

TESE

740

09-02-94
BIBLIOTECA
007

ESCOLA FEDERAL DE ENGENHARIA DE ITAJUBA

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

1993



ALOCAÇÃO DE CUSTOS SEGUNDO UMA VISÃO
EXERGÉTICA: APLICAÇÃO À COGERAÇÃO EM
INDÚSTRIAS DE PAPEL E CELULOSE

ROBERTO ALVES DE ALMEIDA

ORIENTADOR: PROF. Dr. AFONSO HENRIQUES MOREIRA SANTOS

CO-ORIENTADOR: PROF. JOSÉ LUZ SILVEIRA

CLASS 621.311.2:676 (043.2)

INT. A447 a

740

EFEI / BIBLIOTECA

ESTE LIVRO DEVE SER DEVOLVIDO NA

ÚLTIMA DATA CARIMBADA.

23/8/94	17/04/2000	13/12/04
09.12.96	07/02/00	23.5.07
21/08/97		
24.11.97	24/03/00	13/04/04
22.12.97	05/04/00	
08/05/98	03/05/00	
29.3.99	18.5.00	
07.4.99	03.6.2000	
12.4.99	16/06/00	
27.4.99	05/07/00	
04/05/99	06/11/00	
11.5.99	25.8.2001	
19.5.99		
24/05/00	07/02/03	
31-5-99		
25/9.99	24/02/03	
14/11/99		
16.11.99	26/03/03	
02/11/99	20.9.2003	
17/12/99	10.10.2003	

RESUMO

Neste trabalho se estuda o sistema de cogeração da CENIBRA - Celulose Nipo-Brasileira S.A. com o objetivo de custear o vapor nos dois níveis de pressão (3 e 13 kgf/cm²) e a eletricidade, que são fornecidos ao processo produtivo.

Inicialmente apresenta-se uma análise dos diversos procedimentos de alocação de custos em plantas de cogeração, então efetua-se um relato sucinto do desenvolvimento tecnológico da indústria papelreira e procede-se uma descrição dos vários processos de polpação, e também um posicionamento energético e econômico do setor a nível nacional e mundial. A seguir apresenta-se a metodologia de modelagem exérgica selecionada para ser aplicada à planta de cogeração da CENIBRA. Posteriormente efetua-se a modelagem econômica do sistema de cogeração (equipamentos e fluxos exérgicos) e se analisa os resultados obtidos com as modelagens exérgica e econômica. Finalmente são apresentadas as conclusões deste trabalho e as recomendações para trabalhos futuros. Também constam nesta dissertação quatro apêndices onde são apresentados os programas computacionais, uma metodologia de determinação dos laços de uma malha, com vistas ao desenvolvimento de trabalhos futuros.

ABSTRACT

This study is related to the cogeneration system of CENIBRA-Celulose Nipo-Brasileira S.A. in order to allow costing analysis. Such analysis process is accomplished into two steam levels (3 and 13 kgf/cm²), as well as electricity, which are all supplied to the production process.

Initially, it is analysed several costing allocation procedures in cogeneration plants. Afterwards it is presented a summary of the technological advances in the paper & cellulose industry. In addition, it is describe many cellulose production processes, as well as, the energetic and economical approach adopted nowadays, world wide and in Brazil. The study proceeds presenting the selected methodology and developing the exergetic modelling of the mentioned cogeneration plant.

It is also supplied an economic modelling of the cogeneration system and the related analysis of the obtained results.

Finally this work presents the final conclusions and recommendations for further improvements.

AGRADECIMENTOS

Agradeço a Deus, que me capacitou e me ajudou, quando nos momentos difíceis o busquei, me mostrando além do horizonte, a ele toda honra e glória deste trabalho.

"Confie no Senhor de todo o seu coração, nunca pense que a sua própria capacidade é suficiente para vencer os problemas. Em tudo quanto for fazer lembre-se de colocar Deus em primeiro lugar. Ele guiará os seus passos e voce andará pelo caminho do sucesso. Não fique cheio de si, pensando que sua própria sabedoria é a razão do seu sucesso. A verdadeira sabedoria é amar e obedecer ao Senhor."

Bíblia Sagrada (Provérbios 3:5-7)

A Elenice minha esposa e Isabela minha filha, que me apoiaram e venceram comigo mais esta etapa.

Aos professores Afonso e José Luz, meus orientadores, que me auxiliaram e me incentivaram.

Aos meus irmãos Dagoberto e Adalberto pelo apoio que recebi.

ÍNDICE

RESUMO	i
ABSTRACT	ii
AGRADECIMENTOS	iii
ÍNDICE	iv
RELAÇÃO DE FIGURAS	vii
RELAÇÃO DE TABELAS	ix
SIMBOLOGIA	x
CAPÍTULO 1 - INTRODUÇÃO	1
CAPÍTULO 2 - CARACTERÍSTICAS GERAIS DA PRODUÇÃO DE PAPEL E CELULOSE	10
2.1 - Histórico	10
2.2 - Processos Produtivos	13
2.2.1 - Pasta de Alto Rendimento	14
2.2.2 - Pasta Semi-química	15
2.2.3 - Polpação Química	17
2.2.3.1 - Polpação Química Alcalina	17
2.2.3.2 - Polpação Química ao Sulfito	23
2.3 - Perfil Econômico do Setor	23
2.3.1 - Produção mundial	23
2.4 - Perfil Energético do Setor	27

