o processo e apresenta tiragem forçada.



Figura 3.8 Vista lateral da caldeira 7

O óleo é injetado na caldeira através de bicos juntamente com o vapor de atomização (Figura 3.9). A pressão do vapor deve ser de 1,5 vezes a pressão do óleo. O vapor de média pressão (P1), por mudança de linha e após a válvula (P2), é injetado nos bocais de óleo.



Figura 3.9 Sistema de alimentação de óleo da caldeira 7

# Caldeira de Força (CD5)

É uma caldeira a óleo com capacidade de 30 t/h de vapor. Fornece vapor a 46 bar e 430 °C para o processo.



Figura 3.10 Vista lateral da caldeira 5

# Caldeira de Força (CD4)

É uma caldeira de biomassa (cavacos) com capcidade de 35 t/h que fornece vapor a 46 bar e 430 °C. Uma representação esquemática desta caldeira encontra-se na Figura 3.11.



Figura 3.11 Representação da caldeira 4

# **Turbogerador 07 (TG7)**

Para os três turbogeradores, as condições de temperatura e pressão na entrada são as mesmas, uma vez que os 4 coletores de vapor de alta estão todos interligados e equalizados. Há dessa forma troca térmica e nivelamento das pressões das diferentes correntes de vapor provenientes das caldeiras. Da mesma forma, as linhas de extração de media pressão e baixa pressão são todas interligadas, fornecendo vapor de média pressão a 12,5 bar e baixa pressão a 4 bar.

O TG4 é uma turbina de contra-pressão de 6250 KVA com dois eixos de rotação em sentido contrário fabricada pela *Svenska Turbinfabriks Aktiebolaget Ljungstrom Finspong-Sweden*. O início de operação foi em novembro de 1961.Velocidade nominal 3600 rpm e tensão nominal de 6,6 KV.

O TG5 é uma turbina de contra-pressão de 9.400 KVA com dois eixos de rotação em sentido contrário fabricada pela *Turbin Aktiebolaget De Laval Ljungstrom Finspong-Sweden*. O início de operação foi em novembro de 1963. Velocidade nominal 3.600 rpm e tensão nominal de 6,6 KV.

A turbina 7 é uma turbina de dupla extração controlada de 23.500 KW fabricada pela *Brown Boveri Company*. Com melhorias no sistema atualmente é

possível gerar uma potência de até 27.000 KW. Início de operação: 1978. Velocidade nominal 3.600 rpm e tensão nominal de 6,6 KV.

As válvulas redutoras de pressão reduzem a pressão de uma corrente de vapor para uma pressão adequada a determinado processo. Existem no sistema válvulas redutoras de pressão de alta para média, alta para baixa e média para baixa pressão. Como a demanda de vapor de média e baixa pressão do processo é muito alta, há uso freqüente dessas válvulas. Com a aquisição de uma nova turbina (TG8) que irá entrar em operação em janeiro de 2008, o uso destes equipamentos será dispensado.

Como será comentado posteriormente, o uso destas válvulas acarreta uma alta ineficiência no processo, com destruição significativa da exergia disponível nas correntes de vapor de alta pressão.

Ao longo de todas as linhas de vapor existem purgadores para retirar vapor da linha caso ocorra queda na temperatura com possível condensação. Se a temperatura aumentar além dos limites de segurança para o processo, abrem-se as válvulas de injeção de água desmineralizada (desuperaquecimento). Estas válvulas de injeção pneumática formam um "chuveiro" que espalha água na linha de vapor para reduzir sua temperatura.

Não existe medição de vazão de extração e saída das turbinas 4 e 5. Para este trabalho, optou-se por realizar os balanços de massa e energia (2 equações) aplicados às turbinas, pois como o número de graus de liberdade é igual a 2 (vazões de extração e contra-pressão), estas variáveis podem ser determinadas com maior precisão.

O controle de pressão e temperatura dos vapores de média e baixa pressão está relacionado com padrões de qualidade dos produtos e do processo. As variações nestas variáveis devem ser mínimas para que haja regularidade nas condições de operação dos equipamentos (máquinas de papel, digestores, evaporadores etc). Vapor com temperatura muito alta pode danificar os cilindros das máquinas de papel, romper conexões, ressecar a folha de papel e quebrá-la. O processo de cozimento nos digestores também apresenta uma temperatura ótima dependendo do tipo de polpa processada (K1, K2 ou K3).

### Dinâmica do sistema de fornecimento de vapor da fábrica

É o consumo de vapor (baixa e média pressão) que regula a vazão de entrada nas turbinas e conseqüentemente a produção de vapor pelas caldeiras. Um aumento de consumo acarreta abertura das válvulas de entrada de vapor nas turbinas e maior vazão na entrada; uma diminuição tem o efeito contrário.

A diminuição no consumo de vapor pode ser causada por eventos normais de operação, como mudança no tipo de polpa nos digestores, ou condições anormais de operação, como quebra de equipamentos, manobra ou outro motivo. Caso isto aconteça, há um aumento de pressão no coletor de média e/ou coletores de baixa pressão e regulação na válvula de entrada das turbinas com diminuição da vazão de entrada de vapor. Se esta condição perdurar, ocorre aumento na pressão do coletor de alta pressão que fornece vapor para as turbinas e, neste caso, abertura de válvulas de alívio (*blow-out*). Se isto não for suficiente para diminuir a pressão nas linhas e coletores, as roscas de alimentação de biomassa das caldeiras têm sua velocidade diminuída para reduzir a taxa de produção de vapor.

Com diminuição no fluxo de vapor na turbina, há queda na potência das mesmas e a rede pública (COPEL) assume a diferença de energia. Com um aumento do consumo de vapor, aumenta-se a abertura das roscas alimentadoras de biomassa (aumenta-se a velocidade de queima e conseqüentemente a vazão de vapor produzido). Devido a restrições de custo, não se aumenta o consumo de óleo, já que há biomassa disponível.

A caldeira de recuperação é limitada pelo teor de sólidos no licor concentrado. Não há ajuste às necessidades (demandas) de vapor da fábrica. Por outro lado, as caldeiras de força são operadas de acordo com o consumo de vapor. Há um sistema de controle e adequação da produção destas caldeiras às necessidades da fábrica.

#### 3.3.3 Rede Externa

A energia elétrica também é comprada da concessionária do Estado, a COPEL (Companhia Paranaense de Energia). O nível de tensão da rede é de 69KV. Através da subestação esta tensão é convertida em 6,6 KV e distribuída na fábrica. A potência ativa ( $\cos \Phi$ ) é monitorada para mantê-la a um nível máximo em relação à potência reativa, pois como neste caso a energia é comprada externamente, não é de interesse pagar-se por potência reativa, sendo este suprida pela energia proveniente dos turbogeradores.

Observa-se, nos boletins diários de consumo de energia elétrica, que a relação percentual entre a energia gerada pela termelétrica, energia hidráulica e energia fornecida pela COPEL apresenta valores praticamente constantes em relação ao total de energia consumida pela fábrica. Valores típicos são mostrados na Tabela 3.2.

ENERGIA	MW	%
Térmica	33,64	37,99
Hidráulica	23,56	26,60
COPEL	31,36	35,41
Total	88,56	100,00

Tabela 3.2 Fornecimento de energia na fábrica

Há um aumento de consumo de vapor e energia elétrica para atender a demanda crescente de produção. Diante do projeto de ampliação da fábrica e de seu sitema de utilidades (haverá duplicação da capacidade de produção de papel da fábrica até 2012), tornam-se ainda mais adequados estudos que avaliem o desempenho energético do sistema.

# 3.4 Histórico de consumo de vapor e energia

A fábrica analisada apresenta uma intensiva demanda de utilidades, notadamente energia elétrica e vapor, para o processo de fabricação de celulose e papel. Um perfil de consumo de vapor total para as áreas mais representativas do processo é mostrado a seguir:



Figura 3.12 Consumo diário de vapor por áreas

Os pontos sem consumo de vapor entre o vigésimo e quadragésimo dia correspondem à parada geral realizada na fábrica. Os pontos sem consumo logo após o octogésimo dia são devido a uma parada não programada.

Dos gráficos percebe-se a intensa demanda de vapor na fábrica e uma faixa razoavelmente regular de consumo. O terceiro gráfico corresponde à máquina de papel 07, a maior da fábrica, responsável pela produção de papel Duplex utilizado para embalagem de alimentos líquidos.

Em relação ao suprimento de vapor, este é feito por 5 caldeiras, sendo 4 caldeiras de força e 1 caldeira de recuperação (queima de licor preto concentrado).

Caldeira	Combustível	Produção de vapor (t/h)
4	cavaco	25,15
5	óleo	10,94
6	cavaco/casca/óleo	116,53
7	óleo	21,19
Recuperação	o licor preto	238,18

Tabela 3.3 Fornecimento de vapor por caldeiras

Quanto ao consumo de eletricidade da fábrica, este é suprido por 3 fontes: usina hidrelétrica, usina termelétrica (3 turbinas) e fonte externa da rede (COPEL).

Fonte	Energia (MW)	Participação (%)
Hidrelétrica	23,25	26,95
Termelétrica	31,00	35,94
Copel	32,00	37,11

Tabela 3.4 Fornecimento de energia na fábrica

Dessa forma a fábrica atualmente está operando com 26,95% de energia hidrelétrica, 35,94% de energia termelétrica e 37,11% de energia comprada. Quanto ao consumo, a Tabela 3.5 apresenta a distribuição por áreas.

Setor	Participação no consumo (%)
Preparo de madeira	1,8
Celulose	36,71
Recuperações	7,67
Utilidades	8,91
Máquinas de Papel	43,42
Outros	1,49

Tabela 3.5 Participação no consumo de energia elétrica na fábrica

A participação das máquinas de papel no consumo total de energia elétrica é de 43,42%, conforme Tabela 3.5. Dentre as máquinas de papel, nota-se a grande participação da máquina de papel 07, em 49,30%, dada na distribuição relativa mostrada na Tabela 3.6.

Tabela 3.6 Participação relativa entre as máquinas de papel no consumo de energia elétrica

	-
	Participação no consumo
Máquina	(%)
MP1	12,25
MP3	5,38
MP4	7,26
MP6	25,81
MP7	49,3

# 4 ANÁLISE EXERGÉTICA DO SISTEMA ATUAL

## 4.1 Introdução

A Primeira Lei da Termodinâmica trata todas as formas de energia de maneira equivalente, não fazendo nenhuma referência à capacidade máxima útil de aproveitamento desta energia. Os balanços de energia baseiam-se no fato de que energia é sempre conservada em qualquer processo, real ou ideal, mas as perdas qualitativas não são identificadas. A Segunda Lei, no entanto, acrescenta significativas informações sobre o desempenho de processos na medida em que quantifica a degradação na qualidade da energia provocada por irreversibilidades (geração de entropia).

A energia sempre se conserva. O seu valor útil não. A Primeira Lei (balanços de energia) só identifica perdas quando estas ocorrem de forma quantitativa. As perdas qualitativas passam despercebidas. A Segunda Lei, no entanto, identifica, localiza e quantifica estas perdas, fornecendo informações úteis sobre o desempenho termodinâmico de processos.

Desta forma, o uso combinado destas leis mostra-se bastante adequado para avaliação do desempenho termodinâmico de processos, principalmente em sistemas energéticos complexos, onde a análise energética convencional conduz a conclusões incompletas. Através desta avaliação pode-se, portanto, determinar índices de desempenho globais e para os diversos equipamentos existentes de forma a priorizar os pontos com maior potencial de melhorias. O uso combinado destas duas leis fundamentais é o balanço de exergia.

O uso combinado dos balanços de energia e entropia fornece portanto, uma poderosa ferramenta de identificação de melhorias na eficiência da utilização dos recursos energéticos disponíveis, com conseqüências econômicas e ambientais.

## 4.2 Balanços de Exergia

A Primeira Lei da Termodinâmica, o Princípio da Conservação de Energia, para um sistema com escoamento com (m) fluxos materiais de entrada, (n) fluxos materiais de saída e (p) fluxos de calor, desprezando-se os termos de energia cinética e potencial, fornece:

$$\frac{dE}{dt} = \sum_{i=1}^{p} \dot{Q}_{i} + \sum_{i=1}^{m} (\dot{m}_{e} \,\overline{h}_{e})_{i} - \sum_{i=1}^{n} (\dot{m}_{s} \,\overline{h}_{s})_{i} - \dot{W}$$
(4.1)

A Segunda Lei da Termodinâmica, o balanço de entropia, fornece:

$$\frac{dS}{dt} = \sum_{i=1}^{p} \frac{\dot{Q}_{i}}{T_{i}} + \sum_{i=1}^{m} (\dot{m}_{e} \bar{s}_{e})_{i} - \sum_{i=1}^{n} (\dot{m}_{s} \bar{s}_{s})_{i} + \dot{S}_{g}$$
(4.2)

Para sistemas em regime permanente, a soma da eq.(4.2) multiplicada por (- $T_0$ ) com a eq.(4.1) fornece:

$$\sum_{i=1}^{m} [\dot{m}_{e}(\bar{h}_{e} - T_{0}\bar{s}_{e})]_{i} - \sum_{i=1}^{n} [\dot{m}_{s}(\bar{h}_{s} - T_{0}\bar{s}_{s})]_{i} = \dot{W} + T_{0}\dot{S}_{g} + \sum_{i=1}^{p} \dot{Q}_{i}(1 - \frac{T_{0}}{T_{i}})$$
(4.3)

O termo  $\dot{W} + T_0 \dot{S}_g$  representa a máxima quantidade de trabalho disponível em um processo onde as correntes de entrada com temperatura T<sub>e</sub> e pressão P<sub>e</sub> são levadas ao estado T<sub>s</sub> e P<sub>s</sub>. Desta quantidade, a parcela  $T_0 \dot{S}_g$  representa o trabalho perdido (Teorema de Gouy-Stodola). Esta perda é causada pela geração de entropia  $(\dot{S}_g)$ , que por sua vez é conseqüência direta de irreversibilidades no processo. O último termo do lado direito da equação representa a exergia associada à transferência de calor, que pode ser interpretada como o trabalho que poderia ser obtido se este calor fosse utilizado em uma máquina térmica reversível operando entre T<sub>i</sub> e T<sub>0</sub>. O termo  $(1-T_0/T_i)$  é chamado fator de Carnot e representa a eficiência máxima de uma máquina térmica. No caso particular em que as correntes de entrada são levadas até o estado de equilíbrio com o ambiente (T<sub>0</sub>, P<sub>0</sub>) através de processos reversíveis ( $\dot{S}_g = 0$ ), o trabalho obtido é o máximo possível e representa a exergia física total das correntes. Para uma corrente em particular em processo adiabático, a exergia física específica  $\bar{b}$  (kJ.kg<sup>-1</sup>) é então igual a:

$$\bar{b} = \bar{h}(P,T) - \bar{h}(P_0,T_0) - T_0[\bar{s}(P,T) - \bar{s}(P_0,T_0)]$$
(4.4)

O balanço geral de exergia pode então ser descrito como:

$$\sum_{i=1}^{m} \dot{B}_{ei} = \sum_{i=1}^{n} \dot{B}_{si} + \dot{I}$$
(4.5)

Onde  $\dot{B}_{ei}$  representa os fluxos de exergia que entram no sistema,  $\dot{B}_{si}$  os fluxos de exergia que saem do sistema e  $\dot{I}$  a taxa de destruição de exergia (MW), que é igual a  $T_0 \dot{S}_g$ . Estes fluxos podem ser materiais ou associados à transferência de calor, já que este último também contribui para a variação da entropia do sistema. Neste trabalho os sistemas são considerados adiabáticos. Para fluxos materiais, o fluxo de exergia ( $\dot{B}$ ) é o produto da exergia específica ( $\bar{b}$ ) pela vazão mássica ( $\dot{m}$ ).

Para um sistema em equilíbrio com o ambiente ( $T_0$ ,  $P_0$ ) que apresente composição diferente do mesmo, ainda existe uma exergia disponível, a exergia química. Esta exergia corresponde à máxima quantidade de trabalho obtida quando uma substância é levada do estado de equilíbrio com o ambiente ( $T_0$ ,  $P_0$ ) ao estado de equilíbrio irrestrito com o ambiente ( $T_0$ ,  $P_0$  e  $\mu_{0i}^*$ ), onde  $\mu_{0i}^*$  representa o potencial químico de equilíbrio da substância no ambiente.

Esta parcela é significativa em combustíveis. Para um estado de completo equilíbrio físico e químico com o ambiente, o estado morto, há a necessidade de que o potencial químico de cada componente na corrente no estado  $T_0$ ,  $P_0$  ( $\mu_{0i}$ ) seja levado até o potencial químico de equilíbrio com o meio ( $\mu_{0i}^*$ ). Dessa forma a exergia química específica de uma mistura com (q) componentes é:

$$\overline{b}_{ch} = \sum_{i=1}^{q} x_i (\mu_{0i} - \mu^*_{0i})$$
(4.6)

Onde  $x_i$  é a fração do componente (*i*) na mistura.

Os parâmetros ambientais usados como referência para cálculo das exergias físicas das correntes do sistema são mostrados na Tabela 4.1:

То(К)	298,15
Po(atm)	1
Umidade relativa do	0 70
ar	0,70

Tabela 4.1 Parâmetros ambientais

As propriedades termodinâmicas do vapor saturado e superaquecido, bem como da água líquida para diferentes temperaturas e pressões foram obtidas através do programa EES<sup>8</sup> (*Engineering Equation Solver*). Neste programa, as funções termodinâmicas são baseadas no sistema IAPWS (*International Association for The Properties of Water and Steam*).

O estado padrão adotado por Szargut (1988) para cálculo das exergias químicas de várias substâncias é definido por  $T_0=298,15$  K e  $P_0=101,325$  kPa. No sistema de cogeração analisado (caldeiras, turbinas, válvulas, linhas e coletores), não há mudança de composição das correntes de água entrando ou saindo dos volumes de controle. Dessa forma, a parcela química da exergia é a mesma, cancelando-se nos balanços e não sendo indicadas nos mesmos.

Os valores de operação do sistema foram determinados a partir dos boletins (impressos) da sala de operação de caldeiras e da sala de energia. Os valores foram transferidos para uma planilha de cálculo e determinados os parâmetros representativos de produção no período de 01 de agosto a 08 de novembro de 2005, totalizando 100 pontos (incluindo o período de parada geral, que foi excluído da totalização dos dados), conforme está representado na Figura 3.12.

<sup>&</sup>lt;sup>8</sup> Engineering Equation Solver. www.fchart.com

Estes valores são usados nos balanços exergéticos e servem como referência para cálculo das eficiências energéticas de caldeiras e turbinas usadas no simulador desenvolvido em EES (Anexos A e B). Uma lista completa de todos os valores calculados para todas as correntes do sistema está presente nos Anexo C e D.

A vantagem do uso de simuladores computacionais na análise exergética está na aplicação dos chamados coeficientes estruturais. Kotas (1995) apresenta estes coeficientes como uma ferramenta auxiliar na avaliação de como alterações de um parâmetro alteram a eficiência de um equipamento e a eficiência do sistema como um todo.

São dois tipos de coeficientes estruturais:

• Coefficient of Structural Bonds:

$$\sigma_{k,i} = \left(\frac{\partial \dot{I}_T}{\partial x_i}\right) / \left(\frac{\partial \dot{I}_k}{\partial x_i}\right)$$
(4.7)

Representa como alterações da variável  $x_i$  ( $\partial x_i$ ) do sistema afetam a destruição de exergia no equipamento k ( $I_k$ ) e a destruição total de exergia ( $I_T$ ). A eq.(4.7) pode ser escrita como:

$$\sigma_{k,i} = \left(\frac{\partial \dot{I}_T}{\partial \dot{I}_k}\right)_{xi=\text{var}}$$
(4.8)

Ou seja, revela como variações na destruição de exergia do equipamento k afetam a destruição total de exergia. Da eq.(4.5),  $\dot{B}_e = \dot{B}_s + \dot{I}_T$ , para um fluxo de exergia na saída constante (produção especificada), tem-se:

$$\Delta \dot{B}_e = \Delta \dot{I}_T \tag{4.9}$$

Ou seja, mudanças nas irreversibilidades do sistema são equivalentes a mudanças nos fluxos dos insumos utilizados. Este coeficiente  $\sigma_{k,i}$  pode apresentar 4 valores:

-maior que 1: a redução de insumos no sistema é maior que a redução das irreversibilidades no equipamento k. Mudanças no parâmetro  $x_i$  de operação melhoram o desempenho não só do equipamento ao qual é relacionado, mas também do sistema como um todo.

-menor que 1: a redução de insumos no sistema é menor que a redução das irreversibilidades no equipamento, ou seja, os ganhos totais são menores que o ganho individual. Isto significa que a redução da exergia destruída no equipamento é acompanhada pelo aumento de irreversibilidades em outros equipamentos da planta. Significa uma estrutura desfavorável do sistema.

-igual a 0: melhorias no equipamento k são anuladas por aumento da destruição de exergia em outros equipamentos, não havendo nenhum efeito na eficiência global do sistema se o elemento k for melhorado. Representa um sistema rígido.

-menor que 0: o parâmetro  $x_i$  afeta outros equipamentos de forma mais significativa que o equipamento k. Uma diminuição na destruição de exergia do equipamento causa um aumento na destruição de exergia de outros equipamentos de forma ainda maior. Representa uma estrutura altamente desfavorável que pode ser alterada por modificações na planta.

• Coefficient of External Bonds:

$$\chi_{j,i} = \left(\frac{\partial \dot{E}_{IN}}{\partial \dot{E}_{j}}\right)_{xi=\text{var}}$$
(4.10)

Utilizado em sistemas complexos formados por muitas sub-unidades. Neste caso, as sub-unidades ou sub-sistemas são tratados de forma que os fluxos de exergia na saída não são mantidos constantes. O numerador representa variações na exergia total fornecida à planta e o denominador variações na exergia que entra ou sai do sub-sistema.

A seguir são apresentados os balanços de exergia nos volumes de controle das caldeiras, turbinas e válvulas redutoras.

# 4.2.1 Caldeiras

Os processos de combustão são altamente irreversíveis, o que acarreta uma grande destruição da exergia disponível nos combustíveis. A Figura 4.1 representa o volume de controle das caldeiras de força e as principais correntes materiais de entrada e saída.



Figura 4.1 Volume de controle das caldeiras de força de biomassa

A eq.(4.5) fornece para o balanço de exergia na caldeira:

$$\sum_{1}^{m} \dot{B}_{e} = \sum_{1}^{n} \dot{B}_{s} + \dot{I}$$
(4.11)

$$\dot{m}_{co}\overline{b}_{co} + \dot{m}_{aa}\overline{b}_{aa} + \dot{m}_{ar}\overline{b}_{ar} = \dot{m}_{va}\overline{b}_{va} + \dot{m}_{g}\overline{b}_{g} + \dot{m}_{ci}\overline{b}_{ci} + \dot{I}_{irre}$$
(4.12)

Considerações admitidas:

- Volume de controle no qual o ar de combustão entra a temperatura e pressão ambiente (T<sub>0</sub>, P<sub>0</sub>), ou seja, exergia física nula.
- O controle da caldeira é feito para manter o nível de água no balão constante (regime permanente para água), dessa forma, desconsiderando as perdas e a pequena parcela de vapor de alta pressão consumido na própria caldeira para sopragem de fuligem ou outro serviço.  $\dot{m}_{aa} = \dot{m}_{va}$ .
- Volume de controle contemplando a região de mistura e equilíbrio dos gases na atmosfera. Desta forma, a exergia física (exergia envolvida para atingir pressão e temperatura atmosféricas) e a química (exergia da expansão de P<sub>0</sub> até a pressão parcial do componente na atmosfera) das correntes dos gases de escape são destruídas dentro do volume de controle.
- A exergia das cinzas é basicamente a parcela térmica associada à temperatura das cinzas, que é maior que a temperatura ambiente. A exergia química das cinzas pode ser negligenciada, Szargut (1988). O volume de controle dessa forma contempla a destruição desta exergia física (térmica).

Dessa forma, o termo de destruição de exergia calculado fornece a destruição total de exergia, isto é, a exergia destruída dentro da caldeira devido à geração de entropia dos processos de combustão e troca térmica  $(\dot{I}_{irre})$  e a exergia perdida na forma de correntes que saem da caldeira  $(\dot{I}_{perdida})$ , que será destruída no ambiente.

$$\dot{I}_{TOTAL} = \dot{I}_{irre} + \dot{I}_{perdida} \tag{4.13}$$

Estas considerações usadas na eq.(4.12) levam a:

$$\dot{I}_{TOTAL} = \dot{m}_{co}\bar{b}_{co} - \dot{m}_{va}[(\bar{h}_{s} - \bar{h}_{e}) - T_{0}(\bar{s}_{s} - \bar{s}_{e})]$$
(4.14)

Onde os termos de entrada (subíndice e) referem-se à água de alimentação e os termos de saída (subíndice s), ao vapor superaquecido.

Para as caldeiras de biomassa, a exergia química específica do combustível  $(\bar{b}_{co})$  pode ser calculada através do Poder Calorífico Inferior (PCI) e da umidade presente através da seguinte relação proposta por Szargut (1988), que representa uma forma indireta de cálculo da exergia química definida na equação 4.6.

$$\overline{b}_{co} = (PCI + Lz_w)\beta + (\overline{b}_{chs} - PCI_s)z_s + \overline{b}_{chc}z_c + \overline{b}_{chw}z_w$$
(4.15)

O fator  $\beta$  representa a relação entre a exergia e o Poder Calorífico Inferior do combustível.

$$\beta = \frac{Exergia}{PCI} \tag{4.16}$$

Para o cavaco e a casca, a seguinte correlação de Szargut (1988) para o fator  $\beta$  baseada na composição da biomassa, foi utilizada:

$$\beta = \frac{\left[1,0412+0,2160(\frac{z_{H2}}{z_c})-0,2499(\frac{z_{O2}}{Z_c})\left[1++0,7884(\frac{z_{H2}}{z_c})\right]+0,0450(\frac{z_{N2}}{z_c})\right]}{1-0,3035(\frac{z_{O2}}{z_c})}$$

vigânio/carbono

(4.17)

Esta correlação aplica-se para casos em que a relação oxigênio/carbono é menor ou igual a 2,67 e apresenta erro médio de  $\pm$  1,5%. A composição elementar da madeira e da casca utilizadas nesta correlação encontra-se na Tabela 4.2.

Base úmida	С	Н	0	Ν	S	Cinzas	Umidade
Cavaco (%)	28	3,5	27,5	0,5	0	0,5	40
Casca (%)	17,8	2,2	18,4	0,4	0	1,2	60
Base seca	С	Н	0	Ν	S	Cinzas	Umidade
Cavaco (%)	46,47	5,83	45,83	0,83	0	0,83	0
Casca (%)	44,5	5,5	46	1	0	3	0

Tabela 4.2 Composição elementar da biomassa

Fonte: Dados da biomassa em uso na fábrica.

Para o óleo combustível 3A usado nas caldeiras 5, 6 e 7, o fator $\beta$ , foi calculado pela correlação:

$$\beta = 1,0401 + 0,1728(\frac{z_{H2}}{z_C}) + 0,0432(\frac{z_{O2}}{z_C}) + 0,2169(\frac{z_S}{z_C})[1 - 2,0628(\frac{z_{H2}}{z_C})]$$

(4.18)

Esta correlação apresenta erro médio de  $\pm$  0,5%. A composição do óleo combustível usado é mostrada na Tabela 4.3.

Tabela 4.3 Composição e	elementar do	óleo	combustível
-------------------------	--------------	------	-------------

	С	Н	Ν	S	Cinzas	Umidade
Composição (%)	85,9	10,9	0,2	0,95	0	0
		6/1 '				

Fonte: Dados do óleo em uso na fábrica.

Para a caldeira de recuperação, tem-se o seguinte volume de controle utilizado nos balanços:



Figura 4.2 Volume de controle da caldeira de recuperação

Considerações admitidas: as mesmas para as caldeiras de força, sendo que neste caso, a exergia (química e física) da corrente de *smelt* está incluída na parcela I<sub>TOTAL</sub>.

A exergia do licor preto concentrado é calculada pela mesma expressão usada anteriormente, pois neste caso o combustível também é composto por uma mistura de sólidos (orgânicos e inorgânicos) com água.

$$\overline{b}_{co} = (PCI + Lz_w)\beta + (\overline{b}_{chS} - PCI_s)z_s + \overline{b}_{chc}z_c + \overline{b}_{chw}z_w$$
(4.19)

Para o licor, foi usada a seguinte correlação para o fator  $\beta$ , baseada na sua composição elementar, com erro de  $\pm 0,5\%$ :

$$\beta = 1,0401 + 0,1728(\frac{z_{H2}}{z_C}) + 0,0432(\frac{z_{O2}}{z_C}) + 0,2169(\frac{z_s}{z_C})[1 - 2,0628(\frac{z_{H2}}{z_C})]$$
(4.20)

A composição média elementar do licor preto de eucalipto brasileiro é apresentada por um estudo de Cardoso et al. (2000) e os valores médios encontramse listados na Tabela 4.4.

				-				
	С	Н	Ν	Na	K	S	Cl	0
Composição (%)	33,4	3,6	0,02	20,1	1,3	3,7	3,6	34,3
Fonte: Cardoso et al. (2000)								

Tabela 4.4 Composição elementar média do licor preto brasileiro de eucalipto

Fonte: Cardoso et al. (2000).

Portanto, para a biomassa, óleo combustível e licor preto concentrado, a exergia foi calculada através da composição elementar, Poder Calorífico Inferior e umidade, conforme mostrado na tabela a seguir.

Caldeira	Combustível	Vazão Comb	β	PCI (k.l/kg)	Exergia específica	Vapor (t/b)
	cavaco	8.88	1 1388	9/32.90	11876.00	25.15
		0,00	1,1000	20549.25	42074.00	10.04
005	oleo	0,99	1,0030	39546,25	42071,00	10,94
	cavaco	11,12	1,1388	9432,99	11876,00	
CD6	casca	44,48	1,1445	5859	8414,00	116,53
	óleo	0,9	1,0638	39548,25	42071,00	
CD7	óleo	1,75	1,0638	39548,25	42071,00	21,19
CDR	licor	77,42	1,1218	11684,52	14117,18	238,18
Σ		145,55				411,99

Tabela 4.5 Variáveis de operação e exergia dos combustíveis

Para a água de alimentação das caldeiras e o vapor superaquecido, a exergia específica é dada pela equação:

$$\bar{b} = \bar{h}(P,T) - \bar{h}(P_0,T_0) - T_0[\bar{s}(P,T) - \bar{s}(P_0,T_0)]$$
(4.21)

As propriedades termodinâmicas e a exergia calculada da água de alimentação das caldeiras são dadas a seguir:

	T(°C)	P(bar)	Entalpia(kJ/kg)	Entropia(kJ/kg.K)	Exergia Física (kJ/kg)
CD Força	130	75	551,3	1,628	70,49
CD Recuperação	110	100	468,6	1,411	52,49

Tabela 4.6 Propriedades termodinâmicas da água de alimentação

A destruição total de exergia ( $\dot{I}$ ), o fluxo de energia e o fluxo de exergia associado a cada alimentação de combustível e a relação exergia/energia para estes fluxos encontram-se na Tabela 4.7.

Caldeir	a Combustível	I(MW)	Fluxo de Exergia(MW)	Fluxo de Energia(MW)	Ω
CD4	cavaco	21,14	29,30	23,28	1,26
CD5	óleo	8,07	11,62	10,93	1,06
	cavaco		36,69	29,14	1,26
CD6	casca	113,32	103,96	72,39	1,44
	óleo	·	10,52	9,89	1,06
CD7	óleo	13,61	20,49	19,26	1,06
CDR	licor	225,04	303,58	251,27	1,21
Σ		381,18	516,16	416,15	

Tabela 4.7 Destruição de exergia e fluxos associados a combustíveis

Percebe-se que, dentre os combustíveis, o óleo é o que apresenta maior exergia específica e a casca, a menor. No entanto, o óleo é comprado e representa altos custos à fábrica, enquanto que a casca é sub-produto do processo. O consumo de casca (44,48t/h) é dessa forma muito maior que o de óleo (3,65t/h), fazendo com que a exergia disponibilizada pela casca seja mais do dobro: 103,96 MW contra 42,63 MW. O licor representa o maior fluxo de exergia (303,58 MW) devido principalmente à sua alta vazão (77,42 t/h), sendo sua exergia específica comparável a do cavaco (14117,18 kJ/kg).

### 4.2.2 Turbinas

As turbinas a vapor existentes utilizam a expansão do vapor superaquecido produzido nas caldeiras para produzir trabalho de eixo que, através do acoplamento a um gerador, produz energia elétrica. De acordo com Kotas (1995), o propósito de um processo de expansão é produzir potência apartir da redução da exergia da corrente de um fluido de trabalho e estes processos podem geralmente ser modelados como adiabáticos. Uma representação para as três turbinas existentes na fábrica é mostrada na Figura 4.3.



Figura 4.3 Turbina de extração e contra-pressão

Nas turbinas o vapor de alta pressão sofre expansão, sendo sua exergia física usada para realizar trabalho de eixo com geração de energia elétrica. As correntes de saída de média e baixa pressão são distribuídas para os diversos consumidores de vapor da fábrica. O vapor na entrada das três turbinas apresenta  $T = 420^{\circ}$ C e P = 46 bar. Neste caso, a eq.(4.5) para uma expansão adiabática fornece:

$$\dot{m}_{e}[(h_{e} - h_{0}) - T_{0}(s_{e} - s_{0})] = \dot{m}_{ex}[(h_{ex} - h_{0}) - T_{0}(s_{ex} - s_{0})] + \dot{m}_{cp}[(h_{cp} - h_{0}) - T_{0}(\bar{s}_{cp} - \bar{s}_{0})] + \dot{W} + \dot{I}$$

As vazões mássicas de extração  $(\dot{m}_{ex})$  e de contrapressão  $(\dot{m}_{cp})$  foram obtidas do balanço de massa e energia, uma vez que estes valores não são medidos na fábrica. Dessa forma, as duas variáveis foram calculadas pelo sistema de 2 equações (balanços).

Os dados termodinâmicos para as correntes de vapor nas turbinas são mostradas na Tabela 4.8.

TG04	T(°C)	P(bar)	Entalpia(kJ/kg)	Entropia(kJ/kg.K)
Entrada	420	46	3252	6,765
Extração	269,9	12,5	2979	6,894
Contra-				
pressão	199,8	4	2861	7,172
TG05	T(°C)	P(bar)	Entalpia(kJ/kg)	Entropia(kJ/kg.K)
Entrada	420	46	3252	6,765
Extração	289,8	12,5	3023	6,974
Contra-				
pressão	235	4	2934	7,321
TG07	T(°C)	P(bar)	Entalpia(kJ/kg)	Entropia(kJ/kg.K)
Entrada	420	46	3252	6,765
Extração	279,9	12,5	3001	6,934
Contra-				
pressão	229,7	4	2923	7,299

Tabela 4.8 Dados termodinâmicos para correntes das turbinas

A potência desenvolvida por cada turbina obtida do balanço de energia e as respectivas vazões são:

	W(MW)	Vapor (t/h)
TG4	5,15	55
TG5	5,88	75
TG7	22,72	270

Tabela 4.9 Potência e consumo de vapor nas turbinas

Os valores calculados de potência na Tabela 4.9 são concordantes com os valores médios obtidos na fábrica a partir das leituras e registros do equipamento, respectivamente 5 MW, 5,5 MW e 23 MW.

Como resultado do balanço de exergia nas três turbinas do sistema, temos os seguintes valores:

TG04	Exercia(MW)	Energia(MW)	0	I(MW)
Entrada	18.94	49.68	0.3812	
Extração	6 45	20.69	0.3116	1.28
Contra-pressão	6.06	23,84	0 2542	-,
	0,00	20,01	0,2012	
TG05	Exergia(MW)	Energia(MW)	Ω	
Entrada	25,82	67,73	0,3812	
Extração	7,90	25,19	0,3137	2,59
Contra-pressão	9,44	36,66	0,2576	
TG07	Exergia(MW)	Energia(MW)	Ω	
Entrada	92,96	243,88	0,3812	
Extração	23,46	75,03	0,3126	9,22
Contra-pressão	37,56	146,13	0,2571	

Tabela 4.10 Dados fornecidos pelo balanço exergético

Neste caso, pode-se perceber que a fração da energia útil disponível ( $\Omega$ ) nas correntes de vapor é baixa em comparação com o conteúdo total entálpico. Este valor diminui ainda mais na medida em que o vapor tem sua pressão e temperatura reduzidas.

A destruição de exergia na expansão do vapor corresponde a 24,80 % da energia útil fornecida pela turbina 4, para a turbina 5 este valor é de 44,04% e 40, 57 % na turbina 7. Tal fato revela mais uma vez que, assim como a queima de um combustível para aproveitar o calor liberado acarreta destruição da exergia existente no mesmo, a expansão do vapor para produzir trabalho de eixo acarreta destruição da exergia (potencial útil) disponível inicialmente no vapor.

### 4.2.3 Válvulas Redutoras

As válvulas redutoras são usadas para suprir uma demanda extra de consumo de vapor no processo. Nestas válvulas o vapor sofre uma expansão isoentálpica, conforme mostrado pelo balanço de energia:

$$\frac{dE}{dt} = \sum_{i=1}^{p} \dot{Q}_{i} + \sum_{i=1}^{m} (\dot{m}_{e} \bar{h}_{e})_{i} - \sum_{i=1}^{n} (\dot{m}_{s} \bar{h}_{s})_{i} - \dot{W} \longrightarrow \bar{h}_{e} = \bar{h}_{s}$$
(4.23)

Sendo o processo isoentálpico e conhecida a pressão de saída na válvula (dois graus de liberdade), podemos determinar a temperatura de saída do vapor e sua entropia específica. A Figura 4.4 ilustra o volume de controle usado para válvula redutora.



Figura 4.4 Válvula redutora de pressão de vapor

A eq.(4.5) aplicada às válvulas fornece:

$$\dot{m}_{e}[(h_{e} - h_{s}) - T_{0}(s_{e} - s_{s})] = \dot{I}$$
(4.23)

Para o processo isoentálpico:

$$\dot{I} = \dot{m}_e T_0 (\bar{s}_s - \bar{s}_e) \tag{4.24}$$

A diferença entre a entropia no vapor na saída e na entrada no segundo membro da equação é exatamente a entropia gerada no processo irreversível de expansão. Neste caso, o balanço de energia não identifica nenhuma perda no processo. No entanto, sabe-se que o vapor na saída (menor pressão) possui menor potencial útil. É o balanço de entropia que revela esta perda, mostrando que a entropia gerada pela irreversibilidade do processo acarreta perdas não quantitativas, mas na qualidade (disponibilidade) da energia disponível no vapor. A Tabela 4.11 fornece as variáveis de operação e calculadas pelo balanço de exergia para as válvulas redutoras de média e baixa pressão do processo.

Tabela 4.11 Variáveis de operação e calculadas para as válvulas redutoras de média e baixa pressão

Válvulas Média Pressão	Vazão(t/h)	Entalpia(kJ/kg)	Entropia(kJ/kg.K)	T(°C)	P(bar)	Exergia Física (kJ/kg)
Entrada	16,23	3252	6,765	420	46	1239,60
Saída	16,23	3252	7,347	396	12,5	1066,07
Válvulas Baixa Pressão	Vazão(t/h)	Entalpia(kJ/kg)	Entropia(kJ/kg.K)	T(°C)	P(bar)	Exergia Física (kJ/kg)
Entrada	23,28	3252	6,765	420	46	1239,60
Saída	23,28	3252	7,867	389,5	4	911,03

Do balanço de exergia nas válvulas, tem-se:

Válvulas Média Pressão	Fluxo de Exergia(MW)	Fluxo de Energia(MW)	Ω	I(MW)
Entrada	5,59	14,66	0,3812	0.78
Saída	4,81	14,66	0,3278	0,78
Válvulas Baixa Pressão	Fluxo de Exergia(MW)	Fluxo de Energia(MW)	Ω	I(MW)
Entrada	8,02	21,03	0,3812	2.12
Saída	5,89	21,03	0,2801	2,12

Tabela 4.12 Fluxos exergéticos e energéticos das válvulas redutoras

Da tabela, percebe-se a natureza conservativa da energia (energia na entrada da válvula é igual a energia na saída) e a natureza não-conservativa da qualidade da energia (exergia). Aqui claramente é mostrado como a geração de entropia (irreversibilidade da expansão do vapor) é responsável pela degradação do potencial útil do vapor de alta pressão alimentado na válvula (redução do fluxo de exergia).

# 4.3 Parâmetros de Desempenho

## 4.3.1 Rendimentos

Rendimentos energéticos baseados na 1<sup>a</sup> Lei são amplamente utilizados. Estes rendimentos, no entanto, não fornecem uma medida de quanto o sistema está afastado das condições ótimas possíveis de rendimento termodinâmico. Balanços de energia, adequadamente realizados, sempre indicarão rendimentos de 100 %, uma vez que a 1<sup>a</sup> Lei é um princípio de conservação (RIEKERT, 1974).

Rendimentos baseados na 2ª Lei (base exergética) fornecem uma medida real de desempenho termodinâmico e revelam o quanto o sistema está afastado das condições ideais. Apesar da perfeição termodinâmica (processo sem destruição de exergia, reversível) não poder ser alcançada e das diversas restrições econômicas, ambientais, de segurança e viabilidade operacional, o conhecimento do limite superior de eficiência pode melhor direcionar os esforços de otimização energética.

Uma ampla discussão sobre a utilidade do uso simultâneo das duas leis da termodinâmica na análise de processos pode ser vista em Gyftopolous (1997) e Lior e Zhang (2007). Neste último trabalho, é evidenciada a necessidade de critérios mais racionais de desempenho, principalmente quando diferentes formas de energia (calor, trabalho) estão envolvidas.

A definição de eficiência exergética requer a definição clara de produto (líquido) desejado e insumo (líquido) utilizado e dever possuir significado termodinâmico e econômico (TSATSARONIS, 1993). Em Kotas (1995), a eficiência exergética é denominada eficiência racional  $\psi$  definida por:

$$\psi = \frac{\sum \Delta \dot{B}_s}{\sum \Delta \dot{B}_e}$$
(4.25)

Onde o numerador representa a soma de todas as correntes de exergia nos produtos desejados e o denominador, a soma das transferências de exergia para o interior do volume de controle (insumos). Para processos reversíveis ocorrendo no volume de controle,  $\psi = 1$ . Dessa forma a eficiência racional revela quanto da exergia fornecida ao sistema é convertida em exergia de saída de produtos.

A formulação de eficiências exergéticas deve seguir certas orientações (TSATSARONIS, 1993):

- Definir claramente um combustível (insumo) líquido e um produto líquido de acordo com o propósito do equipamento no sistema.
- A eficiência deve possuir significado termodinâmico e econômico.
- As variações nos valores de exergia das correntes de insumos (decréscimo) e produtos (acréscimo) devem ser usadas preferencialmente. Valores absolutos de exergia na entrada e saída devem ser considerados apenas quando o sistema apresenta grande número de componentes. Para uma corrente material que atravessa duas vezes o volume de controle sem mudança de composição, não se deve levar em conta valores absolutos de exergia na entrada e saída, mas a variação, quando se for definir produto ou insumo.

Para os elementos principais (caldeiras, turbinas e válvulas redutoras de pressão), são determinadas a seguir as eficiências energéticas e exergéticas.

# Caldeiras.

Para efeitos de comparação entre diferentes rendimentos para as caldeiras o rendimento energético é dado por:

$$\eta_{EN} = \frac{\dot{m}_{va}(\bar{h}_s - \bar{h}_e)}{\dot{m}_{ca}PCI} \tag{4.26}$$

O rendimento exergético é calculado por:

$$\eta_{EX} = \frac{\dot{m}_{va}[(\bar{h}_s - \bar{h}_e) - T_0(\bar{s}_s - \bar{s}_e)]}{\dot{m}_{co}\bar{b}_{co}}$$
(4.27)

Na caldeira de recuperação, existe um produto de fundamental importância que justifica sua existência e a viabilidade de todo o processo Kraft, o fundido (*smelt*) de compostos inorgânicos, que permite a recuperação do sulfeto de sódio utilizado nos digestores e do carbonato de sódio que irá reagir na caustificação. No entanto, para fins de análise da caldeira de recuperação como equipamento do sistema de cogeração, admite-se como produto no cálculo da eficiência energética e exergética, a variação de entalpia (ou exergia) entre o vapor superaquecido e a água de alimentação. Para as caldeiras os valores calculados são:

	Rendimento Energético	Rendimento Exergético
Caldeira	(%)	(%)
CD4	81,06	27,87
CD5	75,12	30,57
CD6	78,46	25,03
CD7	82,52	33,58
CDR	73,29	25,87

Tabela 4.13 Rendimentos energéticos e exergéticos das caldeiras

#### Turbinas

Para as turbinas, o rendimento energético é definido em termos da eficiência isentrópica dada por:

$$\eta_{ise}^{-1} = \frac{\overline{h}_e - \overline{h}_{ex}}{\overline{h}_e - \overline{h}_{ise}^{-1}} \qquad \text{(primeiro estágio de expansão)} \tag{4.28}$$

$$\eta_{ise}^{2} = \frac{\bar{h}_{ex} - \bar{h}_{cp}}{\bar{h}_{ex} - \bar{h}_{ise}^{2}} \quad (\text{segundo estágio de expansão}) \tag{4.29}$$

Para a definição da eficiência racional para as turbinas, leva-se em conta que o produto desejado para o processo é a potência de eixo realizada ( $\dot{W}$ ), que é obtida à custa da redução de exergia na corrente de vapor. Esta variação de exergia

no vapor é desta forma, o insumo do processo. O rendimento em base exergética adquire então a forma:

$$\eta_{EX} = \frac{\dot{W}}{\dot{m}_e \bar{b}_e - \dot{m}_{ex} \bar{b}_{ex} - \dot{m}_{cp} \bar{b}_{cp}}$$
(4.30)

A eficiência racional ( $\psi$ ) compara o processo real com um processo reversível onde as condições de entrada e saídas são as mesmas. A eficiência isentrópica compara o processo real com um processo isentrópico que apresenta as mesmas condições de entrada, mas diferente estado de saída, com a mesma pressão final de saída para o fluido de trabalho (KOTAS, 1985). Para um único estágio de expansão, entre os estados 1 (P<sub>1</sub>, T<sub>1</sub>, h<sub>1</sub>, s<sub>1</sub>) e 2 (P<sub>2</sub>, T<sub>2</sub>, h<sub>2</sub>, s<sub>2</sub>), tem-se:

$$\psi = \frac{W_{12}}{(h_1 - h_2) + T_0(s_1 - s_2)} \tag{4.31}$$

$$\eta_{ise} = \frac{h_1 - h_2}{(h_1 - h_2)} \tag{4.32}$$

Destas duas expressões pode-se obter então uma relação entre rendimento exergético e eficiência isentrópica (KOTAS, 1995):

$$\psi = \frac{\eta_{ise}}{i/r + \eta_{ise}(1 - i/r)}$$
(4.33)

Onde *i* é destruição de exergia (irreversibilidades) e r a diferença entre a entalpia de saída real e a entalpia de saída isentrópica  $(h_2 - h_2)$ . O termo r-*i* representa a parcela recuperável da exergia ainda presente na corrente de saída, e será tanto maior quanto maior for a temperatura de saída do processo de expansão.

As propriedades termodinâmicas das correntes nas três turbinas e os respectivos valores para os pontos isentrópicos de saída encontram-se na tabela seguinte:

	Entalpia(kJ/kg)	Entropia(kJ/kg.K)	S ise(kJ/kg.K)	H ise(kJ/kg)
TG04				
Entrada	3252	6,765		
Extração	2979	6,894	6,765	2911
Contra-pressão	2861	7,172	6,894	2737
TOOF				
TG05				
Entrada	3252	6,765		
Extração	3023	6,974	6,765	2911
Contra-pressão	2934	7,321	6,974	2771
IG07				
Entrada	3252	6,765		
Extração	3001	6,934	6,765	2911
Contra-pressão	2923	7,299	6,934	2754

Tabela 4.14 Propriedades termodinâmicas do vapor nas turbinas

ise: valor da propriedade termodinâmica para expansão isentrópica

Dessa forma, as eficiências isentrópicas calculadas são:

Turbina	Eficiência Estágio 1	Eficiência Estágio 2
TG4	0,8006	0,4896
TG5	0,6716	0,3546
TG7	0,7361	0,3171

Tabela 4.15 Eficiências isentrópicas nos estágios de expansão

Para expansão multi-estágios, a relação entre a eficiência isentrópica global e eficiências isentrópicas de cada estágio para uma turbina onde cada estágio apresenta a mesma eficiência é dada por (KOTAS, 1995):

$$\eta_{iseGlobal} = \eta_{ise} R \tag{4.34}$$

Onde R das propriedades do fluido de trabalho e da magnitude da eficiência dos estágios.

A Tabela 4.16 fornece os valores calculados de eficiências exergéticas, conforme mostrado pela eq.(4.27):

Turbina	Eficiência Exergética (%)
TG4	80,13
TG5	69,42
TG7	71,14

Tabela 4.16 Eficiências exergéticas das turbinas

Para a eficiência racional, a relação entre a eficiência global e de cada estágio é:

$$\psi_{global} = \frac{\Delta h_{global}}{\Delta b_{global}} = \frac{\Delta h_1 + \Delta h_2 + \dots}{\Delta b_1 + \Delta b_2 + \dots} = \frac{\Delta h_1}{\Delta b_1} \cdot \frac{\Delta b_1}{\sum \Delta b_i} + \frac{\Delta h_2}{\Delta b_2} \cdot \frac{\Delta b_2}{\sum \Delta b_i} + \dots$$
(4.35)

Ou seja:

$$\psi_{global} = \psi_1 \frac{\Delta b_1}{\sum \Delta b_i} + \psi_2 \frac{\Delta b_2}{\sum \Delta b_i} + \dots$$
(4.36)

Dessa forma, a eficiência racional global é função ponderada da eficiência de cada estágio, onde os pesos correspondem à importância da variação de exergia no estágio em relação à variação de exergia total.

### Válvulas Redutoras

Do ponto de vista termodinâmico, estas válvulas não desempenham efeito útil. Desta forma não são determinados rendimentos.

### Rendimento energético global

Para o cálculo das eficiências globais do sistema, considera-se produto: as três potências fornecidas pelos 3 turbogeradores, 3 correntes de extração das turbinas, 3 correntes de contra-pressão das turbinas, corrente de vapor de média

pressão produzida pelas redutoras e corrente de vapor de baixa pressão produzida pelas redutoras. Como insumo, tem-se no total 7 correntes de combustíveis. Seguindo a orientação de Tsatsaronis (1993), considera-se como produto o aumento (variação) da exergia da corrente de água de alimentação das caldeiras, por isso, desconta-se das correntes úteis citadas, a energia/exergia das 5 correntes de água que alimentam as 5 caldeiras. Em base energética ( $\eta_{ENG}$ ), o rendimento global é calculado como:

$$\eta_{ENG} = \frac{(\sum_{i=1}^{3} \dot{W_i} + \sum_{i=1}^{3} \dot{m}_{ex} \bar{h}_{ex} + \sum_{i=1}^{3} \dot{m}_{cp} \bar{h}_{cp} + \dot{m}_{mp} \bar{h}_{mp} + \dot{m}_{bp} \bar{h}_{bp} - \sum_{i=1}^{5} \dot{m}_{aa} \bar{h}_{aa})}{\sum_{i=1}^{7} \dot{m}_{co} PCI}$$
(4.37)

Para a eficiência exergética global da planta ( $\eta_{EXG}$ ), usa-se a eficiência racional.

$$\eta_{EXG} = \frac{(\sum_{i=1}^{3} \dot{W_i} + \sum_{i=1}^{3} \dot{m}_{ex} \bar{b}_{ex} + \sum_{i=1}^{3} \dot{m}_{cp} \bar{b}_{cp} + \dot{m}_{mp} \bar{b}_{mp} + \dot{m}_{bp} \bar{b}_{bp} - \sum_{i=1}^{5} \dot{m}_{aa} \bar{b}_{aa})}{\sum_{i=1}^{7} \dot{m}_{co} \bar{b}_{co}}$$
(4.38)

Os valores globais estão na Tabela 4.17.

Tabela 4.17 Rendimentos globais do sistema atual de geração de energia

	Rendimento Global(%)
Energético	81,55
Exergético	24,89

#### 4.3.2 Falha de eficiência

Da eq.(4.5), tem-se que:

$$\sum \Delta \dot{B}_{e} = \sum \Delta \dot{B}_{s} + \dot{I} \tag{4.39}$$
Ou da mesma forma:

$$1 - \psi = \frac{\dot{I}}{\sum \Delta \dot{B}_{e}} \tag{4.40}$$

Este valor é chamado falha de eficiência e representa quanto da exergia total fornecida ao sistema é destruída por irreversibilidades. Quando existem vários elementos no sistema, pode-se definir a falha de eficiência do elemento  $(i-\delta_1)$  por:

$$\delta_i = \frac{\dot{I}_i}{\sum \Delta \dot{B}_e} \tag{4.41}$$

Este índice representa a parcela da exergia total fornecida ao sistema destruída pelo *i-ésimo* componente.

#### 4.3.3 Irreversibilidades relativas

Pode-se ainda avaliar o impacto que a destruição de exergia em um elemento específico da planta apresenta em relação à planta como um todo. De acordo com Tsatsaronis (1993), esta avaliação pode ser feita através da comparação da exergia destruída no elemento com:

Exergia Total Destruída.

$$I_{rel} = \frac{\dot{I}_i}{\dot{I}_{total}} \tag{4.42}$$

Exergia Total fornecida como combustíveis.

$$I_{rel}^* = \frac{\dot{I}_i}{\dot{B}_{comb}}$$
(4.43)

Exergia Total dos Produtos.

$$I_{rel}^{**} = \frac{\dot{I}_i}{\dot{B}_{prod}} \tag{4.44}$$

Estas relações podem então ser usadas para comparar vários equipamentos da mesma planta, comparar componentes similares de diferentes plantas que apresentem mesmos combustíveis ou mesmos produtos e são úteis ainda para elaborar diagramas de Grassmann (TSATASARONIS, 1993). Enquanto a eficiência exergética compara a destruição de exergia no componente com o insumo exergético no mesmo componente, nestas variáveis a mesma destruição de exergia é comparada com a planta como um todo.

A Tabela 4.18 apresenta os valores de exergia total fornecida ao sistema na forma de insumos (combustíveis) e da exergia total destruída (irreversibilidades e exergias perdidas).

Tabela 4.18 Insumo e Destruição Total de Exergia

Total de Exergia Destruída(MW)	397,17
Total de Exergia Fornecida(MW)	516,16

Com base na definição de rendimentos citadas nas equações (4.27) e (4.28), o sistema térmico apresentou uma eficiência energética global de 81,55 % e eficiência exergética global de 24,89%. Nota-se que, apesar de o sistema apresentar um rendimento em base energética de 81,55 %, com a segunda lei o rendimento exergético é de apenas 24,89 %. Isto revela a grande diferença na medida de desempenho quando são considerados parâmetros energéticos quantitativos (1°Lei) ou qualitativos (2°Lei).

Apesar da grande parte da energia fornecida ao sistema pelos combustíveis ser convertida em outras formas de energia, ela é degradada em sua qualidade na medida em que essa conversão evolui. O rendimento exergético global revela que pequena parte da exergia fornecida ao sistema pelas correntes de combustível é de fato convertida em exergia útil (potência nas turbinas e suprimento de exergia na forma de vapor para o processo). A falha de eficiência global, indicada pela equação (4.37) é de 76,95 %.

O sistema de caldeiras é responsável por 95,97 % do total de exergia destruída e perdida. As caldeiras apresentaram o seguinte rendimento exergético: CD4 (27,87%), CD5 (30,57%), CD6 (25,03%), CD7 (33,58%) e CDR (25,87%). Além das irreversibilidades inerentes à reação química de combustão, outras causas de irreversibilidades são: perdas de calor, transferências de calor, misturas, perdas de carga, combustão incompleta e perdas de exergia química e física nos gases de exaustão e cinzas. A caldeira 06 e a caldeira de recuperação apresentaram os maiores impactos de destruição de exergia em relação à exergia fornecida ao sistema (21,95% e 43,60% respectivamente).

	Irel	l*rel	l**rel
CALDEIRAS	(%)	(%)	(%)
CD4	5,32	4,09	15,62
CD5	2,03	1,56	5,96
CD6	28,53	21,95	83,74
CD7	3,43	2,64	10,06
CDF	39,31	30,25	115,40
CDR	56,66	43,60	166,30
Total-caldeiras	95,97	73,85	281,70
TURBINAS			
TG4	0,32	0,25	0,94
TG5	0,65	0,50	1,91
TG7	2,32	1,79	6,81
Total-turbinas	3,30	2,54	9,67
VÁLVULAS			
Redutoras MP	0,20	0,15	0,58
Redutoras BP	0,53	0,41	1,57
Total-válvulas	0,73	0,56	2,15

Tabela 4.19 Irreversibilidades relativas dos equipamentos

Além das causas citadas, as maiores cargas destas caldeiras contribuem para tal fato. A redução de irreversibilidades está associada à redução na taxa de aumento de entropia do processo de combustão. Bejan, Tsatsaronis e Moran (1996), sugerem que a destruição de exergia em sistemas práticos de combustão pode ser reduzida minimizando o uso do excesso de ar e pré-aquecendo os reagentes e que várias outras medidas, após serem objeto de análise tecnológica e econômica em trabalhos posteriores, podem ser tomadas. Vale ainda destacar que as válvulas e turbinas têm, de acordo com os índices mostrados, participação pequena na destruição total de exergia apenas em termos relativos. As caldeiras, maiores fontes de irreversibilidades, estão na base de comparação. Dessa forma, válvulas e turbinas apresentam significativas taxas de destruição de exergia em termos absolutos (16,00 MW).

Nas turbinas e válvulas as irreversibilidades se devem à expansão e efeitos dissipativos, com conseqüente destruição de exergia da corrente de vapor de alta pressão, sendo que nas válvulas redutoras isto não é acompanho de efeito útil. Nestes equipamentos as causas de destruição de exergia são mais facilmente identificadas, porém a participação na destruição de exergia total é bem menor comparada com as caldeiras (3,30 % para as turbinas e 0,73 % para as válvulas).

A análise exergética dos equipamentos revelou a significativa diferença de parâmetros de desempenho quando o balanço de entropia (segunda lei) é aplicado. Esta abordagem mostrou-se adequada para uma busca de uso mais eficiente da energia, na medida em que revela o local, o tipo, as causas e a verdadeira magnitude das perdas existentes e do desvio da idealidade dos diferentes processos.

Os valores de eficiência energética e exergética relativos e globais mostraram grande concordância com valores descritos na literatura, revelando ainda a grande relevância das irreversibilidades existentes nas caldeiras para a exergia total destruída no sistema.

Uma análise mais detalhada das diferentes partes das caldeiras, bem como a inclusão da exergia química e física dos gases de escape e cinzas poderá revelar com mais precisão a exergia destruída por irreversibilidades, indicando potenciais caminhos de melhorias através do cálculo do chamado Potencial de Melhoria. Para calcular tal índice, é necessário conhecer as parcelas perdidas e destruídas da exergia. A ampliação da análise exergética poderá ainda contemplar aspectos econômicos e ambientais, mostrando-se promissora como ferramenta de diagnóstico e otimização.

## 5 ANÁLISE EXERGÉTICA DO SISTEMA EM IMPLANTAÇÃO

#### 5.1 Introdução

Estão em implantação na fábrica as obras de um projeto de aumento da capacidade de produção das atuais 700 mil toneladas/ano para 1,1 milhão de toneladas/ano (projeto MA1100). Além do atual processo Kraft, será instalada uma linha de produção de fibra de eucalipto pelo processo CTMP (*Chemi-Thermo Mechanical Pulp*) com capacidade de 140 mil toneladas/ano.

Para suprir a demanda adicional de vapor e energia elétrica necessários a este aumento de produção, será instalado um sistema de cogeração. Este sistema irá atuar em conjunto com o atual e será formado por uma nova caldeira de biomassa com capacidade de 250 toneladas de vapor/hora (a maior em operação no Brasil), uma nova caldeira de recuperação e um novo turbogerador de 65MW.

O objetivo desta comparação é avaliar como irão se comportar os índices de desempenho exergético depois da implantação do novo sistema e, a partir deste resultado, direcionar a busca por melhorias no desempenho termodinâmico do sistema. Para isto, serão recalculados os balanços de exergia para o novo sistema.

### 5.2 Novo sistema de cogeração de energia em implantação

A Figura 5.1 representa o fluxograma básico do novo sistema. As principais modificações são:

- Desativação das caldeiras 4, 5 e 7 por tempo de uso. Com isto, não será mais consumido óleo combustível para geração de vapor, acarretando ganhos econômicos e ambientais.
- Instalação de uma nova caldeira de biomassa de leito fluidizado circulante e de uma nova caldeira de recuperação. Estas caldeiras irão operar em um novo nível de pressão de 100 bar e a 500 °C, exigindo

todo um redimensionamento de linhas e equipamentos auxiliares para este nível de pressão.

- Instalação de uma nova turbina de 65 MW (TG8). Esta turbina irá ser alimentada com vapor do novo nível de pressão (100 bar) e terá, além das correntes de média e baixa pressão, uma corrente de vapor de 30 bar para sopragem de fuligem das caldeiras de recuperação e uma corrente para condensação de vazão mínima de 10 t/h.
- Reforma da turbina 07 existente para aumento da capacidade de geração elétrica.
- O fluxograma básico do novo sistema está representado na Figura 5.1.



Figura 5.1 Fluxograma do novo sistema de cogeração

Neste fluxograma temos a seguinte repreentação:

Cor da Linha	Significado
Vermelho	vapor de alta pressão
	vapor de média
Róseo	pressão
	vapor de baixa
Amarelo	pressão
Verde	Água
Marrom	biomassa
Preto	Licor
Azul	vapor de sopragem
Cinza	condensado

Tabela	5.1	Legenda	do	fluxograma	ı do	novo	sisten	na
		V	er	Figura 5.1				

A nova caldeira de biomassa (CD8) é baseada na tecnologia de leito fluidizado circulante, que apresenta, dentre outras, as seguintes vantagens (GLASER; KAUFMANN, 2005):

- Altas taxas de transferência de calor.
- Baixas emissões de NOx devido a combustão estável e uso gás recirculante.
- Remoção eficiente de SOx através do uso de calcário de baixa granulometria que remove SO<sub>2</sub> através das reações de calcinação e reação do CaO produzido com SO<sub>2</sub> e oxigênio, formando CaSO<sub>4</sub>.
- Alta flexibilidade no uso de combustíveis, tais como cascas, rejeitos de cavaco, serrilhas, lodo, pneus e vários outros rejeitos.
- Combustão estável.

No leito fluidizado circulante, um fluxo de ar ascendente sobre o leito de areia proporciona uma queda de pressão suficiente para contrabalancear o peso do leito e manter os grãos do leito em suspensão (sem contato permanente uns com os outros). Com o aumento do fluxo de ar, bolhas de ar praticamente livres de material sólido são formadas, gerando grande turbulência e eficiente mistura do leito de combustão. A velocidade deste fluxo de ar pode então ser mantida de tal forma que exceda o movimento descendente das partículas e proporcione um transporte pneumático das mesmas. Estas passam então por um separador para serem removidas da corrente de gás e recirculam no leito.

Este movimento favorece a distribuição imediata do combustível por todo o leito, acarretando grande eficiência de queima (em torno de 99%, dependendo do combustível).

### 5.3 Balanços de exergia

Os balanços de exergia para os novos equipamentos e as novas variáveis de operação são a seguir desenvolvidos basicamente da mesma forma com que foram desenvolvidos anteriormente. Algumas novas considerações e comentários adicionais específicos para o novo sistema são feitos quando necessários.

#### 5.3.1 Caldeiras

Os balanços de exergia é desenvolvido a partir da eq.(4.5):

$$\sum_{1}^{m} \dot{B}_{e} = \sum_{1}^{n} \dot{B}_{s} + \dot{I}$$
(4.5)

$$\dot{m}_{co}\overline{b}_{co} + \dot{m}_{aa}\overline{b}_{aa} + \dot{m}_{ar}\overline{b}_{ar} = \dot{m}_{va}\overline{b}_{va} + \dot{m}_{g}\overline{b}_{g} + \dot{m}_{ci}\overline{b}_{ci} + \dot{I}_{irre}$$
(5.1)

Para as caldeiras de biomassa (CD6 e CD8), as considerações admitidas são:

- Volume de controle no qual o ar de combustão entra a temperatura e pressão ambiente (T<sub>0</sub>, P<sub>0</sub>), ou seja, exergia física nula.
- O controle da caldeira é feito para manter o nível de água no balão constante (regime permanente para água) e para manter os parâmetros da água dentro dos padrões de qualidade exigidos. Para o novo sistema, as perdas de água e o

consumo de vapor na própria caldeira para sopragem são considerados. A vazão de água de alimentação é calculada pelo balanço de água na caldeira:

$$\dot{m}_{aa} = \dot{m}_{perdas} + \dot{m}_{vapTotal} \tag{5.2}$$

- Volume de controle contemplando a região de mistura e equilíbrio dos gases na atmosfera. Desta forma, a exergia física (exergia envolvida para atingir pressão e temperatura atmosféricas) e química (exergia da expansão de P<sub>0</sub> até a pressão parcial do componente na atmosfera) das correntes dos gases de escape são destruídas dentro do volume de controle.
- A exergia das cinzas é basicamente a parcela térmica associada à temperatura das cinzas, que é maior que a temperatura ambiente. A exergia química das cinzas pode ser negligenciada, Szargut (1988). O volume de controle dessa forma contempla a destruição desta exergia física (térmica).

Dessa forma, o termo de destruição de exergia calculado fornece a destruição total de exergia, isto é, a exergia destruída devido à geração de entropia e a exergia perdida na forma de correntes materiais.

$$\dot{I}_{TOTAL} = \dot{I}_{irre} + \dot{I}_{perdida}$$
(5.3)

Estas considerações usadas na eq.(5.1) levam a:

$$\dot{I}_{TOTAL} = \dot{m}_{co}\bar{b}_{co} + \dot{m}_{aa}[(\bar{h}_{aa} - \bar{h}_{0}) - T_{0}(\bar{s}_{aa} - \bar{s}_{0})] - \dot{m}_{vapTotal}[\bar{h}_{vap} - \bar{h}_{0}) - T_{0}(\bar{s}_{vap} - \bar{s}_{0})]$$
(5.4)

Para a biomassa, a exergia é calculada pelas mesmas relações usadas anteriormente, com mesmos valores de Poder Calorífico Inferior, umidade e composição elementar.

Apesar de nas condições normais de operação do novo sistema não existir consumo de óleo combustível, no simulador desenvolvido em EES contempla-se este

uso com mesmos valores de PCI e composição elementar usadas no sistema atual. Para cálculos de balanço no presente caso, no entanto, as vazões de consumo de óleo são igualadas a zero.

As considerações feitas para as caldeiras de recuperação são as mesmas usadas anteriormente. O cálculo da exergia do licor preto foi feito com a mesma correlação, admitindo-se mesma composição elementar, Poder Calorífico Inferior de 3100 kcal/kg e teor de sólidos secos de 80%.

A Tabela 5.2 apresenta os valores referentes aos combustíveis das caldeiras.