SIMBOLOGIA

SÍMBOLOS ROMANOS

A	Matriz custo
B	Vetor exergetico
b	Exergia especifica (MJ/ton)
C	Matriz Incidencia Branch-Nodal
c	Custo unitario de combustivel (US\$/ton)
CD	Matriz Branch-Loop
D	Vetor destruicao de exergia
d	Exergia destruida (MJ/h)
E	Vetor de interacoes exergeticas
e	Interao exergetica (MJ/h)
E*	Vetor de custos exergeticos
e*	Custo exergetico (MJ/h)
h	Entalpia especifica (MJ/ton)
I	Matriz incidencia
ia	Investimento atual
Id	Matriz Identidade
im	Investimento mensal
vm	Vazao massica (ton/h)
m	Numero de subsistemas
n	Numero de interacoes exergeticas
p	Pressao (kgf/cm ²)
pc	Producao de celulose (TSA/h)
pe	Producao equivalente de celulose por caldeira

e	Entrada
i	i-ésimo subsistema
j	j-ésima interação exergética
k	k-ésimo FCS
l	Local de destruição de exergia
p	produto
p'	produto, considerando-se que o sistema seja reversível
q	q-ésima caldeira
r	r-ésimo combustível
t	Árvore

SOBRESCRITOS

T	Transposição de matriz
-1	Inversão de matriz

ABREVIACIONES

FCS	Sistema de fluxo restrito (<i>flow constraint system</i>)
LFCS	União de sistemas de fluxos restritos (<i>linked flow constraint system</i>)
TSA	Toneladas de celulose seca ao ar
TSS	Toneladas de sólido seco
NR	Nó reversível

s	Entropia específica (MJ/ton K)
t	Temperatura (K)
t ₀	Temperatura ambiente (K)
Z	Vetor investimento
z	Custo de investimento (US\$/TSA)

SIMBOLOS GREGOS

α	Vida útil da planta de cogeração (meses)
β	Fator de recuperação de capital
ϵ	Custo de aquisição (US\$)
ι	Taxa mínima de atratividade (mensal)
η	Eficiência exergética (%)
σ	Constante de proporcionalidade entre o custo de Operação e manutenção, e o custo de aquisição
Π	Vetor exergoeconômico
π	Custo exergoeconômico (US\$/TSA)
ϕ	Custo de combustível consumido por cada caldeira (US\$/ton)
Ψ	Vetor custo de investimento
ψ	Custo de investimento (US\$)
θ	Custo de instalação (US\$)
τ	Horas mensais de operação (h)

SUBSCRITOS

a	Insumo
c	Co-árvore

RELAÇÃO DE TABELAS

CAPÍTULO 1

I.1 - Síntese dos métodos de alocação de custos em plantas de cogeração	3
--	---

CAPÍTULO 2

II.1 - Evolução da indústria papelreira	12
II.2 - Processos de obtenção de pastas de alto rendimento	14
II.3 - Processos semi-químicos	16
II.4 - Países produtores de papel e celulose em 1991	24
II.5 - Produção mundial de papel e celulose em 1991	25
II.6 - Evolução do consumo específico de energia	29

CAPÍTULO 3

III.1 - Dados de produção e consumo da CENIBRA	33
III.2 - Características dos fluxos da planta de cogeração	40

CAPÍTULO 4

IV.1 - Parâmetros para estimativa de custos	61
IV.2 - Custos do sistema de cogeração da CENIBRA	62
IV.3 - Características das interações exergéticas	72
IV.4 - Características dos subsistemas	73
IV.5 - Comparação dos métodos de alocação de custos	77

APÊNDICE D

D.1 - Comparação dos critérios de eficiência de 2ª lei	100
--	-----

4.2 - Diagrama de fluxo de caixa do investimento mensal	59
4.3 - Fluxo de biomassa	64
4.4 - Exergia da lenha	64
4.5 - Alocação de custos	67
4.6 - Diagrama de custos exergoeconômicos	71
4.7 - Esquema de fluxo	75
4.8 - Reta de custos	76

APÊNDICE A

A1.1 - Fluxograma do programa EXERGO	89
--------------------------------------	----

APÊNDICE C

C1.1 - Grafo	91
C1.2 - Laços do grafo	94

APÊNDICE D

D1.1 - Fluxos de exergia	96
D1.2 - Fluxo exergético através de uma válvula	98
D1.3 - Interação exergética em uma válvula	99

APÊNDICE B - Programa Auxiliar - EXERVAP	90
APÊNDICE C - Método para Determinação dos Laços de uma Malha	91
APÊNDICE D - Eficiência de Segunda Lei	96

CAPÍTULO 1 - INTRODUÇÃO

A indústria de papel e celulose representa hoje o quinto setor industrial brasileiro em consumo de energia e em receita. Dentre os diversos processos de obtenção de celulose, o processo kraft é responsável por 93,5% da produção nacional. Optou-se por estudar o sistema de cogeração de uma indústria que utiliza este processo, devido a importância do mesmo e porque ele requer a queima de um resíduo industrial, denominado lixívia, para reaproveitamento de insumos químicos. O calor resultante desta queima é utilizado para a geração de vapor de alta pressão, que posteriormente é convertido em energia elétrica e vapor de média e baixa pressão destinados a suprir as necessidades energéticas do processo produtivo.

Com a finalidade de atingir o objetivo proposto, que é o custeio da eletricidade e do vapor de baixa pressão (3 kgf/cm²) e de média pressão (13 kgf/cm²) fornecidos ao processo, procede-se a análise termoeconômica dos fluxos da planta de cogeração selecionada. Esta análise termoeconômica consiste numa combinação de critérios econômicos com variáveis termodinâmicas. Segundo Tsatsaronis & Valero (1989), variáveis baseadas na energia são insuficientes, pois a primeira lei da termodinâmica não identifica a parcela improdutiva da energia, sendo necessário incorporar a segunda lei. A denominação "análise termoeconômica" refere-se a metodologia que combina a segunda lei da termodinâmica (exergia) com análise econômica, daí designá-la de análise exergoeconômica.