			Fator			
Caldeira	Combustível	Vaz.Comb(t/h)	beta	PCI(kJ/kg)	Ex.específica(kJ/kg)	Vapor(t/h)
	cavaco	13,82	1,1388	9432,99	11876,01	
CD6	casca	55,27	1,1445	5859,00	8413,93	111,80
	óleo	0,00	1,0638	39548,25	42071,34	_
	cavaco	17,48	1,1388	9432,99	11876,01	_
CD8	casca	69,93	1,1445	5859,00	8413,93	185,40
	óleo	0,00	1,0638	39548,25	42071,34	-
CDR1	licor	45,09	1,1218	12973,50	15460,10	162,40
CDR2	licor	55,49	1,1218	12973,50	15460,10	229,70
Σ		257,08				689,30

Tabela 5.2 Variáveis de operação e exergia dos combustíveis (MA1100)

Para a água de alimentação das caldeiras e o vapor superaquecido, a exergia específica é dada pela equação:

$$\bar{b} = \bar{h}(P,T) - \bar{h}(P_0,T_0) - T_0[\bar{s}(P,T) - \bar{s}(P_0,T_0)]$$
(5.5)

As propriedades termodinâmicas e a exergia calculada da água de alimentação das caldeiras são dadas a seguir:

Tabela 5.3 Propriedades	termodinâmicas da água de	alimentação (MA1100)	)
-------------------------	---------------------------	----------------------	---

Caldeira	T(°C)	P(bar)	Entalpia(kJ/kg)	Entropia(kJ/kg.K)	Exergia Física (kJ/kg)
CD6	130	120	554,4	1,623	75,08
CD8	130	120	554,4	1,623	75,08
CDR1	110	72	466,6	1,413	49,89
CDR2	130	120	554,4	1,623	75,08

A destruição total de exergia (I), o fluxo de energia e o fluxo de exergia associado a cada alimentação de combustível e a relação exergia/energia para estes fluxos encontram-se na Tabela 5.4.

Caldeira	Combustível	I(MW)	Fluxo de Exergia(MW)	Fluxo de Energia(MW)	Ω
	cavaco		45,58	36,20	1,259
CD6	casca	138,15	129,17	89,95	1,436
	óleo		0,00	0,00	***
	cavaco		57,68	45,81	1,259
CD8	casca	152,27	163,45	113,82	1,436
	óleo		0,00	0,00	***
CDR2	licor	142,75	193,62	162,48	1,192
CDR1	licor	157,82	238,29	199,97	1,192
Σ		590,99	827,79	648,23	

Tabela 5.4 Destruição de exergia e fluxos associados a combustíveis (MA1100)

Da Tabela acima, percebe-se mais uma vez a grande magnitude da destruição da exergia dos combustíveis no processo de combustão das caldeiras (590,99 MW).

#### 5.3.2 Turbinas

Os balanços de exergia para as turbinas 4, 5 e 7 são baseados na mesma equação usada anteriormente (eq.4.22). O que muda são as condições de operação, listadas na Tabela 5.5. Para a nova turbina de condensação (TG8), o volume de controle utilizado com uma representação esquemática da turbina encontra-se na Figura 5.2.



Figura 5.2 Volume de controle da turbina 8

Para esta turbina, a eq.(4.5) é reescrita incluindo as novas correntes:

$$\dot{m}_{e}[(\bar{h}_{e} - \bar{h}_{0}) - T_{0}(\bar{s}_{e} - \bar{s}_{0})] = \dot{m}_{sop}[(\bar{h}_{sop} - \bar{h}_{0}) - T_{0}(\bar{s}_{sop} - \bar{s}_{0})] + \\ \dot{m}_{ex}[(\bar{h}_{ex} - \bar{h}_{0}) - T_{0}(\bar{s}_{ex} - \bar{s}_{0})] + \dot{m}_{cp}[(\bar{h}_{cp} - \bar{h}_{0}) - T_{0}(\bar{s}_{cp} - \bar{s}_{0})] + \\ \dot{m}_{cond}[(\bar{h}_{cond} - \bar{h}_{0}) - T_{0}(\bar{s}_{cond} - \bar{s}_{0})] + \dot{W} + \dot{I}$$
(5.6)

Os valores de vazões mássicas e pressão de cada corrente foram obtidos de um balanço de projeto disponível na fábrica. As propriedades termodinâmicas (temperatura, entalpia e entropia) foram calculadas pelo software EES, que também forneceu os valores de potência de cada turbina a partir da eficiência isentrópica de cada estágio de expansão.

Os dados termodinâmicos para as correntes de vapor nas turbinas são mostrados na Tabela 5.5.

TG04	T(°C)	P(bar)	Entalpia(kJ/kg)	Entropia(kJ/kg.K)
Entrada	430	46	3276	6,799
Extração	278,4	12,5	2998	6,929
Contra-				
pressão	207,8	4,0	2877	7,207
TG05	T(°C)	P(bar)	Entalpia(kJ/kg)	Entropia(kJ/kg.K)
Entrada	430	46	3276	6,799
Extração	298,8	12,5	3042	7,008
Contra-				
pressão	243,7	4,0	2952	7,356
TG07	T(°C)	P(bar)	Entalpia(kJ/kg)	Entropia(kJ/kg.K)
Entrada	430	46	3276	6,799
Extração	286,4	12,5	3015	6,96
Contra-				
pressão	196,1	4,0	2853	7,155
TG08	T(°C)	P(bar)	Entalpia(kJ/kg)	Entropia(kJ/kg.K)
Entrada	500	100	3375	6,599
Vapor de				
Sopragem	342,2	30	3098	6,715
Vapor Média				
Pressão	252	12,5	2938	6,818
Vapor Baixa	400.0	4.0	0770	0.004
Pressao	160,2	4,0	2776	6,984
vapor para	95.02	0.6	2569	7 521
Condensação	00,90	0,0	2000	1,551

Tabela 5.5 Dados termodinâmicos para correntes das turbinas (MA1100)

A potência desenvolvida por cada turbina obtida do balanço de energia feito pelo programa com as respectivas vazões de entrada nas turbinas são:

	W(MW)	Vapor (t/h)
TG4	1,66	15,00
TG5	0,00	0,00
TG7	26,15	257,00
TG7	59,22	411,50

Tabela 5.6 Potência e consumo de vapor nas turbinas (MA1100)

Os valores calculados programa pelo balanço de energia são concordantes com os valores de projeto obtidos na fábrica: 1,5 MW, 0 MW, 26,7 e 59,5MW respectivamente.

Como resultado do balanço de exergia nas três turbinas do sistema, temos os seguintes valores:

TG04         Exergia(MW)         Energia(MW)         Ω         I(MW)           Entrada         5,22         13,65         0,3826         0,507           Contra-pressão         3,05         11,99         0,2547         0           TG05         Exergia(MW)         Energia(MW)         Ω         1           Entrada         0,00         0,00         ****         0           Contra-pressão         0,00         0,00         ****         0           Entrada         0,00         0,00         ****         0           Contra-pressão         0,00         0,00         ****         0           Contra-pressão         0,00         0,00         ****         0           TG07         Exergia(MW)         Energia(MW)         Ω         Entrada         89,48         233,87         0,3826           Extração         23,61         75,38         0,3133         6,124         Contra-pressão         33,60         132,35         0,2539           TG08         Exergia(MW)         Energia(MW)         Ω         Entrada         161,41         385,78         0,4184           Vapor de         Sopragem         8,25         23,24         0,3097         10,708					
Entrada         5,22         13,65         0,3826           Extração         0,00         0,00         ****         0,507           Contra-pressão         3,05         11,99         0,2547         0           TG05         Exergia(MW)         Energia(MW)         Ω         0           Entrada         0,00         0,00         ****         0           Contra-pressão         23,61         75,38         0,3133         6,124           Contra-pressão         33,60         132,35         0,2539         6,124           TG08         Exergia(MW)         Energia(MW)         Ω         Entrada         161,41         385,78         0,4184           Vapor de         Sopragem         8,25         23,24         0,3097         10,708           Vapor Baixa	TG04	Exergia(MW)	Energia(MW)	Ω	I(MW)
Extração         0,00         0,00         ****         0,507           Contra-pressão         3,05         11,99         0,2547         0           TG05         Exergia(MW)         Energia(MW)         Ω         0           Entrada         0,00         0,00         ***         0           Contra-pressão         0,00         0,00         ***         0           Extração         23,61         75,38         0,3133         6,124           Contra-pressão         33,60         132,35         0,2539         6,124           TG08         Exergia(MW)         Energia(MW)         Ω         Entrada         161,41         385,78         0,4184           Vapor de         Sopragem         8,25         23,24         0,3097         10,708           Vapor Média         Pressão         41,62         134,41         0,3097         10,708           Vapor Baixa         Pressão         40,70         161,78         0,2515	Entrada	5,22	13,65	0,3826	
Contra-pressão         3,05         11,99         0,2547           TG05         Exergia(MW)         Energia(MW)         Ω           Entrada         0,00         0,00         ****           Extração         0,00         0,00         ****           Contra-pressão         0,00         0,00         ****           TG07         Exergia(MW)         Energia(MW)         Ω           Entrada         89,48         233,87         0,3826           Extração         23,61         75,38         0,3133           Contra-pressão         33,60         132,35         0,2539           TG08         Exergia(MW)         Energia(MW)         Ω           Entrada         161,41         385,78         0,4184           Vapor de         Sopragem         8,25         23,24         0,3552           Vapor Média         Pressão         41,62         134,41         0,3097         10,708           Vapor Baixa         Pressão         40,70         161,78         0,2515         Vapor para           Condensação         0,91         7,13         0,1274         0,1274	Extração	0,00	0,00	***	0,507
TG05         Exergia(MW)         Energia(MW)         Ω           Entrada         0,00         0,00         ****           Extração         0,00         0,00         ****         0           Contra-pressão         0,00         0,00         ****         0           TG07         Exergia(MW)         Energia(MW)         Ω            Entrada         89,48         233,87         0,3826           Extração         23,61         75,38         0,3133         6,124           Contra-pressão         33,60         132,35         0,2539         6,124           TG08         Exergia(MW)         Energia(MW)         Ω            Entrada         161,41         385,78         0,4184            Vapor de         Sopragem         8,25         23,24         0,3552           Vapor Média         Pressão         41,62         134,41         0,3097         10,708           Vapor Baixa         Pressão         40,70         161,78         0,2515         Vapor para           Condensação         0,91         7,13         0,1274         10,708	Contra-pressão	3,05	11,99	0,2547	
TG05         Exergia(MW)         Energia(MW)         Ω           Entrada         0,00         0,00         ***           Extração         0,00         0,00         ***           Contra-pressão         0,00         0,00         ***           TG07         Exergia(MW)         Energia(MW)         Ω           Entrada         89,48         233,87         0,3826           Extração         23,61         75,38         0,3133           Contra-pressão         33,60         132,35         0,2539           TG08         Exergia(MW)         Energia(MW)         Ω           Entrada         161,41         385,78         0,4184           Vapor de         Sopragem         8,25         23,24         0,3552           Vapor Média         Pressão         41,62         134,41         0,3097         10,708           Vapor Baixa         Pressão         40,70         161,78         0,2515         Vapor para           Condensação         0,91         7,13         0,1274					
Entrada         0,00         0,00         ****         0           Extração         0,00         0,00         ****         0           Contra-pressão         0,00         0,00         ****         0           TG07         Exergia(MW)         Energia(MW)         Ω           Entrada         89,48         233,87         0,3826           Extração         23,61         75,38         0,3133           Contra-pressão         33,60         132,35         0,2539           TG08         Exergia(MW)         Energia(MW)         Ω           Entrada         161,41         385,78         0,4184           Vapor de         Sopragem         8,25         23,24         0,3552           Vapor Média         Pressão         41,62         134,41         0,3097         10,708           Vapor Baixa         Pressão         40,70         161,78         0,2515         Vapor para           Condensação         0,91         7,13         0,1274         10,708	TG05	Exergia(MW)	Energia(MW)	Ω	
Extração         0,00         0,00         ****         0           Contra-pressão         0,00         0,00         ****         0           TG07         Exergia(MW)         Energia(MW)         Ω           Entrada         89,48         233,87         0,3826           Extração         23,61         75,38         0,3133           Contra-pressão         33,60         132,35         0,2539           TG08         Exergia(MW)         Energia(MW)         Ω           Entrada         161,41         385,78         0,4184           Vapor de         Sopragem         8,25         23,24         0,3552           Vapor Média         Pressão         41,62         134,41         0,3097         10,708           Vapor Baixa         Pressão         40,70         161,78         0,2515         Vapor para           Condensação         0,91         7,13         0,1274         0,1274	Entrada	0,00	0,00	***	
Contra-pressão         0,00         0,00         ***           TG07         Exergia(MW)         Energia(MW)         Ω           Entrada         89,48         233,87         0,3826           Extração         23,61         75,38         0,3133           Contra-pressão         33,60         132,35         0,2539           TG08         Exergia(MW)         Energia(MW)         Ω           Entrada         161,41         385,78         0,4184           Vapor de         0,3097         10,708           Sopragem         8,25         23,24         0,3097           Pressão         41,62         134,41         0,3097         10,708           Vapor Baixa         Pressão         40,70         161,78         0,2515           Vapor para         Condensação         0,91         7,13         0,1274	Extração	0,00	0,00	***	0
TG07         Exergia(MW)         Energia(MW)         Ω           Entrada         89,48         233,87         0,3826           Extração         23,61         75,38         0,3133         6,124           Contra-pressão         33,60         132,35         0,2539         6,124           TG08         Exergia(MW)         Energia(MW)         Ω         Entrada         161,41         385,78         0,4184           Vapor de         Sopragem         8,25         23,24         0,3552         Vapor Média           Pressão         41,62         134,41         0,3097         10,708           Vapor Baixa         Pressão         40,70         161,78         0,2515           Vapor para         Condensação         0,91         7,13         0,1274	Contra-pressão	0,00	0,00	***	
TG07Exergia(MW)Energia(MW)ΩEntrada89,48233,870,3826Extração23,6175,380,3133Contra-pressão33,60132,350,2539TG08Exergia(MW)Energia(MW)ΩEntrada161,41385,780,4184Vapor de Sopragem8,2523,240,3552Vapor Média Pressão41,62134,410,309710,708Vapor Baixa Pressão40,70161,780,2515Vapor Jaixa Vapor para Condensação0,917,130,1274					
Entrada89,48233,870,3826Extração23,6175,380,31336,124Contra-pressão33,60132,350,25396,124TG08Exergia(MW)Energia(MW)ΩEntrada161,41385,780,4184Vapor deSopragem8,2523,240,3552Vapor MédiaPressão41,62134,410,309710,708Vapor BaixaPressão40,70161,780,2515Vapor paraCondensação0,917,130,127410,1274	TG07	Exergia(MW)	Energia(MW)	Ω	
Extração23,6175,380,31336,124Contra-pressão33,60132,350,25396TG08Exergia(MW)Energia(MW)ΩEntrada161,41385,780,4184Vapor de0,35520,3552Vapor Média0,309710,708Pressão41,62134,410,3097Pressão40,70161,780,2515Vapor para0,917,130,1274	Entrada	89,48	233,87	0,3826	
Contra-pressão         33,60         132,35         0,2539           TG08         Exergia(MW)         Energia(MW)         Ω           Entrada         161,41         385,78         0,4184           Vapor de         0,3552         0,3552           Vapor Média         0,3097         10,708           Pressão         41,62         134,41         0,3097         10,708           Vapor Baixa         Pressão         40,70         161,78         0,2515           Vapor para         Condensação         0,91         7,13         0,1274	Extração	23,61	75,38	0,3133	6,124
TG08         Exergia(MW)         Energia(MW)         Ω           Entrada         161,41         385,78         0,4184           Vapor de         0,3552         0,3552           Sopragem         8,25         23,24         0,3552           Vapor Média         0,3097         10,708           Pressão         41,62         134,41         0,3097         10,708           Vapor Baixa         0,2515         Vapor para         0,2515           Condensação         0,91         7,13         0,1274	Contra-pressão	33,60	132,35	0,2539	
TG08         Exergia(MW)         Energia(MW)         Ω           Entrada         161,41         385,78         0,4184           Vapor de         23,24         0,3552           Vapor Média         0,3097         10,708           Pressão         41,62         134,41         0,3097         10,708           Vapor Baixa         9         0,2515         0,2515           Vapor para         0,01274         0,1274					
Entrada         161,41         385,78         0,4184           Vapor de         23,24         0,3552           Sopragem         8,25         23,24         0,3552           Vapor Média         134,41         0,3097         10,708           Pressão         41,62         134,41         0,3097         10,708           Vapor Baixa         Pressão         40,70         161,78         0,2515           Vapor para         7,13         0,1274	TG08	Exergia(MW)	Energia(MW)	Ω	
Vapor de         Sopragem         8,25         23,24         0,3552           Vapor Média         -	Entrada	161,41	385,78	0,4184	
Sopragem         8,25         23,24         0,3552           Vapor Média         Pressão         41,62         134,41         0,3097         10,708           Vapor Baixa         Pressão         40,70         161,78         0,2515         0,2515           Vapor para         Condensação         0,91         7,13         0,1274	Vapor de				
Vapor Média         134,41         0,3097         10,708           Pressão         41,62         134,41         0,3097         10,708           Vapor Baixa         0,2515         0,2515           Vapor para         0,01         7,13         0,1274	Sopragem	8,25	23,24	0,3552	
Pressao         41,62         134,41         0,3097         10,708           Vapor Baixa         Pressão         40,70         161,78         0,2515           Vapor para         Condensação         0,91         7,13         0,1274	Vapor Média	44.00	404.44	0 0007	10 709
Vapor baixa         40,70         161,78         0,2515           Vapor para         Condensação         0,91         7,13         0,1274	Pressao Vopor Poivo	41,62	134,41	0,3097	10,706
Vapor para         0,101         0,2010           Condensação         0,91         7,13         0,1274	Pressão	40 70	161 78	0 2515	
Condensação 0,91 7,13 0,1274	Vapor para	40,70	101,70	0,2010	
	Condensação	0,91	7,13	0,1274	

Tabela 5.7 Dados fornecidos pelo balanço exergético (MA1100)

Mais uma vez percebe-se a relevância da destruição de exergia em relação à potência útil da turbina. A destruição de exergia corresponde a 30,49 % da energia útil fornecida pela turbina 4, 23,42 % na turbina 7 e 18,08 % na turbina 8 de condensação.

#### 5.3.3 Válvulas Redutoras

No balanço de projeto, as vazões de vapor nestas válvulas são nulas. No entanto, sua existência é contemplada no programa EES para eventuais usos. No novo sistema, existem basicamente quatro válvulas redutoras: uma operando entre o novo nível de pressão de 100 bar e 46 bar; entre 46 e 12, 5 bar; entre 46 e 4,0 bar e entre 12,5 e 4,0 bar.

## 5.4 Parâmetros de Desempenho

#### 5.4.1 Rendimentos

A definição de eficiência exergética segue o mesmo princípio anterior: definição clara de produto (líquido) desejado e insumo (líquido) utilizado. A eficiência racional  $\psi$  (KOTAS, 1995), é definida por:

$$\psi = \frac{\sum \Delta \dot{B}_s}{\sum \Delta \dot{B}_e}$$
(5.7)

Onde o numerador representa a soma de todas as correntes de exergia nos produtos desejados e o denominador, a soma das transferências de exergia para o interior do volume de controle (insumos).

Para as caldeiras e turbinas do novo sistema, são determinadas a seguir as eficiências energéticas e exergéticas.

#### Caldeiras.

Para as caldeiras, o rendimento energético é dado por:

$$\eta_{EN} = \frac{\dot{m}_{va}(\bar{h}_s - \bar{h}_e)}{\dot{m}_{ca}PCI}$$
(5.8)

O rendimento exergético é calculado por:

$$\eta_{EX} = \frac{\dot{m}_{va}[(\bar{h}_s - \bar{h}_e) - T_0(\bar{s}_s - \bar{s}_e)]}{\dot{m}_{co}\bar{b}_{co}}$$
(5.9)

Da mesma forma que no sistema atual, para fins de análise das caldeiras de recuperação como equipamento do sistema de cogeração, admite-se como produto no cálculo da eficiência energética e exergética, a variação de entalpia (ou exergia) entre o vapor superaquecido e a água de alimentação ( não se leva em conta a eficiência da caldeira quanto reator químico de redução de sulfato a sulfeto). Para as caldeiras os valores calculados encontram-se na Tabela 5.8.

	Rendimento Energético	Rendimento Exergético
Caldeira	(%)	(%)
CD6	67,00	20,94
CD8	91,00	31,14
CDR1	78,00	28,04
CDR2	90,00	35,80

Tabela 5.8 Rendimentos energéticos e exergéticos das caldeiras (MA1100)

#### Turbinas

Para as turbinas, o rendimento energético é definido em termos da eficiência isentrópica dada por:

$$\eta_{ise}^{i} = \frac{\overline{h}_{i-1} - \overline{h}_{i}}{\overline{h}_{i-1} - \overline{h}_{ise}^{i}} \qquad (i-\text{ésimo estágio de expansão}) \tag{5.10}$$

A definição de eficiência racional para as turbinas leva em conta que o produto desejado para o processo é a potência de eixo realizada (W) apartir da redução de exergia na corrente de vapor. Esta variação de exergia no vapor é desta forma, o insumo do processo. O rendimento em base exergética é então:

$$\eta_{EX} = \frac{\dot{W}}{\dot{m}_e \bar{b}_e - \sum \dot{m}_i \bar{b}_i}$$
(5.11)

Onde i representa cada saída de vapor na turbina.

As propriedades termodinâmicas das correntes nas 3 turbinas operando no novo sistema e os respectivos valores para os pontos isentrópicos de saída encontram-se na tabela seguinte:

TG04	Entalpia(kJ/kg)	Entropia(kJ/kg.K)	S ise(kJ/kg.K)	H ise(kJ/kg)
Entrada	3276	6,799		
Extração	2998	6,929	6,799	2928
Contra-pressão	2877	7,207	6,929	2752
TG07	3276	6,799		
Entrada	3015	6,960	6,799	2928
Extração	2853	7,155	6,960	2765
Contra-pressão				
TG08				
Entrada	3375	6,599		
Vapor de				
Sopragem	3098	6,715	6,599	3028
Vapor de				
Media Pressão	2938	6,818	6,715	2885
Vapor de Baixa				
Pressão	2776	6,984	6,818	2706
Vapor para				
Condensação	2568	7,531	6,984	2456

Tabela 5.9 Propriedades termodinâmicas do vapor nas turbinas (MA1100)

ise: valor da propriedade termodinâmica para expansão isentrópica

Para determinação das condições de saída das correntes de vapor (temperatura, entalpia e entropia), foram fornecidas ao programa EES valores de eficiência isentrópica. Para as turbinas 4 e 5, estas eficiências são as mesmas do sistema atual. Para as turbinas 7 (reformada) e turbina 8 (nova) foram ajustados valores de eficiência para a potência útil dada.

 Tabela 5.10 Eficiências isentrópicas nos estágios de expansão (MA1100)

Turbina	Efi. Estg.1	Efi.Estg.2
TG4	0,8006	0,4896
TG7	0,7500	0,6500

Os valores para a turbina 8 para os estágios consecutivos de expansão são respectivamente: 0,80, 0,75, 0,70 e 0,65. A Tabela 5.11 fornece os valores calculados de eficiências exergéticas, conforme mostrado pela eq.(5.11):

Turbina	Eficiência Exergética (%)
TG4	76,64
TG7	81,02
TG8	84,69

Tabela 5.11 Eficiências exergéticas das turbinas (MA1100)

#### Válvulas Redutoras

Conforme dito anteriormente, estas válvulas não desempenham efeito útil. Desta forma não são determinados rendimentos, além de não estarem em uso no sistema novo.

#### Rendimento energético global

Para o cálculo das eficiências globais do sistema, consideram-se produtos: as quatro potências fornecidas pelos quatro turbogeradores, as correntes de média e baixa pressão das quatro turbinas, as saídas das válvulas de média e baixa pressão além das correntes de sopragem e condensado da turbina 8. Como insumo, tem-se no total 8 correntes de combustíveis. Seguindo a orientação de Tsatsaronis (1993), considera-se como produto o aumento (variação) da exergia da corrente de água de alimentação das caldeiras, por isso, desconta-se das correntes úteis citadas, a energia/exergia das 4 correntes de água que alimentam as 4 caldeiras. Neste ponto, é válido destacar que a vazão de alimentação de água nas caldeiras é calculada pela soma do vapor produzido mais as perdas. Em base energética ( $\eta_{ENG}$ ), o rendimento global é calculado como:

$$\eta_{ENG} = \left(\sum_{i=1}^{4} \dot{W_{i}} + \sum_{i=1}^{4} \dot{m}_{ex} \bar{h}_{ex} + \sum_{i=1}^{4} \dot{m}_{cp} \bar{h}_{cp} + \dot{m}_{mp} \bar{h}_{mp} + \dot{m}_{bp} \bar{h}_{bp} + \dot{m}_{sop} \bar{h}_{sop} + \dot{m}_{cond} \bar{h}_{cond} - \sum_{i=1}^{4} \dot{m}_{aa} \bar{h}_{aa}\right) / \sum_{i=1}^{8} \dot{m}_{co} PCI$$
(5.12)

Para a eficiência exergética global da planta ( $\eta_{EXG}$ ), usa-se a eficiência racional.

$$\eta_{EXG} = \left(\sum_{i=1}^{4} \dot{W_i} + \sum_{i=1}^{4} \dot{m}_{ex} \bar{b}_{ex} + \sum_{i=1}^{4} \dot{m}_{cp} \bar{b}_{cp} + \dot{m}_{mp} \bar{b}_{mp} + \dot{m}_{bp} \bar{b}_{bp} + \dot{m}_{sop} \bar{b}_{sop} + \dot{m}_{cond} \bar{b}_{cond} - \sum_{i=1}^{4} \dot{m}_{aa} \bar{b}_{aa}\right) / \sum_{i=1}^{8} \dot{m}_{co} \bar{b}_{co}$$
(5.13)

Os valores globais são:

	Rendimento Global(%)	
Energético	81,78	
Exergético	27,23	

## 5.4.2 Falha de eficiência

Da mesma forma, a falha de eficiência global é dada por:

$$1 - \psi = \frac{\dot{I}}{\sum \Delta \dot{B}_{e}}$$
(5.14)

E a falha de eficiência por componente:

$$\delta_i = \frac{\dot{I}_i}{\sum \Delta \dot{B}_e} \tag{5.15}$$

De acordo com os três índices propostos por Tsatsaronis (1993), a avaliação relativa da destruição de exergia no componente i pode ser feita através da comparação da exergia destruída no elemento com:

Exergia Total Destruída.

$$I_{rel} = \frac{\dot{I}_i}{\dot{I}_{total}}$$
(5.16)

Exergia Total fornecida como combustíveis.

$$I_{rel}^* = \frac{\dot{I}_i}{\dot{B}_{comb}}$$
(5.17)

Exergia Total dos Produtos.

$$I_{rel}^{**} = \frac{\dot{I}_i}{\dot{B}_{prod}}$$
(5.18)

A Tabela 5.13 apresenta os valores de exergia total fornecida ao sistema na forma de insumos (combustíveis) e da exergia total destruída (irreversibilidades e exergias perdidas).

Tabela 5.13 Insumo e Destruição Total de Exergia (MA1100)

Total de Exergia Destruída(MW)	617,43
Total de Exergia Fornecida(MW)	827,79

Com base na definição de rendimentos citadas (equações 4.27 e 4.28), o sistema térmico apresentou uma eficiência energética global de 81,78 % e eficiência exergética global de 27,23%. Nota-se novamente a diferença de eficiência quando se analisa o sistema em termos quantitativos de energia (1ª Lei) e qualitativos de energia (2ª Lei).

A interpretação dessa diferença é a mesma: apesar de grande parte da energia fornecida ao sistema pelos combustíveis ser convertida em outras formas de energia,

ela é degradada em sua qualidade na medida em que essa conversão evolui. O rendimento exergético global revela que pequena parte da exergia fornecida ao sistema pelas correntes de combustível é de fato convertida em exergia útil (potência nas turbinas e suprimento de vapor para o processo). A falha de eficiência do sistema  $(1-\psi)$  calculada é de 74,59 %. A Tabela 5.14 apresenta o resultado das irreversibilidades relativas dos componentes:

CALDEIRAS	I <sub>rel</sub> (%)	l* <sub>rel</sub> (%)	l** <sub>rel</sub> (%)
CD6	22,38	16,69	57,86
CD8	24,66	18,39	63,77
CDF	47,04	35,08	121,63
CDR1	23,12	17,25	59,79
CDR2	25,56	19,06	66,09
CDR	48,68	36,31	125,88
Total-caldeiras	95,72	71,39	247,51
TURBINAS			
TG4	0,08	0,06	0,21
TG5	0,00	0,00	0,00
TG7	0,99	0,74	2,56
TG8	1,73	1,29	4,48
Total-turbinas	2,81	2,09	7,26

Tabela 5.14 Irreversibilidades relativas dos componentes (MA1100)

As caldeiras são responsáveis por 95,72% do total de exergia destruída e perdida. Destaca-se a igual participação na destruição total de exergia entre as caldeiras atuais (06 e CDR1) com cerca de 22 % do total de destruição de exergia e entre as duas novas caldeiras (08 e CDR2), ambas com aproximadamente 25 % de participação no total de destruição de exergia.

Da mesma forma que no sistema atual, as turbinas apresentam valores pequenos apenas em termos relativos (as caldeiras, maiores fontes de irreversibilidades, estão na base de comparação). Em termos absolutos a destruição de exergia é uma parcela considerável da energia gerada: em termos absolutos, somam 17,34 MW (20% da energia gerada nas turbinas: 87,03 MW).

# 6 SISTEMA ATUAL E SISTEMA MA1100: AVALIAÇÃO COMPARATIVA

Para uma avaliação comparativa do desempenho termodinâmico antes e depois da implantação do novo sistema, verifica-se as mudanças sofridas pelos diferentes índices calculados em base energética e exergética. Para rendimentos globais, a Tabela 6.1 apresenta os valores atuais e futuros:

	Sistema Atual	Sistema Futuro
Rendimento Energético (%) Rendimento Exergético	81,55	81,78
(%)	24,89	27,23

Tabela 6.1 Rendimentos globais

Do exposto, percebe-se que em termos quantitativos de energia (1<sup>a</sup> Lei), o novo sistema não apresenta melhorias significativas. Quando se leva em conta aspectos qualitativos de conversão de energia (rendimento exergético global), houve uma pequena melhoria de 2,34 pontos percentuais. As principais causas deste aumento de eficiência exergética são: operação de duas grandes caldeiras e de um turbogerador em maiores níveis de pressão e temperatura (100 bar, 500 °C) e o fato de as quatro válvulas redutoras de vapor não estarem sendo usadas (não há destruição de exergia nestas válvulas).

Aumento de eficiência exergética implica que os insumos utilizados no sistema de cogeração estão sendo melhor aproveitados para produção de energia elétrica e vapor de processo, revelando melhora de desempenho termodinâmico real do sistema.

Os dados gerais de produção e consumo de vapor e energia, assim como valores totais do balanço de exergia são resumidos a seguir:

	Sistema Atual	Sistema Futuro
Destruição Total de Exergia (MW)	397,17	617,43
Exergia Insumos (MW)	516,16	827,79
Exergia Produtos (MW)	135,33	238,78
Geração de Energia Termelétrica (MW)	33,76	87,03
Consumo de Energia (MW)	80,40	157,7
Geração de Vapor (t/h)	411,99	689,3
Consumo de Vapor (t/h)	326,03	705,5
Produção de Papel (t/h)	82,35	127,38

Tabela 6.2 Dados gerais de produção

Percebe-se que um aumento de 60,37 % nos insumos utilizados (base exergética) foi acompanhado de 76,44 % de ganho em exergia dos produtos (energia elétrica e vapor de processo), revelando mais uma vez um ganho de desempenho. Este ganho também é evidenciado quando se analisa a quantidade de exergia necessária para produzir uma unidade de exergia do produto. Considerando o produto energia elétrica, este valor é de 15,29 para o sistema atual e de 9,51 para o novo sistema.

Diferentes indicadores específicos são mostrados na Tabela 6.3.

Índice	Sistema Atual	Sistema Futuro
Geração de energia/tonelada de papel (MJ/t)-a	2345,07	3114,44
Consumo de energia/tonelada de papel (MJ/t)	3514,95	4456,87
Destruição de exergia/energia gerada (adm)-b	11,76	7,09
Destruição de exergia/vapor gerado (MJ/t)	3470,50	3224,65
Destruição de exergia/produção de papel (MJ/t)	17362,62	17449,61
Destruição de exegia/exergia dos produtos		
_(adm)	2,93	2,59
Destruição de exergia/exergia dos insumos		
(adm)	0,77	0,75

#### Tabela 6.3 Indicadores específicos

a-Inclui geração hidrelétrica.b-Não inclui geração hidrelétrica.

Verifica-se que houve um aumento simultâneo e proporcional da geração e consumo de energia por tonelada de papel produzida. O novo sistema apresenta significativa melhoria na destruição de exergia por unidade de energia elétrica gerada (redução de 39,71 %) e de destruição de exergia por tonelada de vapor gerada (redução de 7 %). Verifica-se que a destruição de exergia por exergia dos produtos e

destruição de exergia por exergia dos insumos também sofreram uma pequena queda, confirmando o ganho de eficiência exergética citado.

Em relação ao desempenho dos equipamentos que são mantidos no novo sistema, tem-se:

	Rendimento Exergético (%)		
	Sistema Atual Sistema Futuro		
CD6	25,03	20,94	
CDR1	25,87	28,04	
TG4	80,13	76,64	
TG7	71,14	81,02	

Tabela 6.4 Rendimentos exergéticos comparativos (equipamentos mantidos no novo sistema)

Ou seja, melhorias na eficiência exergética da caldeira de recuperação e do turbogerador 07, que passará por reformas.

		δί
	Sistema Atual	Sistema Futuro
Caldeiras	73,85	71,39
Turbinas	2,54	2,09
Válvulas Redutoras	0,56	0

Tabela 6.5 Exergia destruida nos equipamentos/Exergia dos insumos (atual e MA1100)

Da tabela 6.5, tem-se que a participação relativa dos sub-grupos de equipamentos (caldeiras e turbinas) na destruição da exergia fornecida pelos combustíveis sofre uma pequena melhoria, o que confirma o ganho em eficiência exergética já comentado.

Os valores fornecidos para a caldeira de recuperação nos dois sistemas são concordantes com os valores fornecidos por Lombardo et al. (1993). Segundo estes autores, as perdas exergéticas na caldeira de recuperação química variam entre 2500 a 3000 kWh por tonelada de sólidos secos. Os valores obtidos para o sistema atual e para o sistema futuro são respectivamente 2906,74 e 2988,37 kWh de perdas

exergéticas por tonelada de sólidos secos. Ainda segundo estes mesmos autores, as perdas por tonelada de polpa produzida situam-se entre 3600 a 4600 kWh/t, podendo este intervalo variar de acordo com o teor de sólidos secos no licor preto e da pressão do vapor vivo produzido. Os valores obtidos para o sistema atual e futuro são respectivamente 4822,95 e 4847,11 kWh/t.

O valor da falha de eficiência global é de 76,95 % para o sistema atual e de 74,59 % para o cenário futuro. Isto revela que houve uma pequena melhoria na destruição da exergia disponibilizada pelos combustíveis.

## 7 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

- Foi realizada uma análise exergética das caldeiras, turbogeradores e válvulas redutoras de vapor em duas configurações do sistema de cogeração em um processo Kraft de fabricação de celulose e papel. Esta análise revelou a diferença de desempenho termodinâmico quando o balanço de entropia (segunda lei) é aplicado em conjunto com o balanço convencional de energia. A inclusão da segunda lei da termodinâmica na avaliação do desempenho dos equipamentos e do processo como um todo, acrescenta informações sobre o real desempenho termodinâmico que não são obtidas pela abordagem convencional.
- Esta abordagem mostrou-se adequada para uma busca de uso mais eficiente da energia, na medida em que revela o local, o tipo, as causas e a verdadeira magnitude das perdas termodinâmicas existentes (desvio da idealidade dos diferentes processos de conversão de energia).
- Pôde ser mensurado o impacto que irreversibilidades (combustão, misturas, trocas térmicas, expansão) apresentam na degradação dos recursos energéticos utilizados nas caldeiras. Diferentes índices relativos revelaram a importância de cada equipamento nesta degradação.
- O uso do conceito de exergia revelou-se ainda útil na identificação da qualidade (parcela útil) da energia de diferentes correntes de processos, permitindo mensurar esta qualidade e compreender os processos de degradação desta qualidade (processos geradores de entropia).
- Uma análise mais detalhada dentro do volume de controle das caldeiras permitirá identificar a parcela destruída pela geração de entropia e a parcela perdida de exergia, permitindo uma compreensão mais

detalhada do equipamento e do cálculo das correntes recuperáveis de exergia.

- A inclusão da exergia química e física dos gases de escape poderá revelar com mais precisão a parcela recuperável da exergia perdida, indicando potenciais caminhos de melhorias através do cálculo do chamado Potencial de Melhoria.
- O levantamento dos custos de produção e investimento em equipamentos permitirá, através dos balanços termoeconômicos, identificar os custos de produção em base exergética, podendo esta identificação ser útil na busca por uma otimização termoeconômica.
- A ampliação da análise exergética para toda a fábrica (tratamento de efluentes, tratamento de água, cozimento, branqueamento, evaporação, caustificação e produção de papel) poderá ainda contemplar aspectos econômicos e ambientais, mostrando-se promissora como ferramenta de otimização energética para diferentes áreas.
- O desenvolvimento de um modelo termodinâmico completo de mistura não ideal para o licor preto proporcionará um modelo mais robusto para cálculo da exergia química do licor, que poderá ser mais sensível a variações nas propriedades físico-químicas deste insumo.
- Com a identificação das taxas de destruição de exergia (I), pode-se implementar ainda estudos dos chamados coeficientes estruturais, que revelam, através de simulações o impacto que alterações de uma variável de processo apresenta na eficiência exergética do equipamento e do sistema como um todo. Dessa forma, variações nas condições de processo ou de projeto que diminuam a destruição de exergia acarretam ganhos: menos combustíveis para mesma produção de energia, ou mais energia produzida com os mesmos combustíveis.

 Sendo a exergia um conceito que vem ganhando espaço nas discussões sobre otimização energética e sustentabilidade industrial, a sua aplicação prática a uma fábrica de celulose e papel reforça seu potencial de uso em diferentes áreas e contribui para a divulgação da técnica no meio industrial.

## 8 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- AKIYAMA, T.; MATSUMOTO, H.; ASAKURA, K. Dynamic Simulation and Its Applications to Optimum Operation Support for Advanced Combined Cycle Plants. Energy Conversion and Management, v.38, n°15-17, p.1709-1723, 1997.
- ALI, M.; SREEKRISHNAN, T.R. Aquatic Toxicity from Pulp and Paper Mill Efluents: a Review. Advances in Environmental Research, v.5, p.175-196, 2001.
- ALMEIDA, G.M.; CARDOSO, M.; OLIVEIRA, E.D.; COSTA, A.O.S.; PARK, S.W. Estudo da Influência das Variáveis Operacionais da Caldeira de Recuperação sobre a Geração de Vapor Utilizando Redes Neurais Artificiais. Congreso Iberoamericano de Investigación en Celulosa y Papel, 2002.
- ALMEIDA, R.A. Alocação de Custos Segundo uma Visão Exergética: Aplicação à Cogeração em Indústrias de Papel e Celulose. 1993. Dissertação (Mestrado) - Escola Federal de Engenharia de Itajubá, Itajubá, 1993.
- ALVA-ARGÁEZ, A.; KOKOSSIS, A.C.; SMITH, R. Wastewater Minimisation of Industrial Systems Using an Integrated Approach. Computers Chemical Engineering, v.22, p.741-744, 1998.
- ALVARADO, S.; IRIBARNE, J. Minimum Energy Requirements in Industrial Processes: An Application of Exergy Analysis. *Energy*, v.15, n° 11, p.1023-1028, 1990.
- ANANTHARAMAN, R.; ABBAS, O.S.; GUNDERSEN, T. Energy Level Composite Curves – A New Graphical Methodology for the Integration of Energy Intensive Processes. Applied Thermal Engineering, v.26, p.1378-1384, 2006.
- ASSOCIAÇÃO BRASILIERA DE CELULOSE E PAPEL. Números do Setor. Disponível em: <a href="http://www.bracelpa.org.br/br">http://www.bracelpa.org.br/br</a>> Acesso em: fevereiro de 2006.
- ASSOCIAÇÃO BRASILIERA TÉCNICA DE CELULOSE E PAPEL. Estatísticas do Setor. Disponível em: < http://www.abtcp.org.br/> Acesso em: fevereiro de 2006.
- AYRES, R. AYRES, L. MATINÁS, K. Exergy, Waste Accounting and Life-Cycle Analysis. *Energy*, v. 23, p. 355-363, 1998.
- BAGAJEWICZ, M.; RODERA, H.; SAVELSKI, M. Energy Efficient Water Utilization Systems in Process Plants. *Computers and Chemical Engineering*, v.26, p.59-79, 2002.

- BANDURA, A.V.; BRODIANSKY, V.M. Thermodynamics Extends Economics Potentials. Energy, v.26, p.811-814, 2001.
- BASTIANONI, S. NIELSEN, S. MARCHETTINI, N. JORGENSEN, S. Use of Thermodynamic functions for Expressing some Relevant Aspects of Sustainability. Int. J. Energy Res. v.29, p. 53-64, 2005.
- BEJAN, A. Thermodynamic Optimization of Geometry in Engineering Flow Systems. *Exergy, an International Journal*, v.4, p.269-277, 2001.
- BEJAN, A.; TSATSARONIS, G.; MORAN, M. Thermal Design and Optimization. John Wiley, New York, 1996.
- BENGTSSON, C.; KARLSSON, M.; BERNTSSON, T.; SÖDERSTRÖM, M. Coordination of Pinch Technology and the MIND Method –Applied to a Swedish Board Mill. Applied Thermal Engineering, v.22, p.133-144, 2002.
- BENGTSSON, C.; NORDMAN, R.; BERNTSSON, T. Utilization of Excess Heat in The Pulp and Paper Industry – A Case Study of Technical and Economic Opportunities. *Applied Thermal Engineering*, v.22, p.1069-1081, 2002.
- BERGLIN, N.; BERNTSSON, T. CHP in The Pulp Industry Using Black Liquor Gasification: Thermodynamic Analysis. Applied Thermal Engineering, v.18, p.947-961, 1998.
- BIANCHI FILHO, W. Usando a Oportunidade de Substituição de Caldeiras de Força por Manutenção, para Redução de Custos de Energéticos-O Caso Champion Mogi Guaçu. *ABTCP-TAPPI 2000, Congresso Internacional de Celulose e Papel*, São Paulo, 2000.
- BIRCHAL, V.S.; PASSOS, M.L. Modeling and Simulation of Milk Emulsion Drying in Spray Dryers. *Braz. J. Chem. Eng.* v.22, n°2, p.293-302, 2005.
- BROWN, D.; MARÉCHAL, F.; PARIS, J. A Dual Representation for Targeting Process Retrofit, Application to a Pulp and Paper Process. Applied Thermal Engineering, v.25, p.1067-1082, 2005.
- BRUCE, D.; WILSON, R. Chapter 9: Steam Plant, Power Generation and Effluent Treatment. In: Browne, T.C.; Williamson, P.N. (EDS.) Energy Cost Reduction in The Pulp and Paper Industry. pp. 161-189 Pulp and Paper Research Institute of Canada, Pointe-Claire, Quebec, Canadá. 1999.
- BURGMAYER, P.R.; DURHAN, V.E. Effective Recovery Boiler Leak Detection with Mass Balance Methods. 2000 Tappi Engineering Conference Proceedings. 2000.

- CALVA, E.T.; NÚÑEZ, M.P.; TORAL, M.A.R. **Thermal Integration of Trigeneration Systems.** *Applied Thermal Engineering*, v.25, p.973-984, 2005.
- CAMPOS, F.B.; LAGE, P.L.C.; Modeling and Simulation of Direct Contact Evaporators. *Braz. J. Chem. Eng.* v.18, n°3, p.277-286, 2001.
- CARDOSO, M.; GONÇALVES, C.R.S.; OLIVEIRA, E.D.; PASSOS, M.L.A. Caracterização do Licor Negro de Eucalipto de Indústrias Brasileiras. Ciadicyp: Congreso Iberoamericano de Investigación en Celulosa y Papel, Argentina, 2000.
- CASAVANT, T.E.; CÔTÉ, R.P. Chemical Process Simulation: Helping the Pulp and Paper Industry Find its Niche in an Industrial Ecosystem. 2000 TAPPI Engineering Conference, Atlanta, 2000.
- CASTRO, M.M.; SONG, T.W.; PINTO, J.M. Operational Cost Minimization in Cooling Water Systems. *Braz. J. Chem. Eng.* v.17, n.4-7, 2000.
- CASTRO, P.; MATOS, H.; FERNANDES, M.C.; NUNES, C.P. Improvements for Mass-Exchange Networks Design. Chemical Engineering Science, v.54, p.1649-1665, 1999.
- CATON, J.A. On The Destruction of Availability (Exergy) Due to Combustion Processes – With Especific Application to Internal-Combustion Engines. *Energy*, v.25, p.1097-1117, 2000.
- CETC-PINCH ANALYSIS: FOR THE EFFICIENT USE OF ENERGY, WATER AND HYDROGEN. Canmet Energy Technology Centre-Varennes. Natural Resources Canada, 2003. ISBN: 0-662-34964-4. Disponível em: <a href="http://cetc-varennes.nrcan.gc.ca/fichier.php/codectec/En/2003-140/2003-140e.pdf">http://cetc-varennes.nrcan.gc.ca/fichier.php/codectec/En/2003-140/2003-140e.pdf</a> Acesso em: dezembro de 2005.
- CHANG, C-T.; HWANG, J-R. A Multiobjective Programming Approach to Waste Minimization in The Utility Systems of Chemical Processes. *Chemical Engineering Science*, v.51, n°16, p.3951-3965, 1996.
- CHANG, H.; LI, J-W. A New Exergy Method for Process Analysis and Optimization. *Chemical Engineering Science*, v.60, p.2771-2784, 2005.
- CHEN, L.; WU, C.; SUN, F. Effect of Heat Transfer Law on the Finite-Time Exergoeconomic Performance of a Carnot Refrigerator. *Exergy, an International* Journal, v.4, p.295-302, 2001.
- CHU, J.; CHEN, J.; WANG, C.; FU, P. Wastewater Reuse Potential Analysis: Implication for China's Water Resources Management. *Water Research*, v.38, p.2746-2756, 2004.
- COELHO, S.T. Mecanismos para Implementação da Cogeração de Eletricidade a partir de Biomassa. Um Modelo para o Estado de São Paulo. 1999. Tese

(Doutorado) – IEE, Escola Politécnica, FEA, IF, Universidade de São Paulo, São Paulo, 1999.

- COLE, D.; FARMIN, D.; EUHUS, L. Using Simulation to Identify and Evaluate Operating Cost Savings by Recovering Waste Heat. 2000 TAPPI Engineering Conference, Atlanta, 2000.
- CONNELLY, L.; KOSHLAND, C.P. Exergy and Industrial Ecology –Part 1: An Exergy-Based Definition of Consumption and a Thermodynamic Interpretation of Ecosystem Evolution. Exergy, an International Journal, v.3, p.143-165, 2001.
- CONNELLY, L.; KOSHLAND, C.P. Exergy and Industrial Ecology –Part 2: A Non-dimensional Analysis of Means to Reduce Resource Depletion. *Exergy, an International Journal*, v.4, p.234-255, 2001.
- CORNELISSEN, R. HIRS, G. The Value of the Exergetic Life Cycle Assessment besides LCA. *Energy Conversion and Management*, v.43, p. 1417-1424, 2002.
- CORNELISSEN, R.L.; HIRS, G.G. Exergetic Optimisation of a Heat Exchanger. Energy Conversion and Management, v.38, N° 15-17, p.1567-1576, 1997.
- DALE, V. BEYELER, S. Challenges in The Development and Use of Ecological Indicators. *Ecological Indicators*, v. 1, p. 3-10, 2001.
- DALSGARD, H.; PETERSEN, P.M.; QVALE, B. Simplification of Process Integration Studies in Intermediate Size Industries. Energy Conversion and Management, v.43, p.1393-1405, 2002.
- DINCER, I. Introducing a Series of Viewpoint Articles. Exergy, an International Journal, v.2, Editorial, 2002.
- DINCER, I. ROSEN, M. Exergy as a Driver for Achieving Sustainability. Int. J. of Green Energy, v. 1, p. 1-19, 2004.
- DOGAN, I.; GÜRÜZ, G. Waste Minimization in a Bleach Plant. Advances in Environmental Research, v.8, p.359-369, 2004.
- DOLDERSUM, A. Exergy Analysis Proves Viability of Process Modifications. Energy Conversion and Management, v.39, N° 16-18, p.1781-1789, 1998.
- DUNN, R.F.; WENZEL, H. Process Integration Design Methods for Water Conservation and Wastewater Reduction in Industry. Part 1: Design for Single Contaminants. *Clean Prod Processes*, n°. 3, p. 307-318, 2001.
- DUNN, R.F.; WENZEL, H.; OVERCASH, M.R. Process Integration Design Methods for Water Conservation and Wastewater Reduction in Industry.

**Part 2: Design for Multiple Contaminants.** *Clean Prod Processes*, n°. 3, p. 319-329, 2001.

- EL-HALWAGI, M.M. Pollution Prevention Through Process Integration. Academic Press, 1997.
- EL-SAYED, Y.M. Application of Exergy to Design. Energy Conversion and Management, v.43, p.1165-1185, 2002.
- ERDEM, H.H.; SEVILGEN, S.H. Case Study: Effect of Ambient Temperature on the Electricity Production and Fuel Consumption of a Simple Cycle Gas Turbine in Turkey. *Applied Thermal Engineering*, v.26, p.320-326, 2006.
- EUHUS, L. Optimization Using Process Simulation. 1998 TAPPI Engineering Conference, Atlanta, 1998.
- EUHUS, L.; HAYNES, J.; SCOTTER, K.V.; FOX, S.; ERSPAMER, B. Capital Planning With the Aid of Process Simulation. 1998 TAPPI Engineering Conference, Atlanta, 1998.
- FALCITELLI, M.; PASINI, S.; ROSSI, N.; TOGNOTTI, L. CFD+Reactor Network Analysis: an Integrated Methodology for the Modeling and Optimisation of Industrial Systems for Energy Saving and Pollution Reduction. Applied Thermal Engineering, v.22, p.971-979, 2002.
- FENG, X.; SEIDER, W.D. New Structure and design Methodology for Water Networks. Ind. Eng. Chem. Res. v.40, p.6140-6146, 2001.
- FENG, X.; ZHONG, G.; ZHU, P.; GU, Z. Cumulative Exergy Analysis of Heat Exchanger Production and Heat Exchange Processes. *Energy and Fuels*, v.18, p.1194-1198, 2004.
- FENG, X.; ZHU, X.X. Combining Pinch and Exergy Analysis for Process Modifications. *Applied Thermal Engineering*, v.17, N°3, p.249-261, 1997.
- FOO, C.Y.; MANAN, Z.A.; YUNUS, R.M.; AZIZ, R.A. Synthesis of Mass Exchange Network for Batch Processes-Part II: Minimum Units Target and Batch Network Design. *Chemical Engineering Science*, v.60, p.1349-1362, 2005.
- GAGGIOLI, R.A.; WEPFER, W.J. Exergy Economics. *Energy*, v.5, p. 823-837, 1980.
- GALLEGO, A.G. Modelagem Computacional e Análise Termodinâmica de Sistemas de Geração de Potência Utilizando Gaseificação de Licor Negro. 2001. Tese (Doutorado) - Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2001.

- GAMOU, S.; ITO, K.; YOKOYAMA, R.; YOSHIDA, S. Structural Optimization of An Energy Supply System from Economic Viewpoint. *JSME International Journal*, v.47, n°2, p.173-179, 2004.
- GELLER, H.S. **Revolução Energética: Políticas para um Futuro Sustentável.** 2002. Tese (Doutorado) IEE, Escola Politécnica, FEA, IF, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2002.
- GEMCI, T.; OZTURK, A. Exergy Analysis of a Sulphide-Pulp Preparation Process in The Pulp and Paper Industry. Energy Conversion and Management, v.39, N°16-18, p.1811-1820, 1998.
- GIDNER, A.; JERNQVIST, A.; ALY, G. An Energy Efficient Evaporation Process for Treating Bleach Plant Effluents. *Applied Thermal Engineering*, v.16, p.33-42, 1996.
- GLASER, W.J.; KAUFMANN, K. The Combustion of Different Fuels in Circulating Bed Steam Generators. Presentation Slides for Russian Power 2005. Moscow, Russia, 9-11 March 2005.
- GONG, M. Optimization of Industrial Energy Systems by Incorporating Feedbacks Loops into The MIND Method. *Energy*, v.28, p.1655-1669, 2003.
- GONG, M.; WALL, G. On Exergy and Sustainable Development –Part 2: Indicators and Methods. Exergy, an International Journal, v.4, p.217-233, 2001.
- GROSSMANN, H.; SALMÉN, L. Exploration of New Scientific Ideas for Significant Electricity Savings in Mechanical Upgrading of Pulp Fibres for Papermaking. Applied Thermal Engineering, v.17, n°8-10, p.947-954, 1997.
- GYFTOPOLOUS, E.P. Fundamentals of Analyses of Processes. *Energy Conversion* and Management, v.38, N°15-17, p.1525-1533, 1997.
- HAMAD, A.; VARMA, V.; KRISHNAGOPALAN, G.; EL-HALWAGI, M. Mass-Integration Analysis: A Technique for Reducing Methanol and Effluent Discharge in Pulp Mills. *TAPPI Journal*, v.81, n°10, 1998.
- HAMMOND, G. Engineering Sustainability: Thermodynamics, Energy Systems, and the Environment. Int. J. Energy Res. v. 28, p. 613-639, 2004.
- HAU, J. BAKSHI, B. Expanding Exergy Analysis to Account for Ecosystem Products and Services. *Environ. Sci. Technol*, v. 38, p. 3768-3777, 2004.
- HAU, J.L.; BAKSHI, B.R. Expanding Exergy Analysis to Account for Ecosystem Products and Services. Environmental Science Technology, v.38, N°13, p.3768-3777, 2004.

- HINDERINK, A.P.; KERKHOF, F.P.J.M.; LIE, A.B.K.; ARONS, J.S.; KOOI, H.J.V. Exergy Analysis with a Flowsheeting Simulator –I. Theory; Calculating Exergies of Material Streams. *Chemical Engineering Science*, v.51, N°20, p.4693-4700, 1996a.
- HINDERINK, A.P.; KERKHOF, F.P.J.M.; LIE, A.B.K.; ARONS, J.S.; KOOI, H.J.V. Exergy Analysis with a Flowsheeting Simulator –II. Application ; Synthesis Gas Production from Natural Gas. Chemical Engineering Science, v.51, N°20, p.4701-4715, 1996b.
- HONKASALO, A. Entropy, Exergy and Steady-State Economy. Sustainable Development, v. 6, p. 130-142, 1998.
- HUETING, R. REIJNDERS, L. Broad Sustainability Contra Sustainability: The Proper Construction of Sustainability Indicators. *Ecological Economics*, v. 50, p. 249-260, 2004.
- IEA. **Process Integration in The Pulp and Paper Indutry**. International Energy Agency, Final report. Prepared by: CIT Industriell Energianalys AB Chalmers Teknikpark SE-412 88 Göteborg, Sweden, March 2004.
- ISHIDA, M.; JI, J. Graphical Exergy Study on Single Stage Absorption Heat Transformer. *Applied Thermal Engineering*, v.19, p.1191-1206, 1999.
- JÖDICKE, G.; FISCHER, U.; HUNGERBÜHLER, K. Wastewater Reuse: A New Approach to Screen for Designs with Minimal Total Costs. Computers Chemical Engineering, v.25, p.203-215, 2001.
- JORGENSEN, S. Application of Holistic Thermodynamic Indicators. Ecological Indicators, v 6, p.24-29, 2006.
- JUST, R. NETANYAHU, S. OLSON, L. Depletion of Natural Resources, Technological Uncertainty and the Adoption of Technological Substitutes. *Resource and Energy Economics*, v. 27, p. 91-108, 2005.
- KIM, J.; SMITH, R. Cooling System Design for Water and Wastewater Minimization. Ind. Eng. Chem. Res. v.43, p.608-613, 2004.
- KOEIJER, G.; RIVERO, R. Entropy Production and Exergy Loss in Experimental Distillation Columns. Chemical Engineering Science, v.58, p.1587-1597, 2003.
- KOTAS, T.J. The Exergy Method of Thermal Plants Analysis. Krieger, Melbourne, 1995.
- KWON, Y.; KWAK, H.; OH, S. Exergoeconomic Analysis of Gas Turbine Cogeneration Systems. *Exergy, an International Journal*, v.1, p.31-40, 2001.
- LAPERRIÈRE, L.; WASIK, L. Implementation of a Neural Network Modeling Module in a Simulation Software Package. 2000 TAPPI Engineering Conference Proceedings. 2000.
- LARRAZÁBAL, M.L.G. Análise Termoeconômica do Emprego de Cogeração com Gás Natural na Indústria Colombiana de Laticínios. 2001. Dissertação (Mestrado) - Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2001.
- LAVRIC, V.; BAETENS, D.; PLESU, V.; RUYCK, J. Entropy Generation Reduction Through Chemical Pinch Analysis. *Applied Thermal Engineering*, v.23, p.1837-1845, 2003.
- LINNHOFF, B.; AHMAD, S. Cost Optimum Heat Exchanger Networks-1: Minimum Energy and Capital Using Simple Models for Capital Cost. Computers Chemical Engineering, v.14, p.729-750, 1990.
- LINNHOFF, B.; DHOLE, V.R. Shaftwork Targets for Low-Temperature Process Design. *Chemical Engineering Science*, v.47, p.2081-2091, 1992.
- LINNHOFF, B.; MASON, D.R.; WARDLES, I. Understanding Heat Exchanger Networks. Computers Chemical Engineering, v.3, p.295-302, 1979.
- LIOR, N.; ZHANG, N. Energy, Exergy and Second Law Performance Criteria. Energy, v. 32, p.281-296, 2007.
- LOMBARDO, G.; GUILLET, F.; MURATORE, E.; VIINIKAINEN, S. Exergy and Pinch Analyses of Kraft Pulp Mill. Energy Efficiency in Process Technology, Elsevier Applied Science, p.1268, 1993.
- LÓPEZ, L.; BLANCO, J.M.; BONILLA, J.J.; BAEZA, S.; SALA, J,M. Determination of Energy and Exergy of Waste Heat in the Industry of the Basque Country. Applied Thermal Engineering, v.18, N°3-4, p.187-197, 1998.
- LOZANO, M. VALERO, A. Theory of The Exergetic Cost. *Energy*, v. 18, p. 939-960, 1994.
- MAJOZI, T. An Effective Technique for Wastewater Minimisation in Batch Processes. Journal of Cleaner Production, v.13, p.1374-1380, 2005.
- MANN, J.G. Cultural Changes and Water-Asset Realignment to Support Water-Reuse Projects. *Resources, Conservation and Recycling*, v.37, p.175-180, 2003.
- MARÉCHAL, F.; KALITVENTZEFF, B. Effect Modelling and Optimization, A New Methodology for Combined Energy and Environment Synthesis of Industrial Processes. *Applied Thermal Engineering*, v.17, p.981-992, 1997.

- MARÉCHAL, F.; KALITVENTZEFF, B. Energy Integration of Industrial Sites: Tools, Methodology and Application. *Applied Thermal Engineering*, v.18, p.921-933, 1998.
- MARTIN, A.R.; DROTZ, M.; TALJA, R.; KAIJALUOTO, S.; PUUMALAINEN, T. Energy Analysis of Impulse Technology: Research-Scale Experimental Papermaking Trials and Simulations of Industrial Applications. *Applied Thermal Engineering*, v.24, p.2411-2425, 2004.
- MATIJASEVIAE, L.; OTMAÈIAE, H. Energy Recovery by Pinch technology. Applied Thermal Engineering, v.22, p.477-484, 2002.
- MAYO, M.; JONES, A.; CHANDNANI, S. Experience with Modified Sootblower Operation for Energy Efficiency Improvement. Diamond Power International, Inc. and International Paper Company, 2000.
- MCILROY, D.; WILCZINSKY, J. Chapter 5: Chemical Pulp Mills. In: Browne, T.C.; Williamson, P.N. (EDS.) Energy Cost Reduction in The Pulp and Paper Industry. pp. 77-96. Pulp and Paper Research Institute of Canada, Pointe-Claire, Quebec, Canadá. 1999.
- MELTON, A.; HAYNES, J. Process Simulation as a Tool for Closing Water Loops. Investigación Técnica en Celulosa y Papel v.36, n.142, p.483-493. 1999.
- MILIA, D. SCIUBBA, E. Exergy-Based Lumped Simulation of Complex Systems: an Interactive Analysis Tool. *Energy*, v.31, p. 100-111, 2006.
- MORRIS, D.R.; STEWARD, F.R.; GILMORE, C.A. Comparative Analysis of The Consumption of Energy of Two Wood Pulping Processes. *Energy Conversion and Management*, v.41, p.1557-1568, 2000.
- MORRIS, D.R.; SZARGUT, J. Standard Chemical Exergy of Some Elements and Compounds on The Planet Earth. Energy, v.11, p.733-755, 1986.
- OHJI, A. Research and Development of Advanced Steam Turbine Systems Employing Ultra Super Critical Pressure Steam Conditions for Future Generations (Optimization of Turbine Systems and Economic Evaluation). JSME International Journal, v.45, n°2, p.309-407, 2002.
- OLIVEIRA, K. D; NICOLATO, R; CARDOSO, M; SOUZA, L. Avaliação dos Softwares Wingems e Cadsim na Simulação da Etapa de Branqueamento no Processo Kraft. 39° Congresso ABTCP-TAPPI, São Paulo, Brasil, outubro, 16-19. 2006.
- PALETTA, C.E.M. As Implicações dos Aspectos Legais, Econômicos e Financeiros na Implementação de Projetos de Geração de Energia a partir

**de Biomassa no Brasil: Um estudo de Viabilidade.** 2004. Dissertação (Mestrado) - Universidade de São Paulo, São Paulo, 2004.

- PARTHASARATHY, G.; KRISHNAGOPALAN, G. Systematic Reallocation of Aqueous Resources Using Mass Integration in a Typical Pulp Mill. Advances in Environmental Research, v.5, p.61-79, 2001.
- PELLEGRINI, L.F.; COSTA, R.P.; OLIVEIRA JR, S. A Atribuição de Custos em Sistemas Energéticos: A Termoeconomia como Base de Cálculo. XXV ENEGEP, Porto Alegre, 2005.
- POULLIKKAS, A. Operating Cost and Water Economy of Mixed Air Steam Turbines. Applied Thermal Engineering, v.25, p.1949-1960, 2005.
- PRAKASH, R.; SHENOY, U.V. Design and Evolution of Water Networks by Source Shifts. *Chemical Engineering Science*, v.60, p.2089-2093, 2005.
- PUIGJANER, L. Process Integration with Combined Heat and Power (CHP). *Applied Thermal Engineering*, v.17, p.1015-1034, 1997.
- RAIKO, M.O.; GRONFORS, T.H.A.; HAUKKA, P. Development and Optimization of Power Plant Concepts for Local Wet Fuels. *Biomass & Biomenergy*, v.24, p.27-37, 2003.
- RAUKOLA, A.; RUOHOLA, T.; HAKULINEN, A. Aumento de la Producción de Electricidad con Caldera Recuperadora de Licor Negro. *Celulosa y Papel.* pp.6-13, ATCP (Chile). july-aug 2003.
- RAVAGNANI, M.A.S.S.; SILVA, A.P.; ARROYO, P.A.; CONSTANTINO, A.A. Heat Exchanger Network Synthesis and Optimisation Using Genetic Algorithm. *Applied Thermal Engineering*, v.25, p.1003-1017, 2005.
- RIBEIRO, Z.B. **Parâmetros para Análise de Projetos de Eficiência Energética em Eletricidade.** 2005. Dissertação (Mestrado) – IEE, Escola Politécnica, FEA, IF, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2005.
- RIEKERT, L. The Efficiency of Energy-Utilization in Chemical Processes. Chemical Engineering Science, v.29, p.1613-1620, 1974.
- RIVERO, R. Application of the Exergy Concept in the Petroleum Refining and Petrochemical Industry. *Energy Conversion and Management*, v.43, p.1199-1220, 2002.
- ROORDA, O.N. Computer Simulation Helps Reduce Pressure Loss. Water Engineering and Management, p.22-24, 1998.
- ROSEN, M.A. Can Exergy Help Us Understand and Address Environmental Concerns ? *Exergy, an International Journal*, v.2, p.214-217, 2002b.

- ROSEN, M.A. Clarifying Thermodynamic Efficiencies and Losses via exergy. *Exergy, an International Journal*, v.2, p.3-5, 2002c.
- ROSEN, M.A. Does Industry Embrace Exergy ? *Exergy, an International Journal,* v.2, p.221-223, 2002d.
- ROSEN, M.A. Energy Crisis or Exergy Crisis ? *Exergy, an International Journal,* v.2, p.125-127, 2002a.
- ROSEN, M.A. Exergy and Economics: Is Exergy profitable? *Exergy, an International Journal*, v.2, p.218-220, 2002e.
- ROSEN, M.A. Exergy in Industry: Accepted or not ? Exergy, an International Journal, v.2, p.67, 2001.
- ROSEN, M.A.; DINCER, I. Exergy as the Confluence of Energy, Environment and Sustainable Development. *Exergy, an International Journal*, v.1, p.3-13, 2001.
- ROSEN, M.A.; DINCER, I. Exergy-Cost-Energy-Mass Analysis of Thermal Systems and Processes. *Energy Conversion and Management*, v.44, p.1633-1651, 2003.
- RUIXIAN, C.; LIXIA, J. Analysis of The Recuperative Gas Turbine Cycle with a Recuperator Located Between Turbines. *Applied Thermal Engineering*, v.26, p.89-96, 2006.
- RUYCK, J. Composite Curve Theory with Inclusion of Chemical Reactions. Energy Conversion and Management, v.39, p.1729-1734, 1998.
- SARIMVEIS, H.K.; ANGELOU, A.S.; RETSINA, T.R.; RUTHERFORD, S.R.; BAFAS, G.V. Optimal Energy Management in Pulp and Paper Mills. Energy Conversion and Management, v.44, p.1707-1718, 2003.
- SASAZAWA, R.S.; RAVAGNANI, M.A.S.S.; PESCH, L.R. Integração Energética no Processo de Papel e Celulose. Ciadicyp: Congreso Iberoamericano de Investigación en Celulosa y Papel, Argentina, 2000.
- SAVELSKI, M.J.; BAGAJEWICZ, M.J. On The Necessary Conditions of Optimality of Water Utilization Systems in Process Plants With Multiple Contaminants. *Chemical Engineering Science*, v.58, p.5349-5362, 2003.
- SAVELSKI, M.J.; BAGAJEWICZ, M.J. On The Optimality Conditions of Water Utilization Systems in Process Plants With Single Contaminants. *Chemical Engineering Science*, v.55, p.5035-5048, 2000.