Um sistema de cogeração pode ser visto como uma rede de fluxos, através da qual circulam energia térmica e elétrica. Os custos inerentes a estes fluxos são obtidos segundo critérios de repartição das despesas comuns e os métodos de alocação de custos não afetam, positivamente ou negativamente, os benefícios gerais da cogeração, mas podem influir na lucratividade da produção de energia mecânica e calor em diferentes formas.

Segundo Walter et alii (1991), na seleção do sistema de alocação de custos a ser adotado, alguns fatores devem ser considerados, quais sejam:

- importância relativa dos produtos, determinada pela finalidade da instalação e dos objetivos do investimento;
- consistência teórica do método e coerência dos procedimentos de repartição dos custos;
- importância relativa dos custos e receitas da cogeração em relação aos custos e receitas totais da produção;
- compatibilidade do procedimento com a prática contábil da empresa;
- complexidade da aplicação do mesmo face a eventuais restrições de pessoal qualificado e/ou recursos materiais e
- clareza do método, de forma a não suscitar dúvidas e desconfianças quanto aos resultados.

Várias metodologias de alocação de custos em plantas de cogeração são apresentadas por pesquisadores como Hu (1985); Marecki (1988); Gaggioli (1978) e Kehlhofer (1987). Uma análise destes métodos é apresentada por Walter et alii (1991), de modo a

permitir a seleção dos procedimentos mais adequados a cada planta de cogeração. A tabela I.1 apresenta as características de quinze diferentes métodos; doze são classificados como de alocação indireta, isto é, permitem o fracionamento do custo em parcelas de custos de investimento e de combustível, e os restantes são classificados como de alocação direta, ou seja, alocação em bloco. Nela estão descritos os procedimentos, a importância relativa dos produtos (eletricidade e calor na forma de vapor), e classificados os procedimentos como de produção conjunta ("joint production") ou como sub-produto ("by-production"). Se procede na tabela I.1 uma análise sistematizada dos métodos de alocação, não incorporando o procedimento que será utilizado neste trabalho.

TABELA I.1 - SÍNTESE DOS MÉTODOS DE ALOCAÇÃO DE CUSTOS EM PLANTAS DE COGERAÇÃO						
Nº	MÉTODO	ALOCAÇÃO	IMPORTÂNCIA RELATIVA	PRODUTO PRINCIPAL	BASE DE CÁLCULO DOS FATORES DE REPARTIÇÃO	APLICAÇÃO
1	Físico	Indireta	Prod. conj.	Não tem	Consumo de combustível na produção de cada produto	cogeração industrial
2	Equiv. Energ.	Indireta	Prod. conj.	Não tem	Equivalência energética entre eletricidade e calor	cogeração industrial

3	Exergético	Indireta	Prod. conj.	Não tem	Equivalência exergética entre eletricidade e calor	Uso geral
4	Stancescu-Badea	Indireta	Prod. conj.	Não tem	Uso de combustível para custos semi-fixos e variáveis, e análise da capacidade de produção para os fixos	cogeração industrial
5	Dinâmico	Indireta	Prod. conj.	Não tem	Métodos 1, 2 e 4 combinados em modelos de programação dinâmica	cogeração industrial
6	Econômico	Indireta	Prod. conj.	Não tem	Benefícios da cogeração são repartidos na proporção dos custos de geração exclusiva de cada produto	Uso geral

7	Termodinâmico	Indireta	Com subprod.	Eletric.	Calor equivalente energeticamente à eletricidade não gerada na cogeração; comparação com centrais de condensação	Calor distrital
8	"By-product work"	Indireta	Com subprod.	Calor	Custos excedentários à planta exclusiva de calor são atribuídos à eletricidade	cogeração industrial
9	Leung	Indireta	Com subprod.	Eletric.	Custos de capital alocados pelo método 8; os demais custos alocados pela despesa de combustível	cogeração industrial
10	Calor descontado	Indireta	Com subprod.	Eletric.	Uso de combustível; à eletricidade é alocado o consumo de uma central termoelétrica convencional	Calor distrital

11	Eletrici- dade descontada	Indireta	Com subprod.	Calor	Uso do combustível; à eletricidade é alocado o consumo equivalente à variação de entalpia do fluido na turbina	cogeração industrial
12	inremen- tal	Direta/ Indireta	Prod. conj.	Não tem	Custos da ampliação são integralmente alocados ao produto favorecido	cogeração industrial
13	Desconto igual	Direta	Prod. conj.	Não tem	Alocação igual entre eletricidade e calor	cogeração industrial
14	Marginal	Direta	Com subprod.	Eletric.	Custos adicionais ao de geração elétrica convensional são alocados ao calor	Calor distrital
15	Extração	Direta	Com subprod.	Calor	Os custos do turbo-gerador são alocados á eletricidade; os custos dos demais itens ao calor	cogeração industrial

Pode-se fazer a seguinte avaliação dos métodos citados:

- métodos inadequados quanto à aplicação - os procedimentos 7, 10 e 14 foram concebidos originalmente para aplicação em sistemas de calor distrital;
- métodos inadequados quanto à formulação - devido a serem simplistas e de certa forma de concepção grosseira, os métodos 13, 14 e 15 são inadequados;
- métodos inadequados quanto a concepção e praticidade - os métodos 5 e 9 são composições de outras metodologias, com alguns refinamentos, mas de modo geral, de aplicação complexa. Além do que, o procedimento 9 admite ser a eletricidade o principal produto de uma planta de cogeração, o que no Brasil é inadmissível a curto prazo;
- métodos adequados à cogeração industrial, mas inadequados ao estudo de caso - o método econômico, embora inicialmente concebido para as instalações de calor distrital, pode ser aplicado às indústrias, desde que os custos da geração, exclusiva de eletricidade, sejam associados às tarifas de fornecimento via concessionária. É o único procedimento em que a determinação dos fatores de repartição está fundamentada em conceitos de lógica econômica, e parece ser suficientemente consistente. Por sua vez, o procedimento "by-production" é bastante utilizado na cogeração, bem como na análise econômica inicial de uma planta de cogeração combinada construída pela primeira vez. São, portanto, métodos perfeitos a certos casos de cogeração industrial, mas inadequados às situações em que a cogeração já existe com certa tradição;

- métodos conceitualmente similares - os métodos denominados físico, equivalência energética e eletricidade descontada são de concepção teórica muito similares, e levam a resultados muito próximos. Diferenciam, basicamente, na determinação dos custos das ineficiências dos processos de conversão imputados aos produtos e

- métodos adequados ao estudo de caso - os métodos considerados adequados são o exergético, o Stancescu-Badea, a eletricidade descontada e o incremental.

Neste trabalho utilizar-se-á um procedimento que está alicerçado nos estudos de McGovern e O'toole (1992), que associa a topografia da planta com critérios exergéticos e econômicos, e será aplicado ao sistema de cogeração da indústria de papel e celulose CENIBRA - Celulose Nipo-brasileira S.A.

O procedimento adotado difere conceitualmente do procedimento exergético citado anteriormente, porque não considera a participação relativa dos produtos no custo total, mas custeia estes produtos baseando-se na configuração do sistema de cogeração e em critérios exergéticos e econômicos.

Esta dissertação contém no segundo capítulo um breve histórico da indústria de papel e celulose, uma descrição sucinta dos processos de produção e um posicionamento atual da indústria papeleira nacional e mundial. No terceiro capítulo efetua-se a modelagem exergética do sistema de cogeração de acordo com a metodologia selecionada, e no quarto capítulo associa-se critérios econômicos à análise exergética do terceiro capítulo. As conclusões referentes a metodologia adotada e as propostas de trabalhos

futuros contam no capítulo 5. Nos apêndices faz-se a apresentação do programa mestre e do programa auxiliar, e de uma técnica de análise de rede, que visa subsidiar desenvolvimentos futuros. No último apêndice desenvolve-se uma discussão de três definições de eficiência de segunda lei.

utilizados atualmente em processos industriais e em sistemas energéticos e econômicos da indústria papéis e celulose (Miguel, 1988).

O papel é obtido a partir de um produto intermediário denominado pasta de celulose, cuja constituição básica são fibras vegetais primárias, principalmente de madeira.

Existem três tipos de indústrias que se ocupam com a produção de papel e celulose: a indústria que produz a pasta celulose a partir de madeira e outras matérias-primas vegetais e a indústria que produz o papel a partir da pasta celulose.

1.1 - HISTÓRICO

O papel é um produto obtido a partir de fibras vegetais e minerais e é utilizado em diversas aplicações, desde a produção de livros até a fabricação de embalagens e produtos de higiene pessoal.

A indústria de papel e celulose é uma das mais importantes do Brasil, com uma produção anual de cerca de 10 milhões de toneladas. A indústria de papel e celulose é uma das mais importantes do Brasil, com uma produção anual de cerca de 10 milhões de toneladas. A indústria de papel e celulose é uma das mais importantes do Brasil, com uma produção anual de cerca de 10 milhões de toneladas.

CAPÍTULO 2 - CARACTERÍSTICAS GERAIS DA PRODUÇÃO DE PAPEL E CELULOSE

Neste capítulo apresenta-se a evolução dos processos de produção de papel e celulose, uma descrição dos processos utilizados atualmente em escala industrial, e os aspectos energéticos e econômicos da indústria papelreira nacional e mundial (Nigris, 1988).

O papel é obtido a partir de um produto intermediário denominado pasta de celulose, cuja constituição básica são fibras vegetais oriundas, principalmente de madeira.

O setor de papel e celulose se compõe basicamente de três tipos de indústrias: a indústria que somente produz a pasta de celulose; a indústria que produz o papel a partir da pasta comprada e a indústria que produz o papel a partir da matéria prima básica (madeira).

2.1 - HISTÓRICO

O homem desde os primórdios dos tempos tem utilizado materiais como pedra, pele de animais e papel para se comunicar ou registrar fatos, pensamentos ou idéias.

A história do papel remonta ao ano de 3700 AC no Egito, onde lâminas da planta cyperus papyrus eram justa-postas longitudinalmente e coladas. Após serem aparadas, lixadas e polidas obtinha-se uma folha fina e flexível denominado papiro, que passou a ser um importante item de exportação do Egito. A alta dos preços,

decorrência do elevado consumo internacional, provocou a utilização de um papel menos nobre feito de liber (camada entre a casca e o tronco) de certas árvores como o plátano, o olmo e a Tália.

Um autêntico processo de fabricação de papel originou-se na China no ano de 105 DC criado por Tsai Lun, que consistia na produção de papel a partir de uma pasta obtida pela fragmentação e cozimento de bambú, casca de amoreira, algodão, trapos de linho, etc. Uma peneira revestida de seda ou crina submergia da tina onde estava a pasta, formando uma folha pelo escoamento da água e após a prensagem era seca em muros aquecidos. Somente no século XI o processo de fabricação de papel ficou sendo conhecido por outras nações, pela sua introdução na Europa pelos árabes.