- SAVULESCU, L.; KIM, J.K.; SMITH, R. Studies on Simultaneous Energy and Water Minimization –Part 1: Systems with No Water Re-Use. Chemical Engineering Science, v.60, p.3279-3290, 2005a.
- SAVULESCU, L.; KIM, J.K.; SMITH, R. Studies on Simultaneous Energy and Water Minimization –Part 2: Systems with Maximum Re-Use of Water. Chemical Engineering Science, v.60, p.3291-3308, 2005b.
- SCIUBBA, E. Beyond Thermoeconomics? The Concept of Extended Exergy Accounting and its Application to the Analysis and Design of Thermal Systems. Exergy, an International Journal, v.2, p.68-84, 2001.
- SEROVA, E.N.; BRODIANSKI, V.M. The Concept "environment" in Exergy Analysis: Some Especial Cases. Energy, v.29, p.2397-2401, 2004.
- SHANG, Z.; KOKOSSIS, A. A Systematic Approach to the Synthesis and Design of Flexible Site Utility Systems. Chemical Engineering Science, v.60, p.4431-4451, 2005.
- SHIRAKAWA, M.; NAKAMOTO, M.; HOSAKA, S. Dynamic Simulation and Optimization of Start-up Processes in Combined Cycle Power Plants. JSME International Journal, v.48, n°1, p.122-128, 2005.
- SIVILL, L.; AHTILA, P.; TAIMISTO, M. Thermodynamic Simulation of Dryer Section Heat Recovery in Paper Machines. Applied Thermal Engineering, v.25, p.1273-1292, 2005.
- SMITH, R. State of The Art in Process Integration. *Applied Thermal Engineering*, v.20, p.1337-1345, 2000.
- SORIN, M.; HAMMACHE, A.; DIALLO, O. Exergy Load Distribution Approach for Multi-Step Process Design. Applied Thermal Engineering, v.20, p.1365-1380, 2000.
- SORIN, M.V.; LE GOFF, P. A Method for Thermodynamic Optimization II. Application to an Absorption Heat Pump and Generalization of the Method. Energy, v.17, p.1033-1048, 1992.
- STAINE, F.; FAVRAT, D. Energy Integration of Industrial Processes Based on the Pinch Analysis Method Extended to Include Exergy Factors. *Applied Thermal Engineering*, v.16, p.497-507, 1996.
- STRAND, B.C.; REICHERT, T.; FILLER, A.; BROOKS, Z.; NUNN, B.; FARMIN, D.; POQUETTE, P.; MACHTOLF, P.; BARDWELL, B.; JARRELL, M.; PATTYSSON, G. Control and Optimization of Mechanical Pulping Systems. 1999 TAPPI International Pulping Conference, Houston, Texas. 1999.

- STRAPASSON, A.B. A Energia Térmica e o Paradoxo da Eficiência Energética. 2004. Dissertação (Mestrado) – IEE, Escola Politécnica, FEA, IF, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2004.
- SUSANI, L. PULSELLI, F. JORGENSEN, S. BASTIANONI, S. Comparison Between Technological and Ecological Exergy. *Ecological Modelling*, v. 193, p. 447-456, 2006.
- SYBERG, O.; WILD, N.W.; SIMONS, H.A. Introduction to Process Simulation. *TAPPI PRESS*, Atlanta, 1992.
- SZARGUT, J. Anthropogenic and Natural Exergy Losses (Exergy Balance of the Earth's Surface and Atmosphere). *Energy*, v. 28, p. 1047-1054, 2003.
- SZARGUT, J. Application of Exergy for the Determination of the Pro-Ecological Tax Replacing the Actual Personal Taxes. *Energy*, v. 27, p. 379-389, 2002.
- SZARGUT, J.; MORRIS, D.R.; STEWARD, F.R. Exergy Analysis of Thermal, Chemical and Metallurgical Processes. Hemisphere, New York, 1988.
- TAAL, M.; BULATOV, I.; KLEMES, J.; STEHLÍK, P. Cost Estimation and Energy Price Forecasts for Economic Evaluation of Retrofit Projects. *Applied Thermal Engineering*, v.23, p.1819-1835, 2003.
- TARI, M.H.; SÖDERSTRÖM, M. Modelling of Thermal Energy Storage in Industrial Energy Systems the Method Development of MIND. Applied Thermal Engineering, v.22, p.1195-1205, 2002.
- TEIXEIRA, M. JÚNIOR, S. Thermoeconomic Evaluation of Cogeneration Systems for a Chemical Plant. Int. J. Applied Thermodynamics, v.4, p. 157-163, 2001.
- THIBAULT, J.; TAYLOR, D.; YANOFSKY, C.; LANOUETTE, R.; FONTEIX, C.; ZARAS, K. Multicriteria Optimization of a High Yield Pulping Process with Rough Sets. Chemical Engineering Science, v.58, p.203-213, 2003.
- TRIPATHI, P. Pinch Technology Reduces Wastewater. Chemical Engineering, v.103, p.87-90, 1996.
- TSATSARONIS, G. Thermoeconomic Analysis and Optimization of Energy Systems. Prog. Energy Combust. Sci. v.19, p.227-257, 1993.
- TSATSARONIS, G.; MORAN, M.J. Exergy-Aided Cost Minimization. *Energy Conversion and Management*, v.38, N°15-17, p.1535-1542, 1997.
- TSATSARONIS, G.; VALERO, A. Thermodynamic Meets Economics. *Mechanical Engineering*, p.84-86, August-1989.

- TVEIT, T.M. Experimental Design Methods and Flowsheet Synthesis of Energy Systems. Applied Thermal Engineering, v.25, p.283-293, 2005.
- ULLMER, C.; KUNDE, N.; LASSAHN, A.; GRUHN, G.; SCHULZ, K. WADO<sup>TM</sup>: Water Design Optimization-Methodology and Software for The Synthesis of Process Water Systems. *Journal of Cleaner Production*, v.13, p.485-494, 2005.
- VALENÇA, A.C.V.; MATTOS, R.L.G. O Setor de Celulose e Papel no Brasil-Panorama Geral do Setor, BNDES-Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social, 2004.
- VALERO, A. Exergy Accounting: Capabilities and Drawbacks. *Energy*, v. 31, p.164-180, 2006.
- VASSAS, J-B.; RUEFF, M. Dynamic Simulation of a Paper Mill in View of Analysing the Effects of Circuit Closure. 2000 Engineering Conference Proceedings. TAPPI Press. 2000.
- VIEIRA, L.S.; DONATELLI, J.L.; CRUZ, M.E. Integration of an Iterative Methodology for Exergoeconomic Improvement of Thermal Systems with a Process Simulator. Energy Conversion and Management, v.45, p.2495-2523, 2004.
- WALL, G. Conditions and Tools in the Design of Energy Conversion and Management Systems of a Sustainable Society. Energy Conversion and Management, v. 43, p. 1235-1248, 2002.
- WALL, G.; GONG, M. On Exergy and Sustainable Development –Part 1: Conditions and Concepts. Exergy, an International Journal, v.3, p.128-145, 2001.
- WANG, Y.P; SMITH, R. Wastewater Minimisation. Chemical Engineering Science, v.49, n°7, p.981-1006, 1994.
- WATKINS JR, D.W.; MCKINNEY, D.C. Decomposition Methods for Water Resources Optimization Models with Fixed Costs. Advances in Water Resources, v.21, p.283-295, 1996.
- WEARING, J.; CROTOGINO, R. Chapter 1: Mill Manager's Overview. In: Browne, T.C.; Williamson, P.N. (EDS.) Energy Cost Reduction in The Pulp and Paper Industry. pp. 1-6 Pulp and Paper Research Institute of Canada, Pointe-Claire, Quebec, Canadá. 1999.
- WENZEL, H.; DUNN, R.F.; GOTTRUP, L.; KRINGELUM, J. Process Integration Design Methods for Water Conservation and Wastewater Reduction in Industry. Part 3: Experience of Industrial Application. Clean Techn Environ Policy, v. 4, p.16-25, 2002.

- WESTPHALEN, D.L.; MACIEL, M.R.W. Pinch Analysis of Evaporation Systems. *Braz. J. Chem. Eng.* v.17, n°4-7, p. 525-538, 2000.
- WISING, U.; BERNTSSON, T.; STUART, P. The Potential for Energy Savings When Reducing The Water Consumption in a Kraft Pulp Mill. Applied Thermal Engineering, v.25, p.1057-1066, 2005.
- YANG, Y.H.; LOU, H.H.; HUANG, Y.L. Synthesis of an Optimal Wastewater Reuse Network. *Waste Management*, v.20, p.311-319, 2000.
- YILMAZ, M.; SARA, O.N.; KARSLI, S. Performance Evaluation Criteria for Heat Exchangers Based on Second Law Analysis. Exergy, an International Journal, v.4, p.278-294, 2001.
- ZHANG, G.Q.; WANG, L.; LIU, L.; WANG, Z. Thermoeconomic Optimization of Small Size Central Air Conditioner. Applied Thermal Engineering, v.24, p.471-485, 2004.
- ZHU, F.X.X.; VAIDEESWARAN, L. Recent Research Development of Process Integration in Analysis and Optimisation of Energy Systems. *Applied Thermal Engineering*, v.20, p.1381-1392, 2000.

# APÊNDICE A – SIMULADOR COMPUTACIONAL DO SISTEMA TÉRMICO ATUAL

"ANÁLISE EXERGÉTICA E TERMOECONÔMICA DE SISTEMAS TÉRMICOS" "SISTEMA ATUAL" "Moisés Teles ESCOLA POLITÉCNICA DA USP/2006"

"Parâmetros Gerais Fornecidos" ex aqua=55 "exergia química da água [kJ/kg]' U\_cav=0,4 "umidade do cavaco" U\_cas=0,6 "umidade da casca" Hvap=2440 "entalpia de vaporização da água [kJ/kg]" PCI\_cav=2254 "[kcal/kg]" PCI\_oleo=9450 "[kcal/kg]" PCI\_cas=1400 "[kcal/kg]" PCI\_licor= 2792 "[kcal/kg]"

### "óleo 3A"

C_oleo=85,9	"[%]"
H_oleo=10,9	"[%]"
N_oleo=0,2	"[%]"
O_oleo=0	"[%]"
S_oleo=0,95	"[%]"
Cinzas_oleo=0	"[%]"
Umid_oleo=0	"[%]"
beta_oleo=(1,0401+0,1728*(H_oleo/C_oleo)+0,0432*	(O_oleo/C_oleo)+0,2169*(S_oleo/C_
oleo)*(1-2,0628*(H_oleo/C_oleo)))"[adimensional]"	

### "licor"

C\_licor=33,4 "[%]" H\_licor=3,6 "[%]" O\_licor=34,3 "[%]" N\_licor=0,02 "[%]" S\_licor=3,7 "[%]" ex\_S=18673,21 "[kJ/kg]" PCI S=9259 "[kJ/kg]" Umid licor=0.2369 beta\_licor=(1,0401+0,1728\*(H\_licor/C\_licor)+0,0432\*(O\_licor/C\_licor)+0,2169\*(S\_licor/C\_li cor)\*(1-2,0628\*(H\_licor/C\_licor)))"[adimensional]"

### "cavaco"

C\_cav=46,47 "[%]" H\_cav=5,83 "[%]" O\_cav=45,83 "[%]" N\_cav=0,83 "[%]" S\_cav=0 "[%]" Cinzas\_cav=0,83 "[%]" beta\_cav=(1,0412+0,2160\*(H\_cav/C\_cav)-0,2499\*(O\_cav/C\_cav)\*(1+0,7884\*(H\_cav/C\_cav))+0,0450\*(N\_cav/C\_cav))/(1-0,3035\*(O\_cav/C\_cav))"[adimensional]" "casca" "[%]" C cas=44,5 "[%]"  $H_cas=5,5$ O cas=46 "[%]" N cas=1 "[%]" S cas=0 "[%]" Cinzas\_cas=3 "[%]" beta\_cas=(1,0412+0,2160\*(H\_cas/C\_cas)-0,2499\*(O\_cas/C\_cas)\*(1+0,7884\*(H\_cas/C\_cas))+0,0450\*(N\_cas/C\_cas))/(1-0,3035\*(O\_cas/C\_cas))"[adimensional]"

"Parâmetros ambientais de referência"

To_C= 25	"[ºC]"
To=To_C+273,15	"[K]"
Po= 1	"[bar]"
ho=ENTHALPY(Steam_IAPWS;T=To;P=Po)	"[kJ/kg]"
so=ENTROPY(Steam_IAPWS;T=To;P=Po)	"[kJ/kg.K]"

"Água de Alimentação CDF"

P\_aa= 75 T\_aa\_C= 130 T\_aa=T\_aa\_C+273,15 "Água de alimentação CDR" P\_aa\_CDR= 100 T\_aa\_C\_CDR= 110 T\_aa\_CDR=T\_aa\_C\_CDR+273,15

### "Exergia dos combustíveis"

ex\_oleo=PCI\_oleo\*4,185\*beta\_oleo ex\_licor=(PCI\_licor\*4,185+Hvap\*Umid\_licor)\*beta\_licor+(ex\_S-PCI\_S)\*(S\_licor/100)+ ex\_agua\*Umid\_licor "[kJ/kg]" ex\_cav=(PCI\_cav\*4,185+Hvap\*U\_cav)\*beta\_cav+ex\_agua\*U\_cav "[kJ/kg]" ex\_cas=(PCI\_cas\*4,185+Hvap\*U\_cas)\*beta\_cas+ex\_agua\*U\_cas "[kJ/kg]"

"Parâmetros Gerais Calculados-Propriedades Termodinâmicas da Água de Alimentação" "Água de Alimentação CDF"

и\_\_\_\_\_

h\_aa=ENTHALPY(Steam\_IAPWS;T=T\_aa;P=P\_aa) "[kJ/kg]" s\_aa=ENTROPY(Steam\_IAPWS;T=T\_aa;P=P\_aa) "[kJ/kg.K]" ex\_aa=(h\_aa-ho)-To\*(s\_aa-so) "[kJ/kg]" "Água de alimentação CDR" h\_aa\_CDR=ENTHÁLPY(Steam\_IAPWS;T=T\_aa\_CDR;P=P\_aa\_CDR) "[kJ/kg]" s\_aa\_CDR=ENTROPY(Steam\_IAPWS;T=T\_aa\_CDR;P=P\_aa\_CDR) "[kJ/kg]" ex\_aa\_CDR=(h\_aa\_CDR-ho)-To\*(s\_aa\_CDR-so) "[kJ/kg]"

### "Caldeira 4"

"Rendimento energético" eta\_CD4\_en=0,8106

"[adimensional]"

"[bar]"

"[°C]"

"[bar]"

"[°C]"

"[K]"

"[K]"

"!Entrada de dados"	
{F_vap_CD4= 25.15 }	"[ton/h]"
P_vap_CD4= 46	"[bar]"
{T_vap_CD4_C= 420}	"[ºC]"

1_vup_0D4=1_vup_0D4_01270,10	"[K]"
"Propriedades termodinâmicas do vapor superaqueci h_vap_CD4=ENTHALPY(Steam_IAPWS;T=T_vap_CD	ido" D4;P=P_vap_CD4)   "[kJ/kg]"
s_vap_CD4=ENTROPY(Steam_IAPWS;T=T_vap_CD4 ex_vap_CD4=(h_vap_CD4-ho)-To*(s_vap_CD4-so)	4;P=P_vap_CD4) "[kJ/kg.K]" "[kJ/kg]"
"!Saída de dados"	
"Consumo de combustivel" F_cav_CD4*(eta_CD4_en*PCI_cav*4,185)=F_vap_C	CD4*(h_vap_CD4-h_aa) "[ton/h]"
"Balanço de Exergia" I_CD4=(F_cav_CD4*ex_cav*1000-F_vap_CD4*1000 s_aa)))/3600000"[MW]"	)*((h_vap_CD4-h_aa)-To*(s_vap_CD4-
"Fluxos energéticos e exergéticos"	
F_ex_cav_CD4=ex_cav*F_cav_CD4*1000/3600000	D "[MW]"
F_en_cav_CD4=PCI_cav*F_cav_CD4*4,185/3600	"[MW]"
F_en_vap_CD4=F_vap_CD4*h_vap_CD4*1000/3600	0000 "[MVV]"
"Relação exercia/enercia"	
omega cav CD4*F en cav CD4=F ex cav CD4	"[adimensional]"
omega_vap_CD4*F_en_vap_CD4=F_ex_vap_CD4	"[adimensional]"
"Rendimento Exergético"	
eta_CD4_ex*(F_cav_CD4*ex_cav)=(F_vap_CD4*((h_	_vap_CD4-h_aa)-To*(s_vap_CD4-
s_aa)))*100"[%]" "Producão específico"	
P esp CD4*F cay CD4=F van CD4	"[adimensional]"
"	"
"Caldeira 5"	
"Rendimento energético"	
	adimensional]"
eta_CD5_en=0,7512	
"!Entrada de dados"	
"!Entrada de dados" {F_vap_CD5= 10.94 }	"[ton/h]"
eta_CD5_en=0,7512 [ "!Entrada de dados" {F_vap_CD5= 10.94 } " P_vap_CD5= 46	"[ton/h]" "[bar]"
eta_CD5_en=0,7512 "!Entrada de dados" {F_vap_CD5= 10.94 } P_vap_CD5= 46 {T_vap_CD5_C= 420}	"[ton/h]" "[bar]" "[°C]"
eta_CD5_en=0,7512 "!Entrada de dados" {F_vap_CD5= 10.94 } P_vap_CD5= 46 {T_vap_CD5_C= 420} "Parâmetros calculados"	"[ton/h]" "[bar]" "[ºC]"
eta_CD5_en=0,7512 "!Entrada de dados" {F_vap_CD5= 10.94 } P_vap_CD5= 46 {T_vap_CD5_C= 420} "Parâmetros calculados" T_vap_CD5=T_vap_CD5_C+273,15	"[ton/h]" "[bar]" "[ºC]" "[K]"
eta_CDS_en=0,7512 [ "!Entrada de dados" {F_vap_CD5= 10.94 } " P_vap_CD5= 46 {T_vap_CD5_C= 420} " "Parâmetros calculados" T_vap_CD5=T_vap_CD5_C+273,15 "Propriedades termodinâmicas do vapor superaqueci	"[ton/h]" "[bar]" "[°C]" "[K]" ido" D5:B_B_ven_CD5)"[k //ka]"
eta_CDS_en=0,7512 "!Entrada de dados" {F_vap_CD5= 10.94 } P_vap_CD5= 46 {T_vap_CD5_C= 420} "Parâmetros calculados" T_vap_CD5=T_vap_CD5_C+273,15 "Propriedades termodinâmicas do vapor superaqueci h_vap_CD5=ENTHALPY(Steam_IAPWS;T=T_vap_CI s_vap_CD5=ENTROPY(Steam_IAPWS;T=T_vap_CD	"[ton/h]" "[bar]" "[°C]" "[K]" ido" D5;P=P_vap_CD5) "[kJ/kg]" 5;P=P_vap_CD5) "[kJ/kg]"
eta_CDS_en=0,7512 "!Entrada de dados" {F_vap_CD5= 10.94 } "P_vap_CD5= 46 {T_vap_CD5_C= 420} "Parâmetros calculados" T_vap_CD5=T_vap_CD5_C+273,15 "Propriedades termodinâmicas do vapor superaqueci h_vap_CD5=ENTHALPY(Steam_IAPWS;T=T_vap_CD5 s_vap_CD5=ENTROPY(Steam_IAPWS;T=T_vap_CD5 ex_vap_CD5=(h_vap_CD5-ho)-To*(s_vap_CD5-so)	"[ton/h]" "[bar]" "[°C]" ido" D5;P=P_vap_CD5) "[kJ/kg]" 5;P=P_vap_CD5) "[kJ/kg.K]" "[kJ/kg.K]"
eta_CDS_en=0,7512 "!Entrada de dados" {F_vap_CD5= 10.94 } P_vap_CD5_C= 420} "Parâmetros calculados" T_vap_CD5=T_vap_CD5_C+273,15 "Propriedades termodinâmicas do vapor superaqueci h_vap_CD5=ENTHALPY(Steam_IAPWS;T=T_vap_CD5 s_vap_CD5=ENTROPY(Steam_IAPWS;T=T_vap_CD5 ex_vap_CD5=(h_vap_CD5-ho)-To*(s_vap_CD5-so)	"[ton/h]" "[bar]" "[°C]" ido" D5;P=P_vap_CD5) "[kJ/kg]" 5;P=P_vap_CD5) "[kJ/kg]"
eta_CDS_en=0,7512 [ "!Entrada de dados" {F_vap_CD5= 10.94 } " P_vap_CD5=46 {T_vap_CD5_C= 420} " "Parâmetros calculados" T_vap_CD5=T_vap_CD5_C+273,15 "Propriedades termodinâmicas do vapor superaqueci h_vap_CD5=ENTHALPY(Steam_IAPWS;T=T_vap_CI s_vap_CD5=ENTROPY(Steam_IAPWS;T=T_vap_CD5 ex_vap_CD5=(h_vap_CD5-ho)-To*(s_vap_CD5-so) "!Saída de dados"	"[ton/h]" "[bar]" "[°C]" "do" D5;P=P_vap_CD5) "[kJ/kg]" 5;P=P_vap_CD5) "[kJ/kg]"
eta_CDS_en=0,7512 "!Entrada de dados" {F_vap_CD5= 10.94 } P_vap_CD5= 46 {T_vap_CD5_C= 420} "Parâmetros calculados" T_vap_CD5=T_vap_CD5_C+273,15 "Propriedades termodinâmicas do vapor superaqueci h_vap_CD5=ENTHALPY(Steam_IAPWS;T=T_vap_CI s_vap_CD5=ENTROPY(Steam_IAPWS;T=T_vap_CD5 ex_vap_CD5=(h_vap_CD5-ho)-To*(s_vap_CD5-so) "!Saída de dados" "Consumo de óleo"	"[ton/h]" "[ºC]" ido" D5;P=P_vap_CD5) "[kJ/kg]" 5;P=P_vap_CD5) "[kJ/kg.K]" "[kJ/kg]"
eta_CDS_en=0,7512 [ "!Entrada de dados" {F_vap_CD5= 10.94 } " P_vap_CD5= 46 {T_vap_CD5_C= 420} " "Parâmetros calculados" T_vap_CD5=T_vap_CD5_C+273,15 "Propriedades termodinâmicas do vapor superaqueci h_vap_CD5=ENTHALPY(Steam_IAPWS;T=T_vap_CD5 s_vap_CD5=ENTROPY(Steam_IAPWS;T=T_vap_CD5 ex_vap_CD5=(h_vap_CD5-ho)-To*(s_vap_CD5-so) "!Saída de dados" "Consumo de óleo" F_oleo_CD5*(eta_CD5_en*PCI_oleo*4,185)=F_vap_" "[ton/h]"	"[ton/h]" "[ºC]" ido" D5;P=P_vap_CD5) "[kJ/kg]" 5;P=P_vap_CD5) "[kJ/kg.K]" "[kJ/kg]"
eta_CDS_en=0,7512 "!Entrada de dados" {F_vap_CD5= 10.94 } P_vap_CD5= 46 {T_vap_CD5_C= 420} "Parâmetros calculados" T_vap_CD5=T_vap_CD5_C+273,15 "Propriedades termodinâmicas do vapor superaqueci h_vap_CD5=ENTHALPY(Steam_IAPWS;T=T_vap_CI s_vap_CD5=ENTROPY(Steam_IAPWS;T=T_vap_CD5 ex_vap_CD5=(h_vap_CD5-ho)-To*(s_vap_CD5-so) "!Saída de dados" "Consumo de óleo" F_oleo_CD5*(eta_CD5_en*PCI_oleo*4,185)=F_vap_" "[ton/h]" "Balanço de exergia"	"[ton/h]" "[bar]" "[°C]" ido" D5;P=P_vap_CD5) "[kJ/kg]" 5;P=P_vap_CD5) "[kJ/kg]" "[kJ/kg]"
eta_CDS_en=0,7512 "!Entrada de dados" {F_vap_CD5= 10.94 } "P_vap_CD5= 46 {T_vap_CD5_C= 420} "Parâmetros calculados" T_vap_CD5=T_vap_CD5_C+273,15 "Propriedades termodinâmicas do vapor superaqueci h_vap_CD5=ENTHALPY(Steam_IAPWS;T=T_vap_CD5 s_vap_CD5=ENTROPY(Steam_IAPWS;T=T_vap_CD5 ex_vap_CD5=(h_vap_CD5-ho)-To*(s_vap_CD5-so) "!Saída de dados" "Consumo de óleo" F_oleo_CD5*(eta_CD5_en*PCI_oleo*4,185)=F_vap_" "[ton/h]" "Balanço de exergia" I_CD5=(F_oleo_CD5*ex_oleo*1000-F_vap_CD5*100 s_aa)))/3600000"[MVV]"	"[ton/h]" "[bar]" "[°C]" D5;P=P_vap_CD5) "[kJ/kg]" 5;P=P_vap_CD5) "[kJ/kg,K]" "[kJ/kg]" CD5*(h_vap_CD5-h_aa)
eta_CDS_en=0,7512 [ "!Entrada de dados" {F_vap_CD5= 10.94 } " P_vap_CD5=46 {T_vap_CD5_C= 420} " "Parâmetros calculados" T_vap_CD5=T_vap_CD5_C+273,15 "Propriedades termodinâmicas do vapor superaqueci h_vap_CD5=ENTHALPY(Steam_IAPWS;T=T_vap_CD5 s_vap_CD5=ENTROPY(Steam_IAPWS;T=T_vap_CD5 ex_vap_CD5=(h_vap_CD5-ho)-To*(s_vap_CD5-so) "!Saída de dados" "Consumo de óleo" F_oleo_CD5*(eta_CD5_en*PCI_oleo*4,185)=F_vap_" "[ton/h]" "Balanço de exergia" I_CD5=(F_oleo_CD5*ex_oleo*1000-F_vap_CD5*100 s_aa)))/3600000"[MW]"	"[ton/h]" "[bar]" "[°C]" D5;P=P_vap_CD5) "[kJ/kg]" 5;P=P_vap_CD5) "[kJ/kg.K]" "[kJ/kg]" CD5*(h_vap_CD5-h_aa) 00*((h_vap_CD5-h_aa)-To*(s_vap_CD5
eta_CDS_en=0,7512 [ "!Entrada de dados" {F_vap_CD5= 10.94 } " P_vap_CD5=46 {T_vap_CD5_C= 420} " "Parâmetros calculados" T_vap_CD5=T_vap_CD5_C+273,15 "Propriedades termodinâmicas do vapor superaqueci h_vap_CD5=ENTHALPY(Steam_IAPWS;T=T_vap_CI s_vap_CD5=ENTROPY(Steam_IAPWS;T=T_vap_CD5 ex_vap_CD5=(h_vap_CD5-ho)-To*(s_vap_CD5-so) "!Saída de dados" "Consumo de óleo" F_oleo_CD5*(eta_CD5_en*PCI_oleo*4,185)=F_vap_" "[ton/h]" "Balanço de exergia" I_CD5=(F_oleo_CD5*ex_oleo*1000-F_vap_CD5*100 s_aa)))/3600000"[MVV]" "Fluxos energéticos e exergéticos" F_ex_oleo_CD5=ex_oleo*F_oleo_CD5*1000/360000	"[ton/h]" "[bar]" "[°C]" D5;P=P_vap_CD5) "[kJ/kg]" 5;P=P_vap_CD5) "[kJ/kg.K]" "[kJ/kg]" CD5*(h_vap_CD5-h_aa) D0*((h_vap_CD5-h_aa)-To*(s_vap_CD5

F\_ex\_vap\_CD5=F\_vap\_CD5\*ex\_vap\_CD5\*1000/3600000 "[MW]" "Relação exergia/energia" omega\_oleo\_CD5\*F\_en\_oleo\_CD5=F\_ex\_oleo\_CD5 "[adimensional]" omega\_vap\_CD5\*F\_en\_vap\_CD5=F\_ex\_vap\_CD5 "[adimensional]" "Rendimento Exergético" eta\_CD5\_ex\*(F\_oleo\_CD5\*ex\_oleo)=(F\_vap\_CD5\*((h\_vap\_CD5-h\_aa)-To\*(s\_vap\_CD5s\_aa)))\*100 "[%]" "Produção específica" P\_esp\_CD5\*F\_oleo\_CD5=F\_vap\_CD5 "[adimensional]" "Caldeira 6" "Rendimento energético" eta\_CD6\_en=0,7846 "[adimensional]" "!Entrada de dados" {F vap CD6= 116.53 } "[ton/h]" P vap CD6= 46 "[bar]" {T\_vap\_CD6\_C=420} "[°C]" "Parâmetros calculados" T vap CD6=T vap CD6 C+273,15 "[K]" "Propriedades termodinâmicas do vapor superaquecido" h\_vap\_CD6=ENTHALPY(Steam\_IAPWS;T=T\_vap\_CD6;P=P\_vap\_CD6) "[kJ/kg]" s vap CD6=ENTROPY(Steam IAPWS;T=T vap CD6;P=P vap CD6) "[kJ/kg.K]" ex\_vap\_CD6=(h\_vap\_CD6-ho)-To\*(s\_vap\_CD6-so) "[kJ/kg]" "!Saída de dados" "Vazão de óleo" F\_oleo\_CD6=0,9 "[ton/h]" "Consumo de biomassa" eta\_CD6\_en\*(F\_oleo\_CD6\*4,185\*PCI\_oleo+F\_bio\_CD6\*4,185\*(0,2\*PCI\_cav+0,8\*PCI\_cas)) =F\_vap\_CD6\*(h\_vap\_CD6-h\_aa)"[adimensional]" "Rateio casca/cavaco" F cav CD6=0,2\*F bio CD6 "[ton/h]" F\_cas\_CD6=0,8\*F\_bio\_CD6 "[ton/h]" "Balanco de Exergia" I CD6=((F oleo CD6\*ex oleo\*1000+0.2\*F bio CD6\*ex cav\*1000+0.8\*F bio CD6\*ex cas \*1000)-F\_vap\_CD6\*1000\*((h\_vap\_CD6-h\_aa)-To\*(s\_vap\_CD6-s\_aa)))/3600000 "[MW]" "Fluxos energéticos e exergéticos" F\_ex\_oleo\_CD6=ex\_oleo\*F\_oleo\_CD6\*1000/3600000 "[MW]" F\_en\_oleo\_CD6=PCI\_oleo\*F\_oleo\_CD6\*4,185/3600 "[MW]" F ex cav CD6=ex cav\*F cav CD6\*1000/3600000 "[MW]" F en cav CD6=PCI cav\*F cav CD6\*4,185/3600 "[MW]' F ex cas CD6=ex cas\*F cas CD6\*1000/3600000 "[MW]" F en cas CD6=PCI cas\*F cas CD6\*4,185/3600 "[MW]"

F\_en\_vap\_CD6=F\_vap\_CD6\*h\_vap\_CD6\*1000/3600000 "[MW]" F\_ex\_vap\_CD6=F\_vap\_CD6\*ex\_vap\_CD6\*1000/3600000 "[MW]"

### "Relação exergia/energia"

omega\_oleo\_CD6\*F\_en\_oleo\_CD6=F\_ex\_oleo\_CD6 "[adimensional]" omega\_cav\_CD6\*F\_en\_cav\_CD6=F\_ex\_cav\_CD6 "[adimensional]" omega cas CD6\*F en cas CD6=F ex cas CD6 "[adimensional]" omega\_vap\_CD6\*F\_en\_vap\_CD6=F\_ex\_vap\_CD6 "[adimensional]"

### "Rendimento Exergético"

eta\_CD6\_ex\*(F\_oleo\_CD6\*ex\_oleo+F\_cav\_CD6\*ex\_cav+F\_cas\_CD6\*ex\_cas)=(F\_vap\_CD6\* ((h\_vap\_CD6-h\_aa)-To\*(s\_vap\_CD6-s\_aa)))\*100"[%]" "Produção específica" P\_esp\_CD6\*F\_bio\_CD6=F\_vap\_CD6 "[adimensional]"

"Caldeira 7" "Rendimento energético" eta\_CD7\_en=0,8252

"[adimensional]"

"!Entrada de dados" {F vap CD7= 21.19} P vap CD7= 46 {T\_vap\_CD7\_C=420}

"[ton/h]" "[bar]" "[°C]"

"Parâmetros calculados"

T\_vap\_CD7=T\_vap\_CD7\_C+273,15 "[K]" "Propriedades termodinâmicas do vapor superaquecido" h\_vap\_CD7=ENTHALPY(Steam\_IAPWS;T=T\_vap\_CD7;P=P\_vap\_CD7) "[kJ/kg]" s vap CD7=ENTROPY(Steam IAPWS;T=T vap CD7;P=P vap CD7) "[kJ/kg.K]" ex\_vap\_CD7=(h\_vap\_CD7-ho)-To\*(s\_vap\_CD7-so) "[kJ/kg]" "!Saída de dados" "Consumo de óleo" F\_oleo\_CD7\*(eta\_CD7\_en\*PCI\_oleo\*4,185)=F\_vap\_CD7\*(h\_vap\_CD7-h\_aa) "[ton/h]"

### "Balanco de Exercia"

I CD7=(F oleo CD7\*ex oleo\*1000-F vap CD7\*1000\*((h vap CD7-h aa)-To\*(s vap CD7s\_aa)))/3600000"[MW]"

"Fluxos energéticos e exergéticos" F ex oleo CD7=ex oleo\*F oleo CD7\*1000/3600000 "[MW]" F\_en\_oleo\_CD7=PCI\_oleo\*F\_oleo\_CD7\*4,185/3600 "[MW]" F\_en\_vap\_CD7=F\_vap\_CD7\*h\_vap\_CD7\*1000/3600000 "[MW]" F\_ex\_vap\_CD7=F\_vap\_CD7\*ex\_vap\_CD7\*1000/3600000 "[MW]" "Relação exergia/energia" omega\_oleo\_CD7\*F\_en\_oleo\_CD7=F\_ex\_oleo\_CD7 "[adimensional]" omega\_vap\_CD7\*F\_en\_vap\_CD7=F\_ex\_vap\_CD7 "[adimensional]" eta CD7 ex\*(F oleo CD7\*ex oleo)=(F vap CD7\*((h vap CD7-h aa)-To\*(s vap CD7s\_aa)))\*100"[%]" "Produção específica" P esp CD7\*F oleo CD7=F vap CD7

"[adimensional]"

"	"
"CALDEIRA DE RECUPERAÇÃO"	
"Rendimento energético"	
eta_CDR_en=0,7329	"[adimensional]"
"IEntrodo do dodoo"	
	"[top/b]"
$\{F_vap_ODR = 230.10\}$	[[OI]/II] "[bar]"
$T_vap_C CDR=420$	
	[0]
"Parâmetros calculados"	
T_vap_CDR=T_vap_C_CDR+273,15	"[K]"
"Propriedades termodinâmicas do vapor super	aquecido"
h_vap_CDR=ENTHALPY(Steam_IAPWS;T=T_v	ap_CDR;P=P_vap_CDR)"[kJ/kg]"
s_vap_CDR=ENTROPY(Steam_IAPWS;T=T_va	ιp_CDR;P=P_vap_CDR)"[kJ/kg.K]"
ex_vap_CDR=(h_vap_CDR-ho)-To*(s_vap_CD	R-so) "[kJ/kg]"
"ISaída de dados"	
"Consumo de licor"	
E licor*(eta CDR en*PCI licor*4 185)=E van	CDR*(h van CDR-h aa CDR) "[ton/h]"
"Balanço de Exergia"	
I_CDR=(F_licor*ex_licor*1000-F_vap_CDR*10	)00*((h_vap_CDR-h_aa_CDR)-
To*(s_vap_CDR-s_aa_CDR)))/3600000"[MW]"	1
"Fluxos energéticos e exergéticos"	
F_ex_licor=ex_licor*F_licor*1000/3600000	"[MW]"
F_en_licor=PCI_licor*F_licor*4,185/3600	"[MW]"
F_en_vap_CDR=F_vap_CDR*h_vap_CDR*10	00/3600000 "[MW]"
F_ex_vap_CDR=F_vap_CDR*ex_vap_CDR*10	)00/3600000 "[MW]"
"Relaçao exergia/energia"	
omega_licor^F_en_licor=F_ex_licor	"[adimensional]"
omega_vap <sup>+</sup> F_en_vap_CDR=F_ex_vap_CDF	"[adimensional]"
eta CDR ex*(E licor*ex licor)-(E van CDR*(	(h yan CDR-h aa CDR)-To*(e yan CDR-
eta_CDR_ex (I_icol ex_icol)=(I_vap_CDR (	
"Produção específica"	
P esp CDR*E licor=E van CDR	
"[adimensional]"	
"	"
"Vapor total das caldeiras"	
F_tot_vap_CDS=F_vap_CD4+F_vap_CD5+F_v	ap_CD6+F_vap_CD7+F_vap_CDR "[ton/h]"
"Pondimentes Persentusia"	
Rendimentos rercentuais	"[0/]"
$e_1a_0D_4_e_1e_1e_1a_0D_4_e_11_100$	[70] "[0/]"
	[~0] "[0/ ]"
$e_1a_0D_0$ $e_11e_1e_1a_0D_0$ $e_11_100$	[70] "[0/]"
$e_{1a}$ $OD_{1a}$ $e_{1b}$ $e_{1a}$ $OD_{1a}$ $e_{1b}$ $100$	[70] "[0/]"
	[ 70]
"	

"DISTRIBUIÇÃO" "Balanço de Energia na distribuição"

h\_distr=(F\_vap\_CD4\*h\_vap\_CD4+F\_vap\_CD5\*h\_vap\_CD5+F\_vap\_CD6\*h\_vap\_CD6+F\_vap\_CD7\*h\_vap\_CD7+F\_vap\_CDR\*h\_vap\_CDR)/F\_tot\_vap\_CDS "[kJ/kg]"

### "Participação de cada caldeira"

x\_vap4=F\_vap\_CD4/F\_tot\_vap\_CDS x\_vap5=F\_vap\_CD5/F\_tot\_vap\_CDS x\_vap6=F\_vap\_CD6/F\_tot\_vap\_CDS x\_vap7=F\_vap\_CD7/F\_tot\_vap\_CDS x\_vapCDR=F\_vap\_CDR/F\_tot\_vap\_CDS "[adimensional]" "[adimensional]" "[adimensional]" "[adimensional]" "[adimensional]"

P\_distr=46

"[bar]"

"Cálcula da Temperatura nos coletores"T\_distr=TEMPERATURE(Steam\_IAPWS;h=h\_distr;P=P\_distr)"[K]"T\_coletores=T\_distr-273,15"[°C]"s\_distr=Entropy(Steam\_IAPWS;T=T\_distr;P=P\_distr)"[kJ/kg.K]"

### "ENTROPIA DE MISTURA"

"s\_distr=x\_vap4\*s\_vap\_CD4+x\_vap5\*s\_vap\_CD5+x\_vap6\*s\_vap\_CD6+x\_vap7\*s\_vap\_CD7 +x\_vapCDR\*s\_vap\_CDR-0.4620\*(x\_vap4\*ln(x\_vap4+0.00000001)+x\_vap5\*ln(x\_vap5+0.00000001)+x\_vap6\*ln(x\_va

 $p6+0.00000001) + x_vap7*ln(x_vap7+0.00000001) + x_vapCDR*ln(x_vapCDR+0.00000001)) \\ "$ 

"P\_distr=(P\_vap\_CD4\*F\_vap\_CD4+P\_vap\_CD5\*F\_vap\_CD5+P\_vap\_CD6\*F\_vap\_CD6+P\_va p\_CD7\*F\_vap\_CD7+P\_vap\_CDR\*F\_vap\_CDR)/F\_tot\_vap\_CDS"

### "!TURBOGERADOR 7"

"Entrada de dados"

F\_ap7=0,6554\*F\_tot\_vap\_CDS P\_ap7 =P\_distr T\_ap7\_C =T\_distr-273,15 "[ton/h]" "[bar]" "[ºC]"

{F\_mp7=90} P\_mp7 = 12,5 P\_bp7=4,0 "[ton/h]" "[bar]" "[bar]"

"Parâmetros"

Eta\_t\_1\_7=0,7361 Eta\_t\_2\_7=0,3171 "Eficiência isentrópica do primeiro estágio" "Eficiência isentrópica do segundo estágio"

### "Parâmetros calculados"

T_ap7=T_ap7_C +273,15	"[K]"	
"!Primeiro estágio" h_ap7=ENTHALPY(Steam_IAPWS;T=T_ap7;P=P_ap7) s_ap7=ENTROPY(Steam_IAPWS;T=T_ap7;P=P_ap7)	"[kJ/kg]" "[kJ/kg.K]"	
s_ise1_7=s_ap7 h_ise1_7=ENTHALPY(Steam_IAPWS;s=s_ise1_7;P=P_mp7) T_ise1_7=TEMPERATURE(Steam_IAPWS;s=s_ise1_7;P=P_mp7)	"[kJ/kg]" "[kJ/kg]" "[K]"	
Eta_t_1_7=(h_ap7-h_mp7)/(h_ap7-h_ise1_7) isentrópica do 1º estágio"	"Eficiência	
T_mp7=TEMPERATURE(Steam_IAPWS;P=P_mp7;h=h_mp7) s_mp7=ENTROPY(Steam_IAPWS;T=T_mp7;P=P_mp7)	"[K]" "[kJ/kg.K]"	

h_ap7 =W_pe_7+h_mp7	"Balanço de
W_1_7=W_pe_7*F_ap7*1000/3600000	"[MW]"
"!Segundo estagio" h_int_7=h_mp7 s_int_7=s_mp7 T_int_7=T_mp7 P_int_7=P_mp7 s_ise2_7=s_int_7	"[kJ/kg]" "[kJ/kg.K]" "[K]" "[bar]"
F_ap7= F_mp7+F_bp7 F_int_7=F_bp7	"[ton/h]" "[ton/h]"
h_ise2_7=ENTHALPY(Steam_IAPWS;s=s_ise2_7;P=P_bp7) T_ise2_7=TEMPERATURE(Steam_IAPWS;s=s_ise2_7;P=P_bp7) Eta_t_2_7=(h_int_7-h_bp7)/(h_int_7-h_ise2_7) turbine efficiency" T_bp7=TEMPERATURE(Steam_IAPWS;P=P_bp7;h=h_bp7) s_bp7=ENTROPY(Steam_IAPWS:T=T_bp7:P=P_bp7)	"[kJ/kg]" "[K]" "Definition of "[K]" "[k.]/kg K]"
h_int_7 =W_se_7+h_bp7	"Balanço de
W_2_7=W_se_7*F_int_7*1000/3600000	"[MVV]"
"Exergias Específicas" ex_ap7=(h_ap7-ho)-To*(s_ap7-so) "[kJ/kg]" ex_mp7=(h_mp7-ho)-To*(s_mp7-so) "[kJ/kg]" ex_bp7=(h_bp7-ho)-To*(s_bp7-so) "[kJ/kg]"	
"!Saída de Dados" W_total_7=W_1_7+W_2_7 "[MW]"	
"Fluxos de energia" F_en_ap7=F_ap7*h_ap7/3600 "[MW]" F_en_mp7=F_mp7*h_mp7/3600 "[MW]" F_en_bp7=F_bp7*h_bp7/3600 "[MW]"	
"Fluxos de Exergia" F_ex_ap7=F_ap7*ex_ap7/3600 "[MW]" F_ex_mp7=F_mp7*ex_mp7/3600 "[MW]" F_ex_bp7=F_bp7*ex_bp7/3600 "[MW]" "Destruição de Exergia" I_tg7=F_ex_ap7-F_ex_mp7-F_ex_bp7-W_total_7 "[MW]"	
"Omega" omega_ap7*F_en_ap7=F_ex_ap7 "[adimensional]" omega_mp7*F_en_mp7=F_ex_mp7 "[adimensional]" omega_bp7*F_en_bp7=F_ex_bp7 "[adimensional]" omega_W7*W_total_7=W_total_7 "[adimensional]"	
"Temperaturas" T_mp7_C=T_mp7-273,15 T_bp7_C=T_bp7-273,15	"[ºC]" "[ºC]"

### "Grau de Superaquecimento"

Tsat_mp7=T_SAT(Steam_IAPWS;P=P_mp7)	"[K]"
Tsat_bp7=T_SAT(Steam_IAPWS;P=P_bp7)	"[K]"
GS_mp7=T_mp7-Tsat_mp7	"[ºC]"
GS_bp7=T_bp7-Tsat_bp7	"[ºC]"

### "Rendimentos exergéticos"

eta\_ex1\_7\*(F\_ex\_ap7-F\_ex\_mp7-F\_ex\_bp7)=W\_total\_7"[adimensional]" eta\_ex2\_7\*F\_ex\_ap7=(W\_total\_7+F\_ex\_mp7+F\_ex\_bp7)

### "!TURBOGERADOR 4"

### "Entrada de dados"

F\_ap4=0,1335\*F\_tot\_vap\_CDS P\_ap4 =P\_distr T\_ap4\_C =T\_distr-273,15

{F\_mp4=25}

P\_mp4 = 12,5 P\_bp4=4,0

"Parâmetros" Eta\_t\_1\_4=0,8006 primeiro estágio" Eta\_t\_2\_4=0,4896 segundo estágio"

F\_int\_4=F\_bp4

"[bar]" "[bar]"

"[ton/h]"

"[ton/h]"

"[bar]"

"[°C]"

"Eficiência isentrópica do

"Eficiência isentrópica do

T_ap4=T_ap4_C +273,15	"[K]"
"!Primeiro estágio"	
h_ap4=ENTHALPY(Steam_IAPWS;T=T_ap4;P=P_ap4)	"[kJ/kg]"
s_ap4=ENTROPY(Steam_IAPWS;T=T_ap4;P=P_ap4)	"[kJ/kg.K]"
s_ise1_4=s_ap4	
h_ise1_4=ENTHALPY(Steam_IAPWS;s=s_ise1_4;P=P_mp4)	"[kJ/kg]"
T_ise1_4=TEMPERATURE(Steam_IAPWS;s=s_ise1_4;P=P_mp4)	"[K]"
Eta_t_1_4=(h_ap4-h_mp4)/(h_ap4-h_ise1_4)	"Eficiência isentrópica do
1º estágio"	
T_mp4=TEMPERATURE(Steam_IAPWS;P=P_mp4;h=h_mp4)	"[K]"
s_mp4=ENTROPY(Steam_IAPWS;T=T_mp4;P=P_mp4)	"[kJ/kg.K]"
h_ap4 =W_pe_4+h_mp4	"Balanço de Energia
para o 1ºestágio" "[kJ/kg]"	
W_1_4=W_pe_4*F_ap4*1000/3600000	"[MW]"
"!Segundo estágio"	
h_int_4=h_mp4	"[kJ/kg]"
s_int_4=s_mp4	"[kJ/kg.K]"
T_int_4=T_mp4	"[K]"
P_int_4=P_mp4	"[bar]"
s_ise2_4=s_int_4	"[kJ/kg.K]"
F_ap4= F_mp4+F_bp4	"[ton/h]"

h\_ise2\_4=ENTHALPY(Steam\_IAPWS;s=s\_ise2\_4;P=P\_bp4)

"[kJ/kg]"

"[ton/h]"

T_ise2_4=TEMPERATURE(Steam_IAPWS;s=s_ise2_4;l Eta_t_2_4=(h_int_4-h_bp4)/(h_int_4-h_ise2_4)	P=P_bp4) "[K]" "Definition of turbine
efficiency <sup>**</sup> T_bp4=TEMPERATURE(Steam_IAPWS;P=P_bp4;h=h s_bp4=ENTROPY(Steam_IAPWS;T=T_bp4;P=P_bp4) b_int_4=W_se_4+b_bp4	_bp4) "[K]" "[kJ/kg.K]" "Balanco de Energia
para o 2ºestágio" "[kJ/kg]" W_2_4=W_se_4*F_int_4*1000/3600000	"[MW]"
"Exergias Específicas" ex_ap4=(h_ap4-ho)-To*(s_ap4-so) ex_mp4=(h_mp4-ho)-To*(s_mp4-so) ex_bp4=(h_bp4-ho)-To*(s_bp4-so)	"[kJ/kg]" "[kJ/kg]" "[kJ/kg]"
" <mark>!Saída de Dados</mark> " W_total_4=W_1_4+W_2_4	"[MW]"
"Fluxos de energia" F_en_ap4=F_ap4*h_ap4/3600 F_en_mp4=F_mp4*h_mp4/3600 F_en_bp4=F_bp4*h_bp4/3600	"[MW]" "[MW]" "[MW]"
"Fluxos de Exergia" F_ex_ap4=F_ap4*ex_ap4/3600 F_ex_mp4=F_mp4*ex_mp4/3600 F_ex_bp4=F_bp4*ex_bp4/3600 "Destruição de Exergia" I_tg4=F_ex_ap4-F_ex_mp4-F_ex_bp4-W_total_4	"[MW]" "[MW]" "[MW]" "[MW]"
"Omega" omega_ap4*F_en_ap4=F_ex_ap4 omega_mp4*F_en_mp4=F_ex_mp4 omega_bp4*F_en_bp4=F_ex_bp4 omega_W4*W_total_4=W_total_4	"[adimensional]" "[adimensional]" "[adimensional]" "[adimensional]"
"Temperaturas" T_mp4_C=T_mp4-273,15 T_bp4_C=T_bp4-273,15	"[ºC]" "[ºC]"
"Grau de Superaquecimento" Tsat_mp4=T_SAT(Steam_IAPWS;P=P_mp4) Tsat_bp4=T_SAT(Steam_IAPWS;P=P_bp4) GS_mp4=T_mp4-Tsat_mp4 GS_bp4=T_bp4-Tsat_bp4	"[K]" "[K]" "[ºC]" "[ºC]"
"Rendimentos exergéticos" eta_ex1_4*(F_ex_ap4-F_ex_mp4-F_ex_bp4)=W_total eta_ex2_4*F_ex_ap4=(W_total_4+F_ex_mp4+F_ex_k	_4 "[adimensional]" op4) "[adimensional]"
"!TURBOGERADOR 5"	
"Entrada de dados"	

F\_ap5=0,1820\*F\_tot\_vap\_CDS P\_ap5 =P\_distr "[ton/h]" "[bar]" T ap5 C =T distr-273,15 "[C]" {F mp5=30} "[ton/h]" P mp5 = 12.5"[bar]" P\_bp5=4,0 "[bar]" "Parâmetros" Eta\_t\_1\_5=0,6716 "Eficiência isentrópica do primeiro estágio" Eta\_t\_2\_5=0,3546 "Eficiência isentrópica do segundo estágio" T\_ap5=T\_ap5\_C +273,15 "[K]" "!Primeiro estágio" h ap5=ENTHALPY(Steam IAPWS;T=T ap5;P=P ap5) "[kJ/kq]" s ap5=ENTROPY(Steam IAPWS;T=T ap5;P=P ap5) "[kJ/kg.K]" s\_ise1\_5=s\_ap5 "[kJ/kg.K]" h\_ise1\_5=ENTHALPY(Steam\_IAPWS;s=s\_ise1\_5;P=P\_mp5) "[kJ/kg]" T\_ise1\_5=TEMPERATURE(Steam\_IAPWS;s=s\_ise1\_5;P=P\_mp5) "[K]" Eta\_t\_1\_5=(h\_ap5-h\_mp5)/(h\_ap5-h\_ise1\_5) "Eficiência isentrópica do 1º estágio" T\_mp5=TEMPERATURE(Steam\_IAPWS;P=P\_mp5;h=h\_mp5) "[K]" s\_mp5=ENTROPY(Steam\_IAPWS;T=T\_mp5;P=P\_mp5) "[kJ/kg.K]" "1ºLei para o 1ºestágio" h\_ap5 =W\_pe\_5+h\_mp5 "[kJ/kg]" W\_1\_5=W\_pe\_5\*F\_ap5\*1000/3600000 "[MW]" "!Segundo estágio" "[kJ/kg]" h\_int\_5=h\_mp5 "[kJ/kg.K]" s int 5=s mp5 T\_int\_5=T\_mp5 "[K]" P\_int\_5=P\_mp5 "[bar]" s ise2 5=s int 5 "[kJ/kg.K]" F\_ap5= F\_mp5+F\_bp5 "[ton/h]" F int 5=F bp5 "[ton/h]" h ise2 5=ENTHALPY(Steam IAPWS;s=s ise2 5;P=P bp5) "[kJ/kg]" T\_ise2\_5=TEMPERATURE(Steam\_IAPWS;s=s\_ise2\_5;P=P\_bp5) "[K]" Eta\_t\_2\_5=(h\_int\_5-h\_bp5)/(h\_int\_5-h\_ise2\_5) "Definition of turbine efficiency" T\_bp5=TEMPERATURE(Steam\_IAPWS;P=P\_bp5;h=h\_bp5) "[K]" s\_bp5=ENTROPY(Steam\_IAPWS;T=T\_bp5;P=P\_bp5) "[kJ/kg.K]" h int 5 = W se 5 + h bp5 "Balanço de Energia para o 2ºestágio" "[kJ/kg]' W 2 5=W se 5\*F int 5\*1000/3600000 "[MW]" "Exergias Específicas" ex\_ap5=(h\_ap5-ho)-To\*(s\_ap5-so) "[kJ/kg]" ex\_mp5=(h\_mp5-ho)-To\*(s\_mp5-so) "[kJ/kg]" ex\_bp5=(h\_bp5-ho)-To\*(s\_bp5-so) "[kJ/kg]"

" <mark>!Saída de Dados"</mark> W_total_5=W_1_5+W_2_5	"[MVV]"	
"Fluxos de energia" F_en_ap5=F_ap5*h_ap5/3600 F_en_mp5=F_mp5*h_mp5/3600 F_en_bp5=F_bp5*h_bp5/3600	"[MVV]" "[MVV]" "[MVV]"	
"Fluxos de Exergia" F_ex_ap5=F_ap5*ex_ap5/3600 F_ex_mp5=F_mp5*ex_mp5/3600 F_ex_bp5=F_bp5*ex_bp5/3600 "Destruição de Exergia" I_tg5=F_ex_ap5-F_ex_mp5-F_ex_bp5-W_total_5	"[MW]" "[MW]" "[MW]" "[MW]"	
"Omega" omega_ap5*F_en_ap5=F_ex_ap5 omega_mp5*F_en_mp5=F_ex_mp5 omega_bp5*F_en_bp5=F_ex_bp5 omega_W5*W_total_5=W_total_5	"[adimensional]" "[adimensional]" "[adimensional]" "[adimensional]"	
"Temperaturas" T_mp5_C=T_mp5-273,15 T_bp5_C=T_bp5-273,15	"[ºC]" "[ºC]"	
"Grau de Superaquecimento" Tsat_mp5=T_SAT(Steam_IAPWS;P=P_mp5) Tsat_bp5=T_SAT(Steam_IAPWS;P=P_bp5) GS_mp5=T_mp5-Tsat_mp5 GS_bp5=T_bp5-Tsat_bp5	"[vC]" "[K]" "[vC]"	
"Rendimentos exergéticos" eta_ex1_5*(F_ex_ap5-F_ex_mp5-F_ex_bp5)=W_tc eta_ex2_5*F_ex_ap5=(W_total_5+F_ex_mp5+F_e	ntal_5"[adimensional]" x_bp5)	
" <mark>!Conjunto</mark> " W_ele_total=W_total_4+W_total_5+W_total_7	"[MW]"	
"	"[ton/h]" "[K]" "[bar]" "[kJ/kg]" "[kJ/kg]" "[kJ/kg]" "[MW]" "[MW]"	u
"saída" P_val_mp=12,5 h_val_mp=h_val_ap		"[bar]" "[kJ/kg]"

T_val_mp=TEMPERATURE(Steam_IAPWS;h=h_val_mp;P=P_val_mp) T_val_mp_C=T_val_mp-273,15 s_val_mp=ENTROPY(Steam_IAPWS;T=T_val_mp;P=P_val_mp) ex_val_mp=(h_val_mp-ho)-To*(s_val_mp-so) F_en_val_mp=F_apmp*h_val_mp/3600 F_ex_val_mp=F_apmp*ex_val_mp/3600	"[K]" "[ºC]" "[kJ/kg.K]" "[kJ/kg]" "[MW]" "[MW]"
"destruição de exergia na válvula" I_val_apmp=F_apmp*To*(s_val_mp-s_val_ap)/3600	"[MVV]"
"AP/BP" F_apbp=0,0565*F_tot_vap_CDS "entrada" "igual anterior"	"[ton/h]"
<pre>"saida" P_val_bp=4,0 h_val_bp=h_val_ap T_val_bp=TEMPERATURE(Steam_IAPWS;h=h_val_bp;P=P_val_bp) T_val_bp_C=T_val_bp-273,15 s_val_bp=ENTROPY(Steam_IAPWS;T=T_val_bp;P=P_val_bp) ex_val_bp=(h_val_bp-ho)-To*(s_val_bp-so) F_ex_val_bp=F_apbp*ex_val_bp/3600 F_en_val_bp=F_apbp*h_val_bp/3600 F_en_val_bp=F_apbp*h_val_bp/3600</pre>	"[bar]" "[kJ/kg]" "[K]" "[kJ/kg.K]" "[kJ/kg]" "[MW]" "[MW]"
l_val_apbp=F_apbp*To*(s_val_bp-s_val_ap)/3600	"[MW]"

"VARIÁVEIS INTEGRADAS" "GLOBAIS"

I\_total=I\_CD4+I\_CD5+I\_CD6+I\_CD7+I\_CDR+I\_tg7+I\_tg4+I\_tg5+I\_val\_apmp+I\_val\_apbp "[MW]"

Insumo\_en\_aa=(h\_aa\*(F\_vap\_CD4+F\_vap\_CD5+F\_vap\_CD6+F\_vap\_CD7)+F\_vap\_CDR\*h\_ aa\_CDR)/3600 "[MW]"

Insumo\_ex\_aa=(ex\_aa\*(F\_vap\_CD4+F\_vap\_CD5+F\_vap\_CD6+F\_vap\_CD7)+F\_vap\_CDR\*e x\_aa\_CDR)/3600 "[MW]"

Insumo\_en=F\_en\_cav\_CD4+F\_en\_oleo\_CD5+F\_en\_oleo\_CD6+F\_en\_cav\_CD6+F\_en\_cas\_C D6+F\_en\_oleo\_CD7+F\_en\_licor "[MW]"

Insumo\_ex=F\_ex\_cav\_CD4+F\_ex\_oleo\_CD5+F\_ex\_oleo\_CD6+F\_ex\_cav\_CD6+F\_ex\_cas\_CD 6+F\_ex\_oleo\_CD7+F\_ex\_licor "[MW]"

ProduçãoMédiaPressão=F\_mp7+F\_mp4+F\_mp5+F\_apmp ProduçãoBaixaPressão=F\_bp7+F\_bp4+F\_bp5+F\_apbp "[ton/h]" "[ton/h]"

\_\_\_\_\_"

### "Rendimentos Globais"

eta\_global\_en=(W\_ele\_total+F\_en\_mp7+F\_en\_bp7+F\_en\_mp4+F\_en\_bp4+F\_en\_mp5+F\_ en\_bp5+F\_en\_val\_mp+F\_en\_val\_bp-Insumo\_en\_aa)/Insumo\_en eta\_global\_ex=(W\_ele\_total+F\_ex\_mp7+F\_ex\_bp7+F\_ex\_mp4+F\_ex\_mp5+F\_e

x\_bp5+F\_ex\_val\_mp+F\_ex\_val\_bp-Insumo\_ex\_aa)/Insumo\_ex

# APÊNDICE B – SIMULADOR COMPUTACIONAL DO SISTEMA TÉRMICO MA1100

"ANÁLISE EXERGÉTICA E TERMOECONÔMICA DE SISTEMAS TÉRMICOS" "SISTEMA MA1100-KLABIN PAPÉIS MONTE ALEGRE" "Moisés Teles ESCOLA POLITÉCNICA DA USP/2006"

"Parâmetros Gerais Fornecidos"

ex\_agua=55 "exergia química da água [kJ/kg]" U\_cav=0,4 "umidade do cavaco" U\_cas=0,6 "umidade da casca" Hvap=2440 "entalpia de vaporização da água [kJ/kg]" PCI\_cav=2254 "[kcal/kg]" PCI oleo=9450 "[kcal/kg]" "[kcal/kg]" PCI cas=1400 {PCI\_licor= 3100} "[kcal/kg]" "óleo 3A" "[%]" C\_oleo=85,9 H\_oleo=10,9 "[%]" N\_oleo=0,2 "[%]" O\_oleo=0 "[%]' S\_oleo=0,95 "[%]' Cinzas\_oleo=0 "[%]" Umid\_oleo=0 "[%]" beta oleo=(1,0401+0,1728\*(H oleo/C oleo)+0,0432\*(O oleo/C oleo)+0,2169\*(S oleo/C oleo)\*(1-2,0628\*(H oleo/C oleo)))"[adimensional]" "licor" C licor=33,4 "[%]" H\_licor=3,6 "[%]" O\_licor=34,3 "[%]" N licor=0.02 "[%]" S\_licor=3,7 "[%]" ex\_S=18673,21 "[kJ/kg]"

PCI\_S=9259 "[kJ/kg]" Umid\_licor=0,2 beta\_licor=(1,0401+0,1728\*(H\_licor/C\_licor)+0,0432\*(O\_licor/C\_licor)+0,2169\*(S\_licor/C\_li cor)\*(1-2,0628\*(H\_licor/C\_licor)))"[adimensional]"

### "cavaco"

C\_cav=46,47 "[%]" H\_cav=5,83 "[%]" O\_cav=45,83 "[%]" N\_cav=0,83 "[%]" S\_cav=0 "[%]" Cinzas\_cav=0,83 "[%]" beta\_cav=(1,0412+0,2160\*(H\_cav/C\_cav)-0,2499\*(O\_cav/C\_cav)\*(1+0,7884\*(H\_cav/C\_cav))+0,0450\*(N\_cav/C\_cav))/(1-0,3035\*(O\_cav/C\_cav))"[adimensional]"

"casca"		
C_cas=44,5	"[%]"	
H_cas=5,5	"[%]"	
O_cas=46	"[%]"	
N_cas=1	"[%]"	
S_cas=0	"[%]"	
Cinzas_cas=3	"[%]"	
beta_cas=(1,0412+0,2160*(H_cas/C_cas)-		
0,2499*(O_cas/C_cas)*(1+0,7884*(H_cas/C_cas))+0,0450*(N_cas/C_cas))/(1-		
0,3035*(O_cas/C_cas))"[adimensional]"		

"Parâmetros ambientais de referência"

To_C= 25	"[ºC]"
To=To_C+273,15	"[K]"
Po= 1	"[bar]"
ho=ENTHALPY(Steam_IAPWS;T=To;P=Po)	"kJ/kg"
so=ENTROPY(Steam_IAPWS;T=To;P=Po)	"kJ/kg.K"
"Pressão da água de alimentação das caldeiras"	
P_aa_CDR1=72	"[bar]"
P_aa_CDR2=120	"[bar]"
P_aa_CD6=120	"[bar]"
P_aa_CD8=120	"[bar]"
"Temperatura da água de alimentação das caldeiras"	
T_aa_C_CDR1=110	"[ºC]"
T_aa_C_CDR2=130	"[ºC]"
T_aa_C_CD6=130	"[ºC]"
T_aa_C_CD8=130	"[ºC]"
T_aa_CDR1=T_aa_C_CDR1+273,15	"[K]"
T_aa_CDR2=T_aa_C_CDR2+273,15	"[K]"

"Exergia dos combustíveis"

T\_aa\_CD6=T\_aa\_C\_CD6+273,15 T\_aa\_CD8=T\_aa\_C\_CD8+273,15

ex\_oleo=PCI\_oleo\*4,185\*beta\_oleo "[kJ/kg]" ex\_licor=(PCI\_licor\*4,185+Hvap\*Umid\_licor)\*beta\_licor+(ex\_S-PCI\_S)\*(S\_licor/100)+ ex\_agua\*Umid\_licor "[kJ/kg]" ex\_cav=(PCI\_cav\*4,185+Hvap\*U\_cav)\*beta\_cav+ex\_agua\*U\_cav "[kJ/kg]" ex\_cas=(PCI\_cas\*4,185+Hvap\*U\_cas)\*beta\_cas+ex\_agua\*U\_cas "[kJ/kg]"

"[K]" "[K]"

"Parâmetros Gerais Calculados"

"Entalpia da água de alimentação das caldeiras"

h_aa_CDR1=ENTHALPY(Steam_IAPWS;T=T_aa_CDR1;P=P_aa_CDR1)	"[kJ/kg]"
h_aa_CDR2=ENTHALPY(Steam_IAPWS;T=T_aa_CDR2;P=P_aa_CDR2)	"[kJ/kg]"
h_aa_CD6=ENTHALPY(Steam_IAPWS;T=T_aa_CD6;P=P_aa_CD6)	"[kJ/kg]"
h_aa_CD8=ENTHALPY(Steam_IAPWS;T=T_aa_CD8;P=P_aa_CD8)	"[kJ/kg]"
"Entropia da água de alimentação das caldeiras"	
s_aa_CDR1=ENTROPY(Steam_IAPWS;T=T_aa_CDR1;P=P_aa_CDR1)	"[kJ/kg.K]"
s_aa_CDR2=ENTROPY(Steam_IAPWS;T=T_aa_CDR2;P=P_aa_CDR2)	"[kJ/kg.K]"

s_aa_CD6=ENTROPY(Steam_IAPWS;T=T_aa_CD6;P=P_aa_CD6) s_aa_CD8=ENTROPY(Steam_IAPWS;T=T_aa_CD8;P=P_aa_CD8)		"[kJ/kg.K]" "[kJ/kg.K]"
"Exergia da água de alimentação das caldeiras" ex_aa_CDR1=(h_aa_CDR1-ho)-To*(s_aa_CDR1-so) ex_aa_CDR2=(h_aa_CDR2-ho)-To*(s_aa_CDR2-so) ex_aa_CD6=(h_aa_CD6-ho)-To*(s_aa_CD6-so) ex_aa_CD8=(h_aa_CD8-ho)-To*(s_aa_CD8-so)		"[kJ/kg]" "[kJ/kg]" "[kJ/kg]" "[kJ/kg]"
"CALDEIRA 8" "Rendimento energético" eta_CD8_en=0,91	"[adimensional]"	
"!Entrada de dados" {F_vap_CD8= 185.4} {F_vap_CD8_sop=3.6} Perdas_CD8=1,8 F_vap_CD8_dist=F_vap_CD8-F_vap_CD8_sop P_vap_CD8= 100 T_vap_CD8_C= 500 "Parâmetros calculados" T_vap_CD8=T_vap_CD8_C+273,15	"[ton/h]" "[ton/h]" "[ton/h]" "[ton/h]" "[bar]" "[ºC]" "[K]"	
"Propriedades termodinâmicas do vapor supera h_vap_CD8=ENTHALPY(Steam_IAPWS;T=T_va s_vap_CD8=ENTROPY(Steam_IAPWS;T=T_vap ex_vap_CD8=(h_vap_CD8-ho)-To*(s_vap_CD8	<mark>quecido</mark> " p_CD8;P=P_vap_CD8) o_CD8;P=P_vap_CD8) -so)	"[kJ/kg]" "[kJ/kg.K]" "[kJ/kg]"
ex_perdas_CD8=ex_aa_CD8	"	[kJ/kg]"
"!Saída de dados" "Consumo de água; Balanço de Massa" F_aa_CD8=F_vap_CD8+Perdas_CD8		"[ton/h]"
"!Saída de dados" "Consumo de água; Balanço de Massa" F_aa_CD8=F_vap_CD8+Perdas_CD8 "Cálculo do consumo de biomassa" F_oleo_CD8=0 eta_CD8_en*(F_oleo_CD8*4,185*PCI_oleo+F_ =F_vap_CD8*(h_vap_CD8-h_aa_CD8)	_bio_CD8*4,185*(0,2*P(	"[ton/h]" "[ton/h]" Cl_cav+0,8*PCI_cas))
"!Saída de dados" "Consumo de água; Balanço de Massa" F_aa_CD8=F_vap_CD8+Perdas_CD8 "Cálculo do consumo de biomassa" F_oleo_CD8=0 eta_CD8_en*(F_oleo_CD8*4,185*PCI_oleo+F_ =F_vap_CD8*(h_vap_CD8-h_aa_CD8) F_cav_CD8=0,2*F_bio_CD8 F_cas_CD8=0,8*F_bio_CD8	_bio_CD8*4,185*(0,2*P(	"[ton/h]" "[ton/h]" CI_cav+0,8*PCI_cas)) "[ton/h]" "[ton/h]"
"!Saída de dados" "Consumo de água; Balanço de Massa" F_aa_CD8=F_vap_CD8+Perdas_CD8 "Cálculo do consumo de biomassa" F_oleo_CD8=0 eta_CD8_en*(F_oleo_CD8*4,185*PCI_oleo+F_ =F_vap_CD8*(h_vap_CD8-h_aa_CD8) F_cav_CD8=0,2*F_bio_CD8 F_cas_CD8=0,8*F_bio_CD8 "Balanço de Exergia na caldeira" I_CD8=((F_oleo_CD8*ex_oleo*1000+0,2*F_bid*1000)+F_aa_CD8*1000*((h_aa_CD8-ho)-To*( F_vap_CD8*1000*((h_vap_CD8-ho)-To*(s_vap_Perdas_CD8*ex_perdas_CD8)/3600000 "[MWV]"	_bio_CD8*4,185*(0,2*P( o_CD8*ex_cav*1000+0, s_aa_CD8-so))- _CD8-so))-	"[ton/h]" Cl_cav+0,8*PCI_cas)) "[ton/h]" "[ton/h]" 8*F_bio_CD8*ex_cas
"ISaída de dados" "Consumo de água; Balanço de Massa" F_aa_CD8=F_vap_CD8+Perdas_CD8 "Cálculo do consumo de biomassa" F_oleo_CD8=0 eta_CD8_en*(F_oleo_CD8*4,185*PCI_oleo+F_=F_vap_CD8*(h_vap_CD8-h_aa_CD8)) F_cav_CD8=0,2*F_bio_CD8 F_cas_CD8=0,2*F_bio_CD8 F_cas_CD8=0,8*F_bio_CD8 "Balanço de Exergia na caldeira" I_CD8=((F_oleo_CD8*ex_oleo*1000+0,2*F_bio*1000)+F_aa_CD8*1000*((h_aa_CD8-ho)-To*(s_vap_Perdas_CD8*1000*((h_vap_CD8-ho)-To*(s_vap_Perdas_CD8*ex_perdas_CD8)/3600000 "[MW]" "Fluxos em base energética e exergética" F_ex_oleo_CD8=ex_oleo*F_oleo_CD8*1000/3 F_en_oleo_CD8=PCI_oleo*F_oleo_CD8*4,185	bio_CD8*4,185*(0,2*P0 o_CD8*ex_cav*1000+0, s_aa_CD8-so))- _CD8-so))- 3600000 5/3600	"[ton/h]" "[ton/h]" Cl_cav+0,8*PCI_cas)) "[ton/h]" "[ton/h]" 8*F_bio_CD8*ex_cas "[MW]" "[MW]"