Os primeiros moinhos papeleros europeus datam do ano 1050 DC na Espanha. Na Europa foram introduzidas melhorias ao processo como o martelo fragmentador movido a força hidráulica, o filigrama, e a máquina de cilindros, construída pelos holandeses no início do século XVII, que elevou a produção em até 600% e cuja idéia básica permanece até hoje.

Somente após 1440 com o invento da imprensa por Gutemberg é que o papel obteve a devida importância, pois permitiu que os livros fossem publicados em maior número, pois até então, estes eram escritos a mão.

Apesar da revolução industrial, em meados do século XVIII, e da intensificação da indústria têxtil, ocorreu uma falta de trapos de linho e de algodão, o que forçou a busca de novas matérias primas, que foi alcançada em 1765, na Alemanha, por Schaffer. Este

publicou suas experiências de fabricação de papel com vegetais como serragem, palha, madeira e resíduos agrícolas.

A tabela II.1 mostra os desenvolvimentos mais relevantes da indústria de papel e celulose, que culminaram nos diversos processos de fabricação utilizados atualmente.

TABELA II.1 - EVOLUÇÃO DA INDÚSTRIA PAPELEIRA	
DATA	OCORRÊNCIAS
1774	O alemão Scheele descobria o efeito branqueador do cloro.
1798	O francês Nicolas Louis inventava a máquina de tela plana que fabricava papel em folhas contínuas.
1800	Mathias Koops patenteava o processo de polpação de palha, de destintamento e de reciclagem de papel usado.
1803	Invenção da máquina de Fourdrinier.
1807	Invenção da máquina de Donkin
1844	O alemão Friedrich G. Keller fabricava papel com polpa de madeira e trapos.
1854	Hugh Burgess patenteava o processo químico - processo soda - de separação das fibras de madeira para obtenção de polpa.

1867	Benjamim Tilghman desenvolvia o método de polpação ao sulfito - processo ácido.
1884	O alemão Carl Dahl desenvolvia o método de polpação ao sulfato - processo kraft.

2.2 - PROCESSOS PRODUTIVOS

O que caracteriza o processo produtivo da indústria de papel e celulose são as formas de obtenção das fibras de vegetais, denominadas processos de polpação, que utilizam, para isto, energia mecânica e/ou energia química.

Os processos de polpação se classificam em:

a) PROCESSOS MECÂNICOS

- mecânico: A madeira é atritada contra a pedra de um desfibrador. Este processo apresenta alto rendimento, pois, as perdas consistem de partículas finas e solúveis em água;

- termomecânico: Utiliza a energia térmica (vapor) para o amolecimento dos cavacos de madeira, seguida do desfibramento mecânico e

- quimitemecânico: Tratamento químico aquecido com posterior desfibramento.

b) PROCESSO SEMI-QUÍMICO: O tratamento químico elimina parcialmente os componentes não celulósicos da madeira e o desfibramento é feito posteriormente mecanicamente. Neste processo a energia mecânica é substancialmente reduzida e obtém-se uma melhor separação das fibras, porque a ação química destrói a adesão intercelular. O

U.S.S.
11/2

tratamento químico consiste na ação do Na_2SO_3 , Na_2CO_3 ou NaOH em elevada temperatura ($170\text{ }^\circ\text{C}$), ph próximo ao neutro.

c) PROCESSO QUÍMICO: Utiliza apenas energia química sob condições balanceadas de tempo, temperatura, pressão, carga e concentração. Ocorre uma alta taxa de deslignificação, obtendo-se fibras inteiramente individualizadas.

2.2.1- PASTA DE ALTO RENDIMENTO

A designação "pasta de alto rendimento" caracteriza qualquer processo cujo rendimento na transformação da matéria prima em pasta seja superior a 85%.

A tabela II.2 apresenta os principais processos de obtenção de pastas de alto rendimento.

TABELA II.2 - PROCESSOS DE OBTENÇÃO DE PASTAS DE ALTO RENDIMENTO		
TIPO DE PASTA	CARACTERISTICA DO PROCESSO	RENDIMENTO
Pasta mecânica de pedra	Desfibramento de madeira roliça em mó a pressão atmosférica.	95 - 97%
Pasta mecânica de desfibrador despressurizado	Desfibramento da madeira ou de seus resíduos em desfibrador de disco a pressão atmosférica.	94 - 95%

Pasta termomecânica	Desfibramento de cavacos ou resíduos lignocelulósicos em desfibrador a disco, previamente aquecidos com vapor.	92 - 95%
Pasta quimimecânica de pedra	Desfibramento de madeira roliça em mó, a pressão atmosférica, levemente tratada com reagentes químicos a quente.	91 - 93%
Pasta quimimecânica despressurizada	Desfibramento de madeira ou resíduos lignocelulósicos em desfibrador de disco, levemente tratados com reagentes químicos.	até 80%
Pasta quimitemomecânica	Desfibramento de cavacos e resíduos lignocelulósicos em desfibrador a disco pressurizado, levemente tratados com reagentes químicos.	80 - 93%
Pasta mecanoquímica	Pasta mecânica de mó e disco, e termomecânica, com tratamento químico após desfibramento.	< 90%

2.2.2- PASTA SEMI-QUÍMICA

o processo semi-químico se compõe de duas etapas: na primeira

os cavacos são tratados quimicamente ocorrendo a remoção parcial das hemiceluloses e lignina; na segunda etapa os cavacos ligeiramente amolecidos tem suas fibras separadas por tratamento mecânico. A tabela II.3 apresenta os principais processos semi-químicos.