F_ex_cas_CD8=ex_cas*F_cas_CD8*1000/3600000 F_en_cas_CD8=PCI_cas*F_cas_CD8*4,185/3600	) [M\ [Mי]"	∕V]" ∕V]"
F_en_vap_CD8=F_vap_CD8*h_vap_CD8*1000/360 F_ex_vap_CD8=F_vap_CD8*ex_vap_CD8*1000/36	M]" 00000 [M]" 000000	vv]" vv]"
"Relação exergia/energia das correntes" omega_oleo_CD8*F_en_oleo_CD8=F_ex_oleo_CD8 omega_cav_CD8*F_en_cav_CD8=F_ex_cav_CD8 omega_cas_CD8*F_en_cas_CD8=F_ex_cas_CD8 omega_vap_CD8*F_en_vap_CD8=F_ex_vap_CD8	"[adimens "[adimens "[adimens "[adimens	sional]" sional]" ional]" sional]"
"Rendimento Exergético" eta_CD8_ex*(F_oleo_CD8*ex_oleo+F_cav_CD8*ex_ ((h_vap_CD8-h_aa_CD8)-To*(s_vap_CD8-s_aa_CD4 "Produção específica"	_cav+F_cas_CD8*ex_ca 8)))*100"[%]"	s)=(F_vap_CD8*
P_esp_CD8=F_vap_CD8/ F_bio_CD8	"[adimensional]"	
" "CALDEIRA DE RECUPERAÇÃO 2" "Rendimento energético" eta_CDR2_en=0,9	"[adimensional]"	"
"Parâmetros calculados" "!Entrada de dados" {F_vap_CDR2=229.7} Perdas_CDR2=2,3 P_vap_CDR2= 100 T_vap_C_CDR2=500	"[ton/h]" "[ton/h]" "[bar]" "[ºC]"	
"Parâmetros calculados" T_vap_CDR2=T_vap_C_CDR2+273,15	"[K]"	
"Propriedades termodinâmicas do vapor superaqueo h_vap_CDR2=ENTHALPY(Steam_IAPWS;T=T_vap_C s_vap_CDR2=ENTROPY(Steam_IAPWS;T=T_vap_C ex_vap_CDR2=(h_vap_CDR2-ho)-To*(s_vap_CDR2-	ido" CDR2;P=P_vap_CDR2) DR2;P=P_vap_CDR2) so)	"[kJ/kg]" "[kJ/kg.K]" "[kJ/kg]"
ex_perdas_CDR2=ex_aa_CDR2		"[kJ/kg]"
" <mark>!Saída de dados"</mark> "Consumo de água; Balanço de Massa" F_aa_CDR2=F_vap_CDR2+Perdas_CDR2		"[ton/h]"
"Cálculo do consumo de licor" F_licor_CDR2*(eta_CDR2_en*PCI_licor*4,185)=F_va "[ton/h]"	ap_CDR2*(h_vap_CDR2	e-h_aa_CDR2)
"Balanço de Exergia na caldeira" I CDR2=(F licor CDR2*ex licor*1000+F sop CDR	2*1000*ex sop8+F aa	CDR2*1000*((h

I\_CDR2=(F\_licor\_CDR2\*ex\_licor\*1000+F\_sop\_CDR2\*1000\*ex\_sop8+F\_aa\_CDR2\*1000\*((h\_aa\_CDR2-ho)-To\*(s\_aa\_CDR2-so))-F\_vap\_CDR2\*1000\*((h\_vap\_CDR2-ho)-To\*(s\_vap\_CDR2-so))-Perdas\_CDR2\*1000\*ex\_perdas\_CDR2)/3600000"[MW]"

"Fluxos em base energética e exergética"

F\_ex\_licor\_CDR2=ex\_licor\*F\_licor\_CDR2\*1000/3600000 F\_en\_licor\_CDR2=PCI\_licor\*F\_licor\_CDR2\*4,185/3600 F\_en\_vap\_CDR2=F\_vap\_CDR2\*h\_vap\_CDR2\*1000/3600000 F\_ex\_vap\_CDR2=F\_vap\_CDR2\*ex\_vap\_CDR2\*1000/3600000 "[MW]" "[MW]" "[MVV]" "[MVV]"

### "Relação exergia/energia das correntes"

omega\_licor\_CDR2\*F\_en\_licor\_CDR2=F\_ex\_licor\_CDR2 "[adimensional]" omega\_vap\_CDR2\*F\_en\_vap\_CDR2=F\_ex\_vap\_CDR2 "[adimensional]"

### "Rendimento Exergético"

eta\_CDR2\_ex\*(F\_licor\_CDR2\*ex\_licor)=(F\_vap\_CDR2\*((h\_vap\_CDR2-h\_aa\_CDR2)-To\*(s\_vap\_CDR2-s\_aa\_CDR2)))\*100"[adimensional]"

"Produção específica" P\_esp\_CDR2\*F\_licor\_CDR2=F\_vap\_CDR2 "[adimensional]"

## "\_\_\_\_\_"

### "DISTRIBUIÇÃO1"

"Balanço de Energia"

h\_distr1=(F\_vap\_CD8\_dist\*h\_vap\_CD8+F\_vap\_CDR2\*h\_vap\_CDR2)/(F\_vap\_CD8\_dist+F\_va p\_CDR2) "[kJ/kg]" "Balanço de Massa" F\_dist1=F\_vap\_CD8\_dist+F\_vap\_CDR2 "[ton/h]"

# "Propriedades termodinâmicas do vapor distribuído" P\_distr1=100 "[bar]" T\_distr1=TEMPERATURE(Steam\_IAPWS;h=h\_distr1;P=P\_distr1) "[K]" T\_coletorAlta1=T\_distr1-273,15 "[°C]" s\_distr1=Entropy(Steam\_IAPWS;T=T\_distr1;P=P\_distr1) "[kJ/kg.K]" ex\_distr1=(h\_distr1-ho)-To\*(s\_distr1-so) "[kJ/kg]"

### "VÁLVULA REDUTORA de 100 bar para 46 bar"

{F\_aapap=0}

"[ton/h]"

"entrada"	
T_val_aap_C=T_distr1-273,15	"[ºC]"
T_val_aap=T_distr1	"[K]"
P_val_aap=P_distr1	"[bar]"
h_val_aap=h_distr1	"[kJ/kg]"
s_val_aap=s_distr1	"[kJ/kg.K]"
ex_val_aap=(h_val_aap-ho)-To*(s_val_aap-so)	"[kJ/kg]"
F_en_val_aap=F_aapap*h_val_aap/3600	"[MW]"
F_ex_val_aap=F_aapap*ex_val_aap/3600	"[MW]"

"saída" P_val_aas=46 h_val_aas=h_val_aap T_val_aas=TEMPERATURE( T_val_aas_C=T_val_aas-273 s_val_aas=ENTROPY(Steam ex_val_aas=(h_val_aas-ho)- F_en_val_aas=F_aapap*h_v F_ex_val_aas=F_aapap*ex	Steam_IAPWS;h=h_val_aas;P=P_val_ ;,15 n_IAPWS;T=T_val_aas;P=P_val_aas) Fo*(s_val_aas-so) ral_aas/3600 _val_aas/3600	"[bar]" "[kJ/kg]" [C]" "[ºC]" "[kJ/kg.K]" "[kJ/kg]" "[MW]"
"destruição de exergia na vál I_val_aapap=F_aapap*To*(s	vula" _val_aas-s_val_aap)/3600	"[MW]"
"Balanço de Massa na Distrib F_vap_CD8_dist+F_vap_CI	uição 1" DR2=F_ap8+F_aapap	"[ton/h]"
" "!TURBOGERADOR 8"		"
{F_sop_CDR1=11.2} {F_sop_CDR2=15.8}	"[ton/h]" "[ton/h]"	
"Entrada de dados"		
"F_ap8=411.4" P_ap8 =100 T_ap8_C =500 T_ap8=T_ap8_C +273,15	"[ton/h]" "[bar]" "[ºC]" "[K]"	
"Balanço de Massa na linha c F_sop8=F_sop_CDR1+ F_sop P_sop8 = 30	le sopragem" o_CDR2 "[ton/h]" "[bar]"	
"Valores gerais das extrações {F_mp8=164.7} P_mp8 = 12,5 P_bp8=4,0 P_cond8=0,6 F_cond8=10,0	s" "[ton/h]" "[bar]" "[bar]" "[bar]" "[ton/h]"	
"Balanço de Massa na turbina F_ap8=F_sop8+F_mp8+F_b	a" p8+F_cond8 "[ton/h]"	
Eta_t_1_8=0,80 Eta_t_2_8=0,75 Eta_t_3_8=0,70 Eta_t_4_8=0,65	"Eficiência isentrópica do primeiro e "Eficiência isentrópica do segundo "Eficiência isentrópica do terceiro e "Eficiência isentrópica do quarto es	estágio" estágio" estágio" etágio"
"!Primeiro estágio" h_ap8=ENTHALPY(Steam_IA s_ap8=ENTROPY(Steam_IA s_ise1_8=s_ap8	PWS;T=T_ap8;P=P_ap8) PWS;T=T_ap8;P=P_ap8)	"[kJ/kg]" "[kJ/kg.K]" "[kJ/kg]"

h_ise1_8=ENTHALPY(Steam_IAPWS;s=s_ise1_8;P=P_sop8) T_ise1_8=TEMPERATURE(Steam_IAPWS;s=s_ise1_8;P=P_sop8)	"[kJ/kg]" "[K]"
Eta_t_1_8=(h_ap8-h_sop8)/(h_ap8-h_ise1_8)	"Eficiência
T_sop8=TEMPERATURE(Steam_IAPWS;P=P_sop8;h=h_sop8)	"[K]"
T_sop8_C=T_sop8-273,15	"[°C]"
s_sops=ENTROPY(Steam_IAPWS;T=T_sops;P=P_sops) h ap8 =W pe 8+h sop8	"[KJ/Kg.K]" "Balanco de
Energia para o 1ºestágio" "[kJ/kg]"	Dalariço de
W_1_8=W_pe_8*F_ap8*1000/3600000	"[MVV]"
"" "!Segundo estágio"	
F_ap8= F_sop8+F_int1_8	"[ton/h]"
h_ise2_8=ENTHALPY(Steam_IAPWS;s=s_sop8;P=P_mp8)	"[kJ/kg]" "[k]/kg [k]"
T ise2 8=TEMPERATURE(Steam IAPWS:s=s sop8:P=P mp8)	[KJ/K <u>G</u> .K] "[K]"
Eta_t_2_8=(h_sop8-h_mp8)/(h_sop8-h_ise2_8)	"Definition of turbine
T_mp8=TEMPERATURE(Steam_IAPWS;P=P_mp8;h=h_mp8)	"[K]"
T_mp8_C=T_mp8-273,15	"[⁰C]" "[[4 ]/[4∞ ]/[]"
$s_mpo=c_mropression roots (steam_rapped s, r=r_mpo, r=r_mpo)$ h sop8 =W se 8+h mp8	"Balanco de
Energia para o 2ºestágio" "[kJ/kg]"	
W_2_8=W_se_8*F_int1_8*1000/3600000	"[MW]"
"!Terceiro estágio"	-
F_int1_8=F_mp8+F_int2_8	"[ton/h]"
h_ise3_8=ENTHALPY(Steam_IAPWS;s=s_mp8;P=P_bp8)	"[kJ/kg]"
S_ISE3_8=S_MP8 T ise3_8=TEMPERATURE/Steam_IAPWS:s=s_mn8:P=P_hn8)	"[KJ/Kg.K]" "[K]"
$E_{1}=1200 = 12000 = 12000 = 12000 = 12000 = 1200 = 1200 = 1200 = 1200$	"Definition of turbine
efficiency"	
T_bp8=TEMPERATURE(Steam_IAPWS;P=P_bp8;h=h_bp8)	"[K]" "[9C]"
s bp8=ENTROPY(Steam IAPWS:T=T bp8:P=P bp8)	[KJ/kg.K]"
h_mp8 =W_te_8+h_bp8	"Balanço de
Energia para o 3ºestágio" "[kJ/kg]"	<b>#FN 43 6 /3#</b>
VV_3_8=VV_le_8 F_INL2_8 1000/3600000 "	"
"!Quarto estágio"	
h_ise4_8=ENTHALPY(Steam_IAPWS;s=s_bp8;P=P_cond8)	"[kJ/kg]"
s_ise4_o=s_opo T_ise4_8=TEMPERATURE(Steam_IAPWS:s=s_bn8:P=P_cond8)	″[кJ/кg.К]″ "[К]"
$E_{1,0} = -2 = -2 = -2 = -2 = -2 = -2 = -2 = -$	"Definition of
I_cond8=IEMPERATURE(Steam_IAPWS;P=P_cond8;n=n_cond8) T_cond8_C=T_cond8-273,15	"[κ]" "[⁰C]"

x_cond=1 "[adimensional]" s_cond8=Entropy(Steam_IAPWS;x=x_cond h_bp8 =W_qe_8+h_cond8 Energia para o.4%estágio" "[k l/kg]"	d;P=P_cond8) "[kJ/kg.K]" "Balanço de
W_4_8=W_qe_8*F_cond8*1000/3600000	"[MW]"
"Potência total da turbina" W_Total_8=W_1_8+W_2_8+W_3_8+W_4 "	4_8 "[MW]" "
"Exergias Específicas das correntes" ex_ap8=(h_ap8-ho)-To*(s_ap8-so) ex_sop8=(h_sop8-ho)-To*(s_sop8-so) ex_mp8=(h_mp8-ho)-To*(s_mp8-so) ex_bp8=(h_bp8-ho)-To*(s_bp8-so) ex_cond8=(h_cond8-ho)-To*(s_cond8-so)	"[kJ/kg]" "[kJ/kg]" "[kJ/kg]" "[kJ/kg]" "[kJ/kg]"
"Destruição de Exergia na Condensação" "Condensado" P_condensado8=P_cond8 T_condensado=T_cond8 x_condensado=0 h_condensado=Enthalpy(Steam_IAPWS;P= s_condensado=Entropy(Steam_IAPWS;P=P ex_condensado=(h_condensado-ho)-To*(s_ F_ex_condensado=F_cond8*ex_condensa I_condensação=F_ex_cond8-F_ex_conden	"[bar]" "[K]" "[adimensional]" P_condensado8;x=x_condensado) "[kJ/kg]" _condensado8;x=x_condensado)"[kJ/kg.K]" _condensado-so) "[kJ/kg]" ado/3600 "[MW]" usado "[MW]"
"Fluxos de energia"         F_en_ap8=F_ap8*h_ap8/3600       "[N         F_en_sop8=F_sop8*h_sop8/3600       "[N         F_en_mp8=F_mp8*h_mp8/3600       "[N         F_en_bp8=F_bp8*h_bp8/3600       "[N         F_en_cond8=F_cond8*h_cond8/3600       "[N	Λ₩]" M₩]" Λ₩]" 1₩]" Λ₩]"
"Fluxos de Exergia"         F_ex_ap8=F_ap8*ex_ap8/3600       "[1         F_ex_sop8=F_sop8*ex_sop8/3600       "[1         F_ex_mp8=F_mp8*ex_mp8/3600       "[1         F_ex_bp8=F_bp8*ex_bp8/3600       "[1         F_ex_cond8=F_cond8*ex_cond8/3600       "[1	VVV]" VVV]" VVV]" VVV]" MVV]"
"Balanço de Exergia" I_tg8=F_ex_ap8-F_ex_sop8-F_ex_mp8-F_e "Destruição de Exergia na Sopragem" I_sop=F_ex_sop8 "	x_bp8-F_ex_cond8-W_total_8 "[MW]" [MW]"
"Omega" omega_ap8*F_en_ap8=F_ex_ap8 omega_mp8*F_en_mp8=F_ex_mp8 omega_bp8*F_en_bp8=F_ex_bp8 omega_W8*W_total_8=W_total_8	"[adimensional]" "[adimensional]" "[adimensional]" "[adimensional]"

### "Grau de Superaquecimento"

Tsat_mp8=T_SAT(Steam_IAPWS;P=P_mp8)	"[K]"
Tsat_bp8=T_SAT(Steam_IAPWS;P=P_bp8)	"[K]"
GS_mp8=T_mp8-Tsat_mp8	"[ºC]"
GS_bp8=T_bp8-Tsat_bp8	"[ºC]"

### "Rendimentos exergéticos"

eta\_ex1\_8\*(F\_ex\_ap8-F\_ex\_sop8-F\_ex\_mp8-F\_ex\_bp8-F\_ex\_cond8)=W\_total\_8 "[adimensional]" eta\_ex2\_8\*(F\_ex\_ap8)=(W\_total\_8+F\_ex\_sop8+F\_ex\_mp8+F\_ex\_bp8+F\_ex\_cond8) "[adimensional]"

# "CALDEIRA 6"

"Rendimento energético" eta\_CD6\_en= 0,67

"[adimensional]"

"[K]"

## "!Entrada de dados"

{F\_vap\_CD6= 111.8} "[ton/h]" {F\_vap\_CD6\_sop=2.2} "[ton/h]" Perdas\_CD6=1,1 "[ton/h]" F\_vap\_CD6\_dist=F\_vap\_CD6-F\_vap\_CD6\_sop "[ton/h]" P\_vap\_CD6= 46 "[bar]" T\_vap\_CD6\_C=430 "[°C]"

### "Parâmetros calculados" T\_vap\_CD6=T\_vap\_CD6\_C+273,15

### "Propriedades termodinâmicas do vapor superaquecido"

h\_vap\_CD6=ENTHALPY(Steam\_IAPWS;T=T\_vap\_CD6;P=P\_vap\_CD6) s\_vap\_CD6=ENTROPY(Steam\_IAPWS;T=T\_vap\_CD6;P=P\_vap\_CD6) ex\_vap\_CD6=(h\_vap\_CD6-ho)-To\*(s\_vap\_CD6-so)

ex\_perdas\_CD6=ex\_aa\_CD6

### "!Saída de dados"

"Consumo de água; Balanço de Massa" F\_aa\_CD6=F\_vap\_CD6+Perdas\_CD6

"Cálculo do consumo de biomassa"

F\_oleo\_CD6=0

eta\_CD6\_en\*(F\_oleo\_CD6\*4,185\*PCI\_oleo+F\_bio\_CD6\*4,185\*(0,2\*PCI\_cav+0,8\*PCI\_cas)) =F\_vap\_CD6\*(h\_vap\_CD6-h\_aa\_CD6)"[adimensional]"

F\_cav\_CD6=0,2\*F\_bio\_CD6 F\_cas\_CD6=0,8\*F\_bio\_CD6 "[ton/h]" "[ton/h]"

"[ton/h]"

"[ton/h]"

"[kJ/kg]"

"[kJ/kg.K]"

"[kJ/kg]"

"[kJ/kg]"

### "Balanço de Exergia na caldeira"

I\_CD6=((F\_oleo\_CD6\*ex\_oleo\*1000+0,2\*F\_bio\_CD6\*ex\_cav\*1000+0,8\*F\_bio\_CD6\*ex\_cas \*1000)+F\_aa\_CD6\*1000\*((h\_aa\_CD6-ho)-To\*(s\_aa\_CD6-so))-F\_vap\_CD6\*1000\*((h\_vap\_CD6-ho)-To\*(s\_vap\_CD6-so))-Perdas\_CD6\*ex\_perdas\_CD6)/3600000 "[MW]"

"Fluxos em base energética e exergética"

F_ex_oleo_CD6=ex_oleo*F_oleo_CD6*1000/360000 F_en_oleo_CD6=PCI_oleo*F_oleo_CD6*4,185/3600 F_ex_cav_CD6=ex_cav*F_cav_CD6*1000/3600000 F_en_cav_CD6=PCI_cav*F_cav_CD6*4,185/3600	00 "[MW]" "[MW]" "[MW]" "[MW]"
F_ex_cas_CD6=ex_cas*F_cas_CD6*1000/3600000 F_en_cas_CD6=PCI_cas*F_cas_CD6*4,185/3600	"[MW]" "[MW]"
F_en_vap_CD6=F_vap_CD6*h_vap_CD6*1000/3600 F_ex_vap_CD6=F_vap_CD6*ex_vap_CD6*1000/360	0000 "[MW]" 0000 "[MW]"
"Relação exergia/energia" omega_oleo_CD6*F_en_oleo_CD6=F_ex_oleo_CD6 omega_cav_CD6*F_en_cav_CD6=F_ex_cav_CD6 omega_cas_CD6*F_en_cas_CD6=F_ex_cas_CD6 omega_vap_CD6*F_en_vap_CD6=F_ex_vap_CD6	"[adimensional]" "[adimensional]" "[adimensional]" "[adimensional]"
"Rendimento Exergético" eta_CD6_ex*(F_oleo_CD6*ex_oleo+F_cav_CD6*ex_ ((h_vap_CD6-h_aa_CD6)-To*(s_vap_CD6-s_aa_CD6 "Produção específica"	cav+F_cas_CD6*ex_cas)=(F_vap_CD6* 5)))*100"[%]"
P_esp_CD6=F_vap_CD6/ F_bio_CD6	"[adimensional]"
"" "CALDEIRA DE RECUPERAÇÃO 1" "Rendimento energético" eta_CDR1_en=0,78	" "[adimensional]"
"Parâmetros calculados" "!Entrada de dados" {F_vap_CDR1= 162.4} Perdas_CDR1=1,6 P_vap_CDR1=46 T_vap_C_CDR1= 430	"[ton/h]" "[ton/h]" "[bar]" "[ºC]"
"Parâmetros calculados" T_vap_CDR1=T_vap_C_CDR1+273,15	"[K]"
"Propriedades termodinâmicas do vapor superaqueo h_vap_CDR1=ENTHALPY(Steam_IAPWS;T=T_vap_C s_vap_CDR1=ENTROPY(Steam_IAPWS;T=T_vap_CD ex_vap_CDR1=(h_vap_CDR1-ho)-To*(s_vap_CDR1-s	ido" :DR1;P=P_vap_CDR1) "[kJ/kg]" )R1;P=P_vap_CDR1) "[kJ/kg.K]" so) "[kJ/kg]"
ex_perdas_CDR1=ex_aa_CDR1	"[kJ/kg]"
" <mark>!Saída de dados"</mark> "Consumo de água; Balanço de Massa" F_aa_CDR1=F_vap_CDR1+Perdas_CDR1	"[ton/h]"
"Cálculo do consumo de licor" F_licor_CDR1*(eta_CDR1_en*PCI_licor*4,185)=F_va "[ton/h]"	p_CDR1*(h_vap_CDR1-h_aa_CDR1)

### "Balanço de Exergia na caldeira"

I\_CDR1=(F\_licor\_CDR1\*ex\_licor\*1000+F\_sop\_CDR1\*1000\*ex\_sop8+F\_aa\_CDR1\*1000\*((h\_aa\_CDR1-ho)-To\*(s\_aa\_CDR1-so))-F\_vap\_CDR1\*1000\*((h\_vap\_CDR1-ho)-To\*(s\_vap\_CDR1-so))-Perdas\_CDR1\*1000\*ex\_perdas\_CDR1)/3600000"[MW]"

### "Fluxos em base energética e exergética"

F_ex_licor_CDR1=ex_licor*F_licor_CDR1*1000/3600000	"[MW]"
F_en_licor_CDR1=PCI_licor*F_licor_CDR1*4,185/3600	"[MW]"
F_en_vap_CDR1=F_vap_CDR1*h_vap_CDR1*1000/3600000	"[MW]"
F_ex_vap_CDR1=F_vap_CDR1*ex_vap_CDR1*1000/3600000	"[MW]'

### "Relação exergia/energia"

omega\_licor\_CDR1\*F\_en\_licor\_CDR1=F\_ex\_licor\_CDR1 "[adimensional]" omega\_vap\_CDR1\*F\_en\_vap\_CDR1=F\_ex\_vap\_CDR1 "[adimensional]"

### "Rendimento Exergético"

eta\_CDR1\_ex\*(F\_licor\_CDR1\*ex\_licor)=(F\_vap\_CDR1\*((h\_vap\_CDR1-h\_aa\_CDR1)-To\*(s\_vap\_CDR1-s\_aa\_CDR1)))\*100"[adimensional]"

### "Produção específica"

P\_esp\_CDR1\*F\_licor\_CDR1=F\_vap\_CDR1 "[adimensional]"

F\_tot\_vap\_CDS=F\_vap\_CD8+F\_vap\_CD6+F\_vap\_CDR1+F\_vap\_CDR2

### . . .

"Rendimentos Percentuais"		
eta_CD8_ene=eta_CD8_en*100	"[%]"	
eta_CD6_ene=eta_CD6_en*100	"[%]"	
eta_CDR1_ene=eta_CDR1_en*100	"[%]"	
eta_CDR2_ene=eta_CDR2_en*100	"[%]"	
"		 i

### "DISTRIBUICÃO2"

"Balanço de Energia-incluindo água de desuperaquecimento"

h\_valaadistr\*(F\_aapap+F\_desupervalaap)=(F\_aapap\*h\_val\_aas+F\_desupervalaap\*h\_desup er) "[kJ/kg]"

\_\_\_\_\_

"Balanço de Energia"

h\_distr2=(F\_vap\_CD6\_dist\*h\_vap\_CD6+F\_vap\_CDR1\*h\_vap\_CDR1+(F\_aapap+F\_desuperv alaap)\*h\_valaadistr)/(F\_vap\_CD6\_dist+F\_vap\_CDR1+F\_aapap+F\_desupervalaap) "[kJ/kg]" "Balanço de Massa"

F\_dist2=F\_vap\_CD6\_dist+F\_vap\_CDR1+F\_aapap

"[ton/h]"

### "Propriedades termodinâmicas do vapor distribuído"

P_distr2=46	"[bar]"
T_distr2=TEMPERATURE(Steam_IAPWS;h=h_distr2;P=P_distr2)	"[K]"
T_coletoralta2=T_distr2-273,15	"[ºC]"
s_distr2=Entropy(Steam_IAPWS;T=T_distr2;P=P_distr2)	"[kJ/kg.K]"
ex_distr2=(h_distr2-ho)-To*(s_distr2-so)	"[kJ/kg]"

"Consumo de água de desuperaquecimento" "[ton/h]"

"[ton/h]"

F desuper8media=8

- F\_desuper8baixa=0
- F\_desuper4media=0
- F desuper4baixa=0.5
- F\_desuper5media=0
- F desuper5baixa=0
- F\_desuper7media=6,7
- F\_desuper7baixa=6,7
- F\_desupervalaap=0
- F\_desupervalapmp=0
- F\_desupervalapbp=0
- F\_desupervalmpbp=0

F\_desupertotal=F\_desuper8media+F\_desuper8baixa+F\_desuper4media+F\_desuper4baixa +F\_desuper5media+F\_desuper5baixa+F\_desuper7media+F\_desuper7baixa+F\_desuperval aap+F\_desupervalapmp+F\_desupervalapbp+F\_desupervalmpbp

### "Propriedades termodinâmicas da água de desuperaquecimento"

T_desuper_C=130	"[ºC]"	
T_desuper=T_desuper_C+273,15	"[K]"	
P_desuper=120	"[bar]"	
h_desuper=Enthalpy(Steam_IAPWS;T	[=T_desuper;P=P_desuper)	"[kJ/kg]"
s_desuper=Entropy(Steam_IAPWS;T=	=T_desuper;P=P_desuper)	"[kJ/kg.K]"
ex_dessuper=(h_desuper-ho)-To*(s_c	desuper-so)	"[kJ/kg]"

### 

### "!TURBOGERADOR 5"

"Entrada de dados"

{F\_ap5=0} P\_ap5 =P\_distr2 T\_ap5\_C =T\_distr2-273,15

{F\_mp5=0} P\_mp5 =12,5 P\_bp5=4,0

"Parâmetros" Eta\_t\_1\_5=0,6716 primeiro estágio" Eta\_t\_2\_5=0,3546 segundo estágio" "[ton/h]" "[bar]" "[C]"

> "[ton/h]" "[bar]" "[bar]"

"[kJ/kg.K]"

"Eficiência isentrópica do

"Eficiência isentrópica do

T\_ap5=T\_ap5\_C +273,15 "[K]" "!Primeiro estágio" h\_ap5=ENTHALPY(Steam\_IAPWS;T=T\_ap5;P=P\_ap5) "[kJ/kg]" s\_ap5=ENTROPY(Steam\_IAPWS;T=T\_ap5;P=P\_ap5) "[kJ/kg.K]" s\_ise1\_5=s\_ap5 "[kJ/kg.K]" h\_ise1\_5=ENTHALPY(Steam\_IAPWS;s=s\_ise1\_5;P=P\_mp5) "[kJ/kg]" T ise1 5=TEMPERATURE(Steam IAPWS;s=s ise1 5;P=P mp5) "[K]" Eta\_t\_1\_5=(h\_ap5-h\_mp5)/(h\_ap5-h\_ise1\_5) "Eficiência isentrópica do 1º estágio" T\_mp5=TEMPERATURE(Steam\_IAPWS;P=P\_mp5;h=h\_mp5) "[K]"

s\_mp5=EMPERATORE(Steam\_IAPWS;P=P\_mp5;n=n\_mp5) s\_mp5=ENTROPY(Steam\_IAPWS;T=T\_mp5;P=P\_mp5)

h_ap5 =W_pe_5+h_mp5 1ºestágio" "[k ]/kg]"	"Balanço de energia para o
W_1_5=W_pe_5*F_ap5*1000/3600000	"[MW]"
"!Segundo estágio" h_int_5=h_mp5 s_int_5=s_mp5 T_int_5=T_mp5 P_int_5=P_mp5 s_ise2_5=s_int_5	"[kJ/kg]" "[kJ/kg.K]" "[K]" "[bar]" "[kJ/kg.K]"
F_ap5= F_mp5+F_bp5 F_int_5=F_bp5	"[ton/h]" "[ton/h]"
h_ise2_5=ENTHALPY(Steam_IAPWS;s=s_ise2_5;P=P_bp5) T_ise2_5=TEMPERATURE(Steam_IAPWS;s=s_ise2_5;P=P_bp5) Eta_t_2_5=(h_int_5-h_bp5)/(h_int_5-h_ise2_5) efficiency" T_bp5=TEMPERATURE(Steam_IAPWS;P=P_bp5;h=h_bp5) s_bp5=ENTROPY(Steam_IAPWS;T=T_bp5;P=P_bp5) h_int_5 =W_se_5+h_bp5	"[kJ/kg]" "[K]" "Definition of turbine "[K]" "[kJ/kg.K]" "Balanço de Energia para
o 2ºestágio" "[kJ/kg]" W_2_5=W_se_5*F_int_5*1000/3600000	"[MW]"
"Exergias Específicas" ex_ap5=(h_ap5-ho)-To*(s_ap5-so) ex_mp5=(h_mp5-ho)-To*(s_mp5-so) ex_bp5=(h_bp5-ho)-To*(s_bp5-so)	"[kJ/kg]" "[kJ/kg]" "[kJ/kg]"
"!Saida de Dados" W_total_5=W_1_5+W_2_5	"[MW]"
"Fluxos de energia" F_en_ap5=F_ap5*h_ap5/3600 F_en_mp5=F_mp5*h_mp5/3600 F_en_bp5=F_bp5*h_bp5/3600	"[MVV]" "[MVV]" "[MVV]"
"Fluxos de Exergia" F_ex_ap5=F_ap5*ex_ap5/3600 F_ex_mp5=F_mp5*ex_mp5/3600 F_ex_bp5=F_bp5*ex_bp5/3600 "Destruição de Exergia" I_tg5=F_ex_ap5-F_ex_mp5-F_ex_bp5-W_total_5	"[MW]" "[MW]" "[MW]" "[MW]"
"Omega" omega_ap5*F_en_ap5=F_ex_ap5 omega_mp5*F_en_mp5=F_ex_mp5 omega_bp5*F_en_bp5=F_ex_bp5 omega_W5*W_total_5=W_total_5	"[adimensional]" "[adimensional]" [adimensional]" [adimensional]"
"Temperaturas" T_mp5_C=T_mp5-273,15 T_bp5_C=T_bp5-273,15	"[ºC]" "[ºC]"

"Grau de Superaquecimento"

"[K]"
"[K]"
"[ºC]"
"[ºC]"

### "Rendimentos exergéticos"

eta\_ex1\_5\*(F\_ex\_ap5-F\_ex\_mp5-F\_ex\_bp5)=W\_total\_5 "[adimensional]" eta\_ex2\_5\*F\_ex\_ap5=(W\_total\_5+F\_ex\_mp5+F\_ex\_bp5) "[adimensional]"

### "!TURBOGERADOR 7"

### "Entrada de dados"

{F\_ap7=257} P\_ap7 =P\_distr2 T\_ap7\_C =T\_distr2-273,15

"[ton/h]" "[bar]" "[°C]"

"[ton/h]"

"[bar]" "[bar]"

{F\_mp7=90}  $P_mp7 = 12,5$ P\_bp7=4,0

### "Parâmetros"

Eta_t_1_7=0,75	"Eficiência isentrópica do primeiro estágio"
Eta_t_2_7=0,65	"Eficiência isentrópica do segundo estágio"

### "Parâmetros calculados"

T_ap7=T_ap7_C +273,15	"[K]"
"!Primeiro estagio" h_ap7=ENTHALPY(Steam_IAPWS;T=T_ap7;P=P_ap7) s_ap7=ENTROPY(Steam_IAPWS;T=T_ap7;P=P_ap7) s_ise1_7=s_ap7 h_ise1_7=ENTHALPY(Steam_IAPWS;s=s_ise1_7;P=P_mp7) T_ise1_7=TEMPERATURE(Steam_IAPWS;s=s_ise1_7;P=P_mp7)	"[kJ/kg]" "[kJ/kg.K]" "[kJ/kg]" "[kJ/kg]" "[K]"
Eta_t_1_7=(h_ap7-h_mp7)/(h_ap7-h_ise1_7)	"Eficiência
Isentropica do 1º estagio" T_mp7=TEMPERATURE(Steam_IAPWS;P=P_mp7;h=h_mp7) s_mp7=ENTROPY(Steam_IAPWS;T=T_mp7;P=P_mp7) h_ap7 =W_pe_7+h_mp7 Encode a constant frict with the theory	"[K]" "[kJ/kg.K]" "Balanço de
$W_1_7=W_pe_7*F_ap7*1000/3600000$	"[MVV]"
"!Segundo estágio" h_int_7=h_mp7 s_int_7=s_mp7 T_int_7=T_mp7 P_int_7=P_mp7 s_ise2_7=s_int_7	"[kJ/kg]" "[kJ/kg.K]" "[K]" "[bar]" "[kJ/kg.K]"
F_ap7= F_mp7+F_bp7 F_int_7=F_bp7	"[ton/h]" "[ton/h]"
h_ise2_7=ENTHALPY(Steam_IAPWS;s=s_ise2_7;P=P_bp7) T_ise2_7=TEMPERATURE(Steam_IAPWS;s=s_ise2_7;P=P_bp7)	"[kJ/kg]" "[K]"

Eta_t_2_7=(h_int_7-h_bp7)/(h_int_7-h_ise2_7) turbine efficiency" T_bp7=TEMPERATURE(Steam_IAPWS;P=P_bp7;h=h_bp7) s_bp7=ENTROPY(Steam_IAPWS;T=T_bp7;P=P_bp7) h_int_7 =W_se_7+h_bp7 Energia para o 2ºestágio" "[kJ/kg]" W_2_7=W_se_7*F_int_7*1000/3600000	"Definition of "[K]" "[kJ/kg.K]" "Balanço de "[MW]"
"Exergias Específicas" ex_ap7=(h_ap7-ho)-To*(s_ap7-so) "[kJ/kg]" ex_mp7=(h_mp7-ho)-To*(s_mp7-so) "[kJ/kg]" ex_bp7=(h_bp7-ho)-To*(s_bp7-so) "[kJ/kg]"	
"!Saída de Dados" W_total_7=W_1_7+W_2_7 "[MW]"	
"Fluxos de energia" F_en_ap7=F_ap7*h_ap7/3600 "[MW]" F_en_mp7=F_mp7*h_mp7/3600 "[MW]" F_en_bp7=F_bp7*h_bp7/3600 "[MW]"	
"Fluxos de Exergia" F_ex_ap7=F_ap7*ex_ap7/3600 "[MW]" F_ex_mp7=F_mp7*ex_mp7/3600 "[MW]" F_ex_bp7=F_bp7*ex_bp7/3600 "[MW]" "Destruição de Exergia" I_tg7=F_ex_ap7-F_ex_mp7-F_ex_bp7-W_total_7 "[MW]"	
"Omega"omega_ap7*F_en_ap7=F_ex_ap7"[adimensional]"omega_mp7*F_en_mp7=F_ex_mp7"[adimensional]"omega_bp7*F_en_bp7=F_ex_bp7"[adimensional]"omega_W7*W_total_7=W_total_7"[adimensional]"	
"Temperaturas" T_mp7_C=T_mp7-273,15 "[º0 T_bp7_C=T_bp7-273,15 "[º	C]" 'C]"
"Grau de Superaquecimento""[KTsat_mp7=T_SAT(Steam_IAPWS;P=P_mp7)"[KTsat_bp7=T_SAT(Steam_IAPWS;P=P_bp7)"[KGS_mp7=T_mp7-Tsat_mp7"[0GS_bp7=T_bp7-Tsat_bp7"[0	]" ]" C]" C]"
"Rendimentos exergéticos" eta_ex1_7*(F_ex_ap7-F_ex_mp7-F_ex_bp7)=W_total_7 "[adir eta_ex2_7*F_ex_ap7=(W_total_7+F_ex_mp7+F_ex_bp7) "[adir	mensional]" nensional]"
"	"

"VÁLVULAS REDUTORAS" "AP/MP" {F\_apmp=0} "entrada"

"[ton/h]"
T_val_ap_C=T_distr2-273,15	"[ºC]"
T_val_ap=T_distr2	"[K]"
P_val_ap=P_distr2	"[bar]"
h_val_ap=h_distr2	"[kJ/kg]"
s_val_ap=s_distr2	"[kJ/kg.K]"
ex_val_ap=(h_val_ap-ho)-To*(s_val_ap-so)	"[kJ/kg]"
F_en_val_ap=F_apmp*h_val_ap/3600	"[MW]"
F_ex_val_ap=F_apmp*ex_val_ap/3600	"[MW]"

#### "saída"

P_val_mp=12,5	"[bar]"
h_val_mp=h_val_ap	"[kJ/kg]"
T_val_mp=TEMPERATURE(Steam_IAPWS;h=h_val_mp;P=P_val_mp)	"[K]"
T_val_mp_C=T_val_mp-273,15	"[ºC]"
s_val_mp=ENTROPY(Steam_IAPWS;T=T_val_mp;P=P_val_mp)	"[kJ/kg.K]"
ex_val_mp=(h_val_mp-ho)-To*(s_val_mp-so)	"[kJ/kg]"
F_en_val_mp=F_apmp*h_val_mp/3600	"[MW]"
F_ex_val_mp=F_apmp*ex_val_mp/3600	"[MW]"
"destruição de exergia na válvula"	
I_val_apmp=F_apmp*To*(s_val_mp-s_val_ap)/3600	"[MW]"
"AP/BP"	
{F apbp=0}	"[ton/h]"
"entrada"	
"iqual anterior"	
"saída"	
P val bp=4.0	"[bar]"
h val bp=h val ap	"[kJ/ka]"
T val bp=TEMPERATURE(Steam JAPWS:h=h val bp:P=P val bp)	"[K]"
T val hp C=T val hp-273 15	
s val bn=ENTROPY(Steam IAPWS:T=T val bn:P=P val bn)	"[k.]/kg K]"
ex val $hn-(h)$ val $hn-hn)-To^*(s)$ val $hn-sn)$	"[k ]/ka]"
$E = x val b = E a b b^* e val b h/3600$	
$F_{en}$ val bp=F_apbp*b, val bp/3600	"[[\/]\/]"
"destruição do exergio po véhulo"	
ucon uiçao uc excigia na valvula Livoli onbr-E onbr*To*(c. vol. br.c. vol. on\/3600	" <b>[N/N/</b> ]"
1_vai_apup=1_apup=10 (5_vai_up=5_vai_ap)/3000	

"Balanço de Massa para Distribuição 2" F\_dist2=F\_ap5+F\_ap7+F\_ap4+F\_apmp+F\_apbp

#### "!TURBOGERADOR 4"

"Entrada de dados"

"F\_ap4=15" P\_ap4 =P\_distr2 T\_ap4\_C =T\_distr2-273,15

{F\_mp4=0} P\_mp4 = 12,5 P\_bp4=4,0 "[ton/h]" "[bar]" "[ºC]"

"[ton/h]"

"[ton/h]" "[bar]" "[bar]"

"Parâmetros"

Eta_t_1_4=0,8006	"Eficiência
isentrópica do primeiro estágio"	"Eficiência
isentrópica do segundo estágio"	Eliciencia
······································	
$T_{20}/T_{20}$	"[[/]"
"Primeiro estágio"	[ת]
h_ap4=ENTHALPY(Steam_IAPWS;T=T_ap4;P=P_ap4)	"[kJ/kg]"
s_ap4=ENTROPY(Steam_IAPWS;T=T_ap4;P=P_ap4)	"[kJ/kg.K]"
s_ise1_4=s_ap4	"[kJ/kg.K]"
n_ISe1_4=ENTHALPY(Steam_IAPWS;S=S_ISe1_4;P=P_mp4) T ise1_4=TEMPERATURE(Steam_IAPWS;S=s_ise1_4;P=P_mp4)	"[KJ/K <u>G]</u> " "[K]"
	[N]
Eta_t_1_4=(h_ap4-h_mp4)/(h_ap4-h_ise1_4)	"Eficiência isentrópica do
T_mp4=TEMPERATURE(Steam_IAPWS;P=P_mp4;h=h_mp4)	"[K]"
s_mp4=ENTROPY(Steam_IAPWS;T=T_mp4;P=P_mp4)	"[kJ/kg.K]"
h_ap4 =W_pe_4+h_mp4	"Balanço de Energia
para o 1ºestágio" "[kJ/kg]"	" <b>[] \</b> \\\/]"
"!Segundo estágio"	
h_int_4=h_mp4	"[kJ/kg]"
s_int_4=s_mp4	"[kJ/kg.K]"
T_int_4=T_mp4	"[K]"
P_INt_4=P_Mp4 s ise2 4-s int 4	"[bar]" "[k ]/ka K]"
3_1302_ <b>T</b> =3_III(_T	
F_ap4= F_mp4+F_bp4 "Balanço de Massa"	"[ton/h]"
F_int_4=F_bp4	"[ton/h]"
h_ise2_4=ENTHALPY(Steam_IAPWS;s=s_ise2_4;P=P_bp4)	"[kJ/kg]"
T_ise2_4=TEMPERATURE(Steam_IAPWS;s=s_ise2_4;P=P_bp4)	"[K]" "Definition of turbing
Eta_t_2_4=(n_Int_4-n_bp4)/(n_Int_4-n_Ise2_4)	"Definition of turbine
T bp4=TEMPERATURE(Steam IAPWS;P=P bp4;h=h bp4)	"[K]"
s_bp4=ENTROPY(Steam_IAPWS;T=T_bp4;P=P_bp4)	"[kJ/kg.K]"
h_int_4 =W_se_4+h_bp4	"Balanço de Energia
para o 2ºestágio" "[kJ/kg]"	" <b>[N //\</b> /]"
W_2_4=W_3e_4 T_IIII_4 1000/3000000	
"Exergias Específicas"	
ex_ap4=(h_ap4-ho)-To*(s_ap4-so)	"[kJ/kg]"
$ex_mp4=(n_mp4-n_0)-10^{\circ}(s_mp4-s_0)$	"[KJ/KG]" "[k_l/ka]"
ex_ph+=(11_ph+-110)-10 (2_ph+-20)	
	" <b>[N/N/]</b> "
vv_lolal_4=vv_1_4+vv_2_4	[וערע ע
"Fluxos de energia"	
F_en_ap4=F_ap4*h_ap4/3600	"[MVV]"
F_en_mp4=F_mp4^n_mp4/3600 F_en_bp4=F_bp4*b_bp4/3600	"[IVIVV]" "[M\//]"
· ·	First with

"[MW]"
"[MW]"
"[MVV]"
"[MVV]"
"[adimensional]"
"[adimensional]"
"[adimensional]"
"[adimensional]"
"[°C]"
"[ºC]"
"[K]"
"เ้หา่"
"וס^יו
"[ºC]"

#### "Rendimentos exergéticos"

eta\_ex1\_4\*(F\_ex\_ap4-F\_ex\_mp4-F\_ex\_bp4)=W\_total\_4 "[adimensional]" eta\_ex2\_4\*F\_ex\_ap4=(W\_total\_4+F\_ex\_mp4+F\_ex\_bp4) "[adimensional]"

### "\_\_\_\_\_

#### "DISTRIBUIÇÃO 3" "Coletor de Média"

"Balanço de energia nas linhas de desuperaquecimento"

h\_8mpdistr=(F\_mp8\*h\_mp8+F\_desuper8media\*h\_desuper)/(F\_mp8+F\_desuper8media)"[k J/kg]"

h\_4mpdistr\*(F\_mp4+F\_desuper4media)=(F\_mp4\*h\_mp4+F\_desuper4media\*h\_desuper)"[k J/kg]"

h\_5mpdistr\*(F\_mp5+F\_desuper5media)=(F\_mp5\*h\_mp5+F\_desuper5media\*h\_desuper)"[k J/kg]"

h\_7mpdistr=(F\_mp7\*h\_mp7+F\_desuper7media\*h\_desuper)/(F\_mp7+F\_desuper7media)"[k J/kg]"

h\_valmpdistr\*(F\_apmp+F\_desupervalapmp)=(F\_apmp\*h\_val\_mp+F\_desupervalapmp\*h\_de super)"[kJ/kg]"

#### "Balanço de Energia"

h\_distr3=((F\_mp8+F\_desuper8media)\*h\_8mpdistr+(F\_mp4+F\_desuper4media)\*h\_4mpdistr +(F\_mp5+F\_desuper5media)\*h\_5mpdistr+(F\_mp7+F\_desuper7media)\*h\_7mpdistr+(F\_ap mp+F\_desupervalapmp)\*h\_valmpdistr)/(ProduçãoMédiaPressão) "[kJ/kg]"

"Propriedades termodinâmicas do vapor distribuído"

P_distr3=12,5	"[bar]"
T_distr3=TEMPERATURE(Steam_IAPWS;h=h_distr3;P=P_distr3)	"[K]"
T_coletormédia=T_distr3-273,15	"[ºC]"
s_distr3=Entropy(Steam_IAPWS;T=T_distr3;P=P_distr3)	"[kJ/kg.K]"
ex_dist3=(h_distr3-ho)-To*(s_distr3-so)	"[kJ/kg]"

"VÁLVULAS REDUTORAS" "MP/BP" F\_mpbp=0 "[ton/h]" "entrada" "[K]" T\_val\_mpbp\_entrada=T\_distr3 P\_val\_mpbp\_entrada=P\_distr3 "[bar]" h\_val\_mpbp\_entrada=h\_distr3 "[kJ/kg]" s\_val\_mpbp\_entrada=s\_distr3 "[kJ/kg.K]" ex\_val\_mpbp\_entrada=(h\_val\_mpbp\_entrada-ho)-To\*(s\_val\_mpbp\_entrada-so) "[kJ/kg]" F\_en\_val\_mpbp\_entrada=F\_mpbp\*h\_val\_mpbp\_entrada/3600 "[MW]" F\_ex\_val\_mpbp\_entrada=F\_mpbp\*ex\_val\_mpbp\_entrada/3600 "[MW]" "saída" P val mpbp saida=4,0 "[bar]" h\_val\_mpbp\_saida=h\_val\_mpbp\_entrada "[kJ/kg]" T val mpbp saida=TEMPERATURE(Steam IAPWS;h=h val mpbp saida;P=P val mpbp sai da) "[K] T\_val\_mpbp\_saida\_°C=T\_val\_mpbp\_saida-273,15 "[°C]" s\_mpbp\_saida=ENTROPY(Steam\_IAPWS;T=T\_val\_mpbp\_saida;P=P\_val\_mpbp\_saida) "[kJ/kg.K]" ex\_val\_mpbp\_saida=(h\_val\_mpbp\_saida-ho)-To\*(s\_mpbp\_saida-so) "[kJ/kg] F\_en\_mpbp\_saida=F\_mpbp\*h\_val\_mpbp\_saida/3600 "[MW]" F\_ex\_mpbp\_saida=F\_mpbp\*ex\_val\_mpbp\_saida/3600 "[MW]" "destruição de exergia na válvula" I val mpbp=F mpbp\*To\*(s mpbp saida-s val mpbp entrada)/3600 "[MW]" \_\_\_\_\_\_ "DISTRIBUICÃO 4" "Coletor de Baixa" "Balanço de energia nas linhas de desuperaquecimento" h 8bpdistr=(F bp8\*h bp8+F desuper8baixa\*h desuper)/(F bp8+F desuper8baixa) "[kJ/kg]' h\_4bpdistr=(F\_bp4\*h\_bp4+F\_desuper4baixa\*h\_desuper)/(F\_bp4+F\_desuper4baixa) "[kJ/kg]" h\_5bpdistr\*(F\_bp5+F\_desuper5baixa)=(F\_bp5\*h\_bp5+F\_desuper5baixa\*h\_desuper) "[kJ/kg]" h 7bpdistr=(F bp7\*h bp7+F desuper7baixa\*h desuper)/(F bp7+F desuper7baixa) "[kJ/kg]" h valbpdistr\*(F apbp+F desupervalapbp)=(F apbp\*h val bp+F desupervalapbp\*h desup er)"[kJ/kg]" h valmpbpdistr\*(F mpbp+F desupervalmpbp)=(F mpbp\*h val mpbp saida+F desuperval mpbp\*h\_desuper)"[kJ/kg]" "Balanco de Energia"

h\_distr4=((F\_bp7+F\_desuper7baixa)\*h\_7bpdistr+(F\_bp4+F\_desuper4baixa)\*h\_4bpdistr+(F \_bp5+F\_desuper5baixa)\*h\_5bpdistr+(F\_bp8+F\_desuper8baixa)\*h\_8bpdistr+(F\_apbp+F\_de supervalapbp)\*h\_valbpdistr+(F\_mpbp+F\_desupervalmpbp)\*h\_valmpbpdistr)/(ProduçãoBaix aPressão) "[kJ/kg]"

"Propriedades termodinâmicas do vapor distribuído"		
P_distr4=4	"[bar]"	
T_distr4=TEMPERATURE(Steam_IAPWS;h=h_distr4;P=P_distr	4) "[K]"	
T_coletorbaixa=T_distr4-273,15	"[°C]"	
s_distr4=Entropy(Steam_IAPWS;T=T_distr4;P=P_distr4)	"[kJ/kg.K]"	
ex_distr4=(h_distr4-ho)-To*(s_distr4-so)	"[kJ/kg]"	
И		"
"Energia Elétrica total"		
W ele total=W total 4+W total 5+W total 7+W total 8	"[MW]"	

#### "VARIÁVEIS INTEGRADAS" "GLOBAIS"

I\_total=I\_CD6+I\_CD8+I\_CDR1+I\_CDR2+I\_tg7+I\_tg4+I\_tg5+I\_tg8+I\_val\_apmp+I\_val\_ap bp+I\_val\_aapap+I\_val\_mpbp+I\_sop+I\_condensação "[MW]"

Insumo\_en=F\_en\_cav\_CD8+F\_en\_cas\_CD8+F\_en\_oleo\_CD8+F\_en\_cav\_CD6+F\_en\_cas\_CD 6+F\_en\_oleo\_CD6+F\_en\_licor\_CDR2+F\_en\_licor\_CDR1 "[MW]" Insumo\_ex=F\_ex\_cav\_CD8+F\_ex\_cas\_CD8+F\_ex\_oleo\_CD8+F\_ex\_cav\_CD6+F\_ex\_cas\_CD 6+F\_ex\_oleo\_CD6+F\_ex\_licor\_CDR2+F\_ex\_licor\_CDR1 "[MW]"

Insumo\_en\_aa=(h\_aa\_CD6\*F\_aa\_CD6+h\_aa\_CD8\*F\_aa\_CD8+h\_aa\_CDR1\*F\_aa\_CDR1+h\_ aa\_CDR2\*F\_aa\_CDR2)/3600 "[MW]" Insumo\_ex\_aa=(ex\_aa\_CD6\*F\_aa\_CD6+ex\_aa\_CD8\*F\_aa\_CD8+ex\_aa\_CDR1\*F\_aa\_CDR1+ ex\_aa\_CDR2\*F\_aa\_CDR2)/3600 "[MW]"

ProduçãoMédiaPressão=(F\_mp7+F\_desuper7media)+(F\_mp4+F\_desuper4media)+(F\_mp5+ F\_desuper5media)+(F\_mp8+F\_desuper8media)+(F\_apmp+F\_desupervalapmp) "[ton/h]"

ProduçãoBaixaPressão=(F\_bp7+F\_desuper7baixa)+(F\_bp4+F\_desuper4baixa)+(F\_bp5+F\_d esuper5baixa)+(F\_bp8+F\_desuper8baixa)+(F\_apbp+F\_desupervalapbp)+(F\_mpbp+F\_desupervalmpbp) "[ton/h]"

eta\_global\_en=(W\_ele\_total+F\_en\_mp7+F\_en\_bp7+F\_en\_mp4+F\_en\_bp4+F\_en\_mp5+F\_ en\_bp5+F\_en\_val\_mp+F\_en\_val\_bp+F\_en\_mp8+F\_en\_bp8+F\_en\_sop8+F\_en\_cond8-Insumo\_en\_aa)/Insumo\_en "[adimensional]"

eta\_global\_ex=(W\_ele\_total+F\_ex\_mp7+F\_ex\_bp7+F\_ex\_mp4+F\_ex\_bp4+F\_ex\_mp5+F\_e x\_bp5+F\_ex\_val\_mp+F\_ex\_val\_bp+F\_ex\_mp8+F\_ex\_bp8+F\_ex\_sop8+F\_ex\_cond8-Insumo\_ex\_aa)/Insumo\_ex "[adimensional]"

x\_vap8=F\_vap\_CD8/F\_tot\_vap\_CDS x\_vap6=F\_vap\_CD6/F\_tot\_vap\_CDS x\_vapCDR1=F\_vap\_CDR1/F\_tot\_vap\_CDS x\_vapCDR2=F\_vap\_CDR2/F\_tot\_vap\_CDS

"Condensado" "Cond\_Kamyr=3.1"

```
"Cond_MP1=23.1"
"Cond_MP3=7.6"
"Cond_MP4=9.1"
"Cond_MP6=46.3"
"Cond_MP7=73.9"
"Cond_MP9=43.3"
"Cond_Evap=126.2"
"Cond_CDR=2.8"
```

"Consumo de Vapor" "[ton/h]"

Consumo\_Kamyr\_b=15,9 Consumo\_Kamyr\_m=30,2

Consumo\_ESCO\_b=4,9 Consumo\_ESCO\_m=27,7

Consumo\_Branq\_desli\_b=6 Consumo\_Branq\_desli\_m=15,7

Consumo\_MP1\_b=22,3 Consumo\_MP1\_m=6,5

Consumo\_MP3\_m=0 Consumo\_MP3\_b=9,5

Consumo\_MP4\_b=8 Consumo\_MP4\_m=3,3

Consumo\_MP6\_m=0 Consumo\_MP6\_b=57,9

Consumo\_MP7\_b=12 Consumo\_MP7\_m=92,3

Consumo\_MP9\_b=39,6 Consumo\_MP9\_m=54,2

Consumo\_Evap\_b=121,4 Consumo\_Evap\_m=13,5

Consumo\_CDR\_m=0 Consumo\_CDR\_b=3,5

Consumo\_Caust\_b=1,7 Consumo\_Caust\_m=1,5

Blow\_Out\_m=0 Blow\_Out\_b=8,4

۳<u>\_\_\_\_\_</u>"

Consumo\_MédiaPressão=Consumo\_Kamyr\_m+Consumo\_ESCO\_m+Consumo\_Branq\_desli\_ m+Consumo\_MP1\_m+Consumo\_MP3\_m+Consumo\_MP4\_m+Consumo\_MP6\_m+Consumo\_ MP7\_m+Consumo\_MP9\_m+Consumo\_Evap\_m+Consumo\_CDR\_m+Consumo\_Caust\_m+Blo w\_Out\_m"[ton/h]" Consumo\_BaixaPressão=Consumo\_Kamyr\_b+Consumo\_ESCO\_b+Consumo\_Branq\_desli\_b+ Consumo\_MP1\_b+Consumo\_MP3\_b+Consumo\_MP4\_b+Consumo\_MP6\_b+Consumo\_MP7\_b +Consumo\_MP9\_b+Consumo\_Evap\_b+Consumo\_CDR\_b+Consumo\_Caust\_b+Blow\_Out\_b "[ton/h]"

Consumo\_desaerador=62,6"[ton/h]"

"Balanço de massa Produção e Consumo"

ProduçãoMédiaPressão=Consumo\_MédiaPressão+Perdas\_mp"[ton/h]" ProduçãoBaixaPressão=Consumo\_desaerador+Consumo\_BaixaPressão+Perdas\_bp"[ton/h]"

"Cond\_Total=Cond\_Kamyr+Cond\_MP1+Cond\_MP3+Cond\_MP4+Cond\_MP6+Cond\_MP7+Co nd\_MP9+Cond\_Evap+Cond\_CDR" Cond\_Total=0,5178\*(F\_desupertotal+Agua\_alim\_total)"[ton/h]" "Balanço de massa no desaerador" Retorno\_Desaerador=Cond\_Total+F\_cond8"[ton/h]" "Balanço de massa para cálculo da água de alimentação total" Agua\_alim\_total=Perdas\_CDR1+Perdas\_CDR2+Perdas\_CD6+Perdas\_CD8+F\_vap\_CD8+F\_v ap\_CD6+F\_vap\_CDR1+F\_vap\_CDR2"[ton/h]" Cond2\_MP7=83"[ton/h]" "Balanço de massa para cálculo do consumo de água desmineralizada" Consumo\_desmi+Cond2\_MP7+Consumo\_desaerador+Retorno\_Desaerador=F\_desupertotal

+Agua\_alim\_total"[ton/h]"



# APÊNDICE C - CORRENTES SISTEMA ATUAL

Corrente	Vazão Mássica (t/h)	Exergia (kJ/kg)	Fluxo de Energia (MW)	Fluxo de Exergia (MW)	Ω
1	0,99	42071	10,93	11,62	1,064
2	1,75	42071	19,26	20,49	1,064
3	8,88	11876	23,28	29,30	1,259
4	11,12	11876	29,14	36,69	1,259
5	44,48	8414	72,39	103,96	1,436
6	0,9	42071	9,89	10,52	1,064
7	77,42	14117	251,27	303,58	1,208
8	10,94	70,49	1,68	0,21	0,128
9	21,19	70,49	3,25	0,41	0,128
10	25,15	70,49	3,85	0,49	0,128
11	116,53	70,49	17,85	2,28	0,128
12	238,18	52,49	31,00	3,47	0,112
13	10,94	1239,60	9,88	3,77	0,381
14	21,19	1239,60	19,14	7,30	0,381
15	25,15	1239,60	22,72	8,66	0,381
16	116,53	1239,60	105,27	40,13	0,381
17	238,18	1239,60	215,16	82,01	0,381
18	55,00	1239,60	49,68	18,94	0,381
19	74,98	1239,60	67,73	25,82	0,381
20	269,98	1239,60	243,88	92,96	0,381
21	25	928,13	20,69	6,45	0,312
22	30	948,28	25,19	7,90	0,314
23	90	938,21	75,025	23,46	0,313

24	30,00	727,25	23,84	6,06	0,254
25	44,98	755,82	36,66	9,44	0,258
26	179,98	751,38	146,13	37,56	0,257
27		1239,60			
28	16,23	1239,60	14,66	5,59	0,381
29		1239,60			
30	23,28	1239,60	21,03	8,02	0,381
31		1066,07			
32	16,23	1066,07	14,66	4,81	0,328
33		911,03			
34	23,28	911,03	21,03	5,89	0,280



## **APÊNDICE D - CORRENTES SISTEMA MA1100**

Corrente	Vazão Mássica (t/h)	Entalpia/PCI (kJ/kg)	Exergia (kJ/kg)	Fluxo de Energia (MW)	Fluxo de Exergia (MW)	Ω
1	13,8167194		11876,00945	36,203604	45,579858	1,2589868
2	55,26687762	5859	8413,926928	89,946843	129,16985	1,4360688
3	0	39548,25	42071,34071	0	0	#DIV/0!
4	17,48330282	9432,99	11876,00945	45,811061	57,675519	1,2589868
5	69,93321127	5859	8413,926928	113,8163	163,44804	1,4360688
6	0	39548,25	42071,34071	0	0	#DIV/0!
7	45,08663716	12973,5	15460,09701	162,48097	193,62327	1,1916674
8	55,48848036	12973,5	15460,09701	199,96661	238,29369	1,1916674
9	112,9	554,4	75,08323	17,3866	2,3546935	0,1354315
10	187,2	554,4	75,08323	28,8288	3,904328	0,1354315
11	164	466,6	49,89473	21,256222	2,2729821	0,1069326
12	232	554,4	75,08323	35,728	4,838697	0,1354315
13	111,8	3276	1253,45883	101,738	38,92686	0,3826187
14	185,4	3375	1412,08883	173,8125	72,722575	0,4183967
15	162,4	3276	1253,45883	147,784	56,544921	0,3826187
16	229,7	3375	1412,08883	215,34375	90,099112	0,4183967
17	2,2	3276	1253,45883	2,002	0,7660026	0,3826187
18	3,6	3375	1412,08883	3,375	1,4120888	0,4183967
19	11,2	3098	1100,50343	9,6382222	3,4237884	0,3552303
20	15,8	3098	1100,50343	13,596778	4,8299873	0,3552303

21	1,1	554,4	75,08323	0,1694	0,0229421	0,1354315
22	1,8	554,4	75,08323	0,2772	0,0375416	0,1354315
23	1,6	466,6	49,89473	0,2073778	0,0221754	0,1069326
24	2,3	554,4	75,08323	0,3542	0,0479698	0,1354315
25	411,5	3375	1412,08883	385,78125	161,4096	0,4183967
26	27	3098	1100,50343	23,235	8,2537757	0,3552303
27	164,7	2938	909,79398	134,4135	41,623075	0,3096644
28	209,8	2776	698,30108	161,77911	40,695435	0,2515494
29	10	2568	327,21303	7,1333333	0,9089251	0,1274194
30	***	***	***	59,220306	59,220306	1
31	0	3375	1412,08883	0	0	#DIV/0!
32	0	3375	1311,31413	0	0	#DIV/0!
33	15	3276	1253,45883	13,65	5,2227451	0,3826187
34	0	2998	936,69933	0	0	#DIV/0!
35	15	2877	732,81363	11,9875	3,0533901	0,2547145
36	0	3276	1253,45883	0	0	#DIV/0!
37	0	3042	957,14548	0	0	#DIV/0!
38	0	2952	763,38928	0	0	#DIV/0!
39	257	3276	1253,45883	233,87	89,483033	0,3826187
40	90	3015	944,45668	75,375	23,611417	0,3132526
41	167	2853	724,31743	132,3475	33,600281	0,2538792
42	***	***	***	1,6625	1,6625	1
43	***	***	***	0	0	#DIV/0!
44	***	***	***	26,1475	26,1475	1
45	0	3276	1253,45883	0	0	#DIV/0!
46	0	3276	1079,63738	0	0	#DIV/0!
47	0	3276	1253,45883	0	0	#DIV/0!
48	0	3276	924,30123	0	0	#DIV/0!
49	0	2834	886,59263	0	0	#DIV/0!
50	0	2834	737,21948	0	0	#DIV/0!
51	62,6	2772	699,66778	48,202	12,166445	0,2524054
52	10	359,9	23,09893	0,9997222	0,0641637	0,0641815
53	0	554,4	75,08323	0	0	#DIV/0!
54	0	554,4	75,08323	0	0	#DIV/0!
55	0	554,4	75,08323	0	0	#DIV/0!
56	0	554,4	75,08323	0	0	#DIV/0!
57	8	554,4	75,08323	1,232	0,1668516	0,1354315
58	0	554,4	75,08323	0	0	#DIV/0!
59	0	554,4	75,08323	0	0	#DIV/0!
60		554.4	75,08323	1,0318	0,1397382	0,1354315
61	6,7	001,1				
01	6,7 0	554,4	75,08323	0	0	#DIV/0!
62	6,7 0 0,5	554,4 554,4	75,08323 75,08323	0 0,077	0 0,0104282	#DIV/0! 0,1354315
62 63	6,7 0 0,5 0	554,4 554,4 554,4	75,08323 75,08323 75,08323	0 0,077 0	0 0,0104282 0	#DIV/0! 0,1354315 #DIV/0!

As linhas de água de desuperaquecimento não estão representadas no fluxograma.

This document was created with Win2PDF available at <a href="http://www.win2pdf.com">http://www.win2pdf.com</a>. The unregistered version of Win2PDF is for evaluation or non-commercial use only. This page will not be added after purchasing Win2PDF.