TABELA II.3 - PROCESSOS SEMI-QUÍMICOS	
TIPO DE PASTA	CARACTERÍSTICA DO PROCESSO
Soda a frio	Desfibramento a pressão atmosférica de cavaco tratado com licor de NaOH.
Sulfito neutro	Cavacos aquecidos com vapor a pressão atmosférica, sulfito e carbonato de sódio, PH entre 8 e 9, e cozidos a temperatura de aproximadamente 170 °C por 15 a 60 minutos.
Soda a quente	Resíduos agrícolas aquecidos com vapor a pressão atmosférica, impregnados com NaOH (8 a 10 %) e cozidos com vapor a aproximadamente 170 °C por 15 a 60 minutos.
Sulfito ácido	Cozimento em condições menos drásticas ou pelo abaixamento de temperatura ou por teores mais altos de SO ₂ combinado, significando menor acidez.

Sulfato	Pasta obtida pela modificação do processo kraft, reduzindo-se a carga de reagentes ou o tempo e temperatura de cozimento. Usa-se NaOH + Na ₂ S à temperatura de aproximadamente 170 °C.
---------	--

2.2.3- POLPAÇÃO QUÍMICA

Os principais processos de polpação química são polpação química alcalina e polpação química ao sulfito, que serão descritos a seguir.

2.2.3.1- POLPAÇÃO QUÍMICA ALCALINA

Incorpora todos os processos em que a matéria prima é tratada com soluções alcalinas aquosa para a obtenção de pasta celulósica. Destaca-se o processo soda, cujo principal reagente é o hidróxido de sódio (NaOH) e o processo sulfato (kraft) que utiliza também o sulfeto de sódio (Na₂S).

a) PROCESSO SODA

Este processo responde por 5,7% da produção brasileira de pasta. Ele emprega o carbonato de sódio (Na₂CO₃) para recuperar as perdas de reagentes que ocorrem durante o cozimento. Este processo é similar ao processo kraft descrito a seguir e objeto deste estudo.

b) PROCESSO AO SULFATO (KRAFT)

Este processo responde por 93,5% da produção nacional de pasta celulósica. A figura 2.1 apresenta o ciclo simplificado do

processo Kraft. As toras de madeira são descascadas e lavadas repedidas vezes para retirada das impurezas antes de serem reduzidas a cavacos na cortadeira para facilitar o transporte e melhorar a eficiência do cozimento. Do pátio de estocagem de madeira, os cavacos são enviados ao digestor para cozer em licor de cozimento. o licor de cozimento é composto de licor branco e licor negro fraco que são obtidos do próprio processo de polpação e sua composição química é 5 mols de NaOH para 2 mols de Na₂S, além de pequenas quantidades de outros sais de sódio (carbonato. sulfito, etc). Concluído o cozimento, a massa resultante é descarregada para o tanque de descarga "blow tank" onde a polpa impregnada de licor negro é diluída com licor negro fraco. Posteriormente esta massa (polpa) é classificada e separada pelo separador de nós, que seleciona os cavacos grandes e mal cozidos. Então a polpa é lavada para retirada de praticamente todo licor negro (lixívia), que pode ser destinada ao digestor como licor branco ou ao blow tank como diluente de polpa, ou ainda, para o sistema de recuperação kraft. Após a lavagem a polpa passa por um sistema de peneiras onde pequenos pedaços mal cozidos são removidos, obtendo-se a pasta celulósica que pode ser enviada para branqueamento ou para a produção de papel não branqueado.

O processo de recuperação kraft visa recuperar os reagentes, eliminar o potencial poluidor dos efluentes e produzir parte do vapor de processo (75 a 80% em grandes unidades).

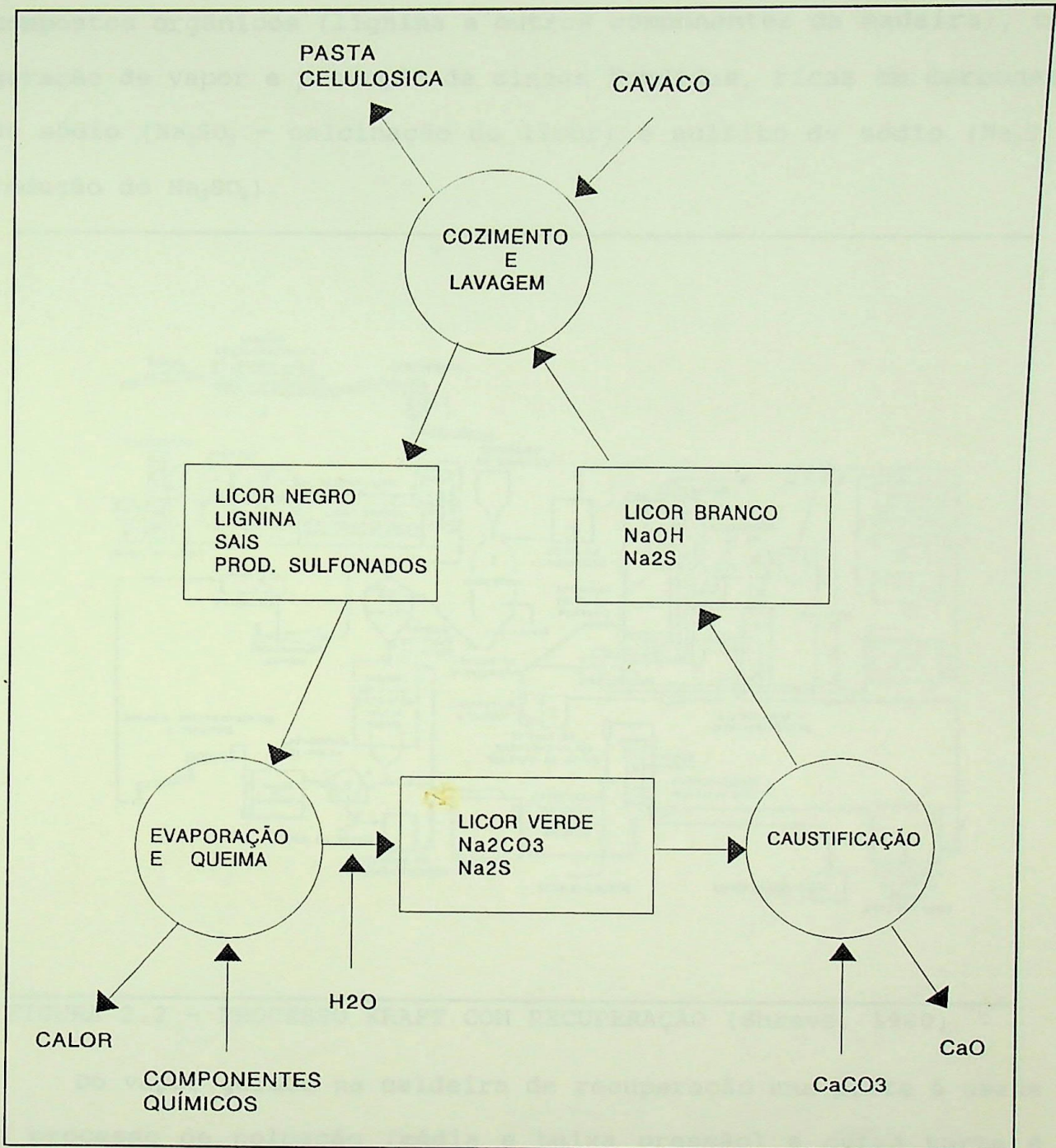


FIGURA 2.1 - CICLO SIMPLIFICADO DO PROCESSO KRAFT

O licor negro diluído (fraco), ao passar através de evaporadores de múltiplo efeito, torna-se licor negro concentrado (teor de sólidos da ordem de 60 a 70%). No tanque de mistura é adicionado Na₂SO₄ antes da fornalha de recuperação, onde ocorre a queima dos

compostos orgânicos (lignina e outros componentes da madeira), com geração de vapor e produção de cinzas fundidas, ricas em carbonato de sódio (Na_2SO_3 - calcinação do licor) e sulfeto de sódio (Na_2S - redução do Na_2SO_4).

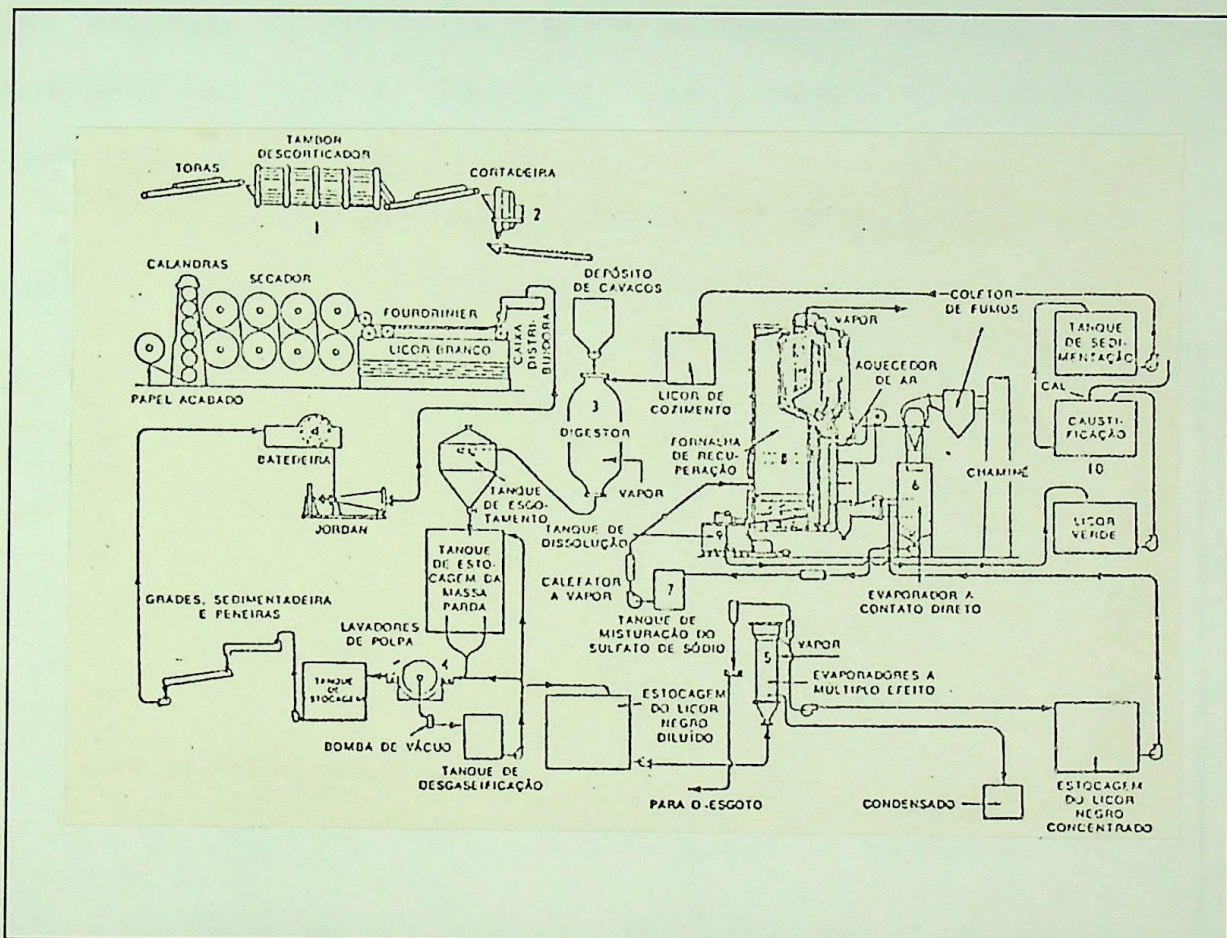


FIGURA 2.2 - PROCESSO KRAFT COM RECUPERAÇÃO (Shreve, 1980)

Do vapor gerado na caldeira de recuperação uma parte é usada no processo de polpação (média e baixa pressão) e outra parte é usada para geração de energia elétrica através de turbogeradores (sistema de cogeração).

A massa fundida é dissolvida em licor branco gerado no próprio processo, transformando-se em licor verde, rico em sulfeto de sódio, que é tratado com uma suspensão concentrada de hidróxido

de cálcio (Ca(OH)_2 - cal) para transformar o Na_2CO_3 em NaOH , produzindo o licor branco a ser reutilizado no processo. O cálcio se precipita sob a forma de carbonato de cálcio (CaCO_3) e é calcinado em forno rotativo para regenerar o óxido de cálcio (Ca - cal virgem). O óxido de cálcio é apagado com água fornecendo hidróxido de cálcio (Ca(OH)_2), que retorna ao processo para caustificação do licor verde.

A figura 2.3 apresenta o processo de recuperação kraft e a figura 2.4 mostra a característica ciclica deste processo.

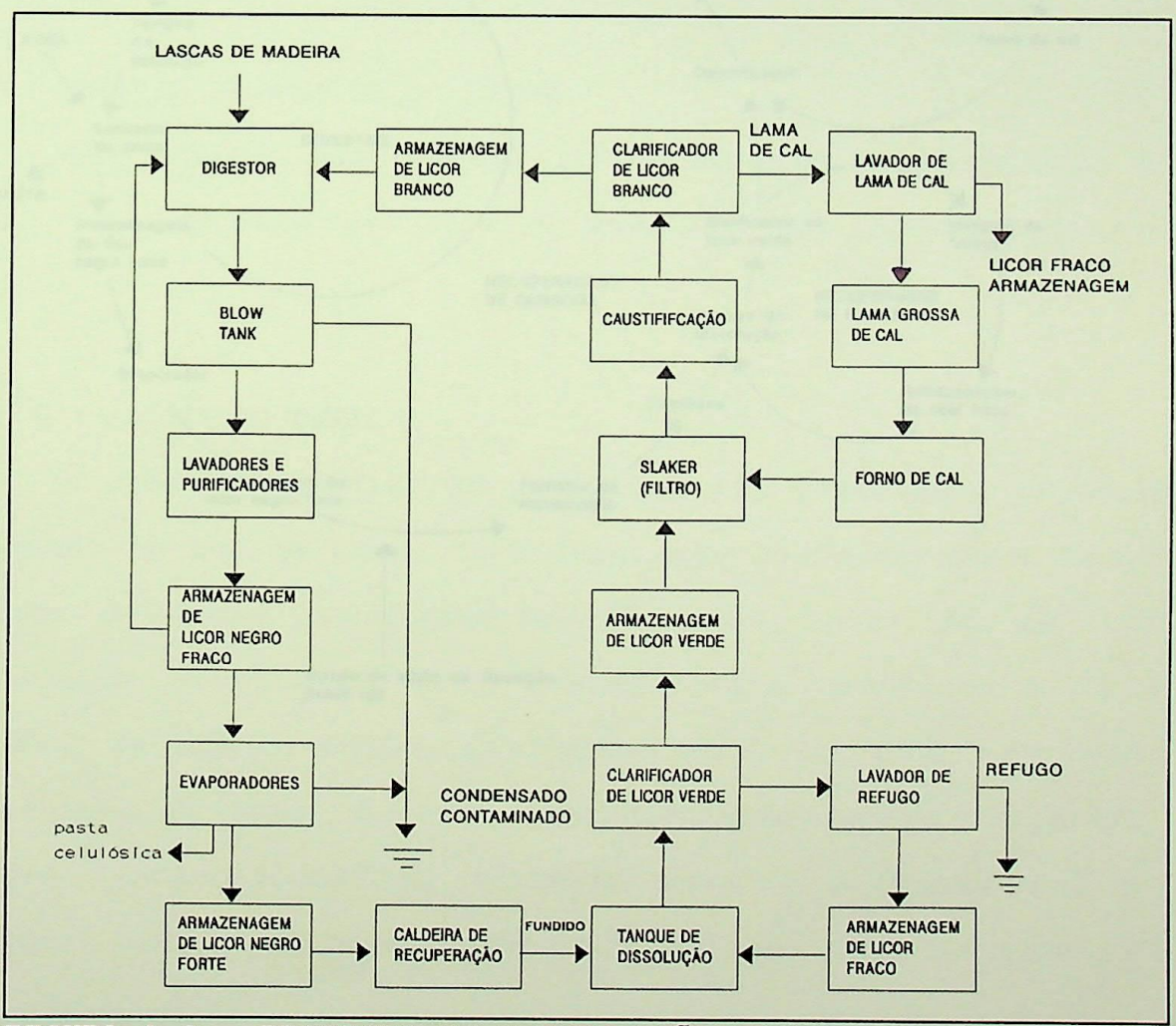


FIGURA 2.3 - PROCESSO DE RECUPERAÇÃO KRAFT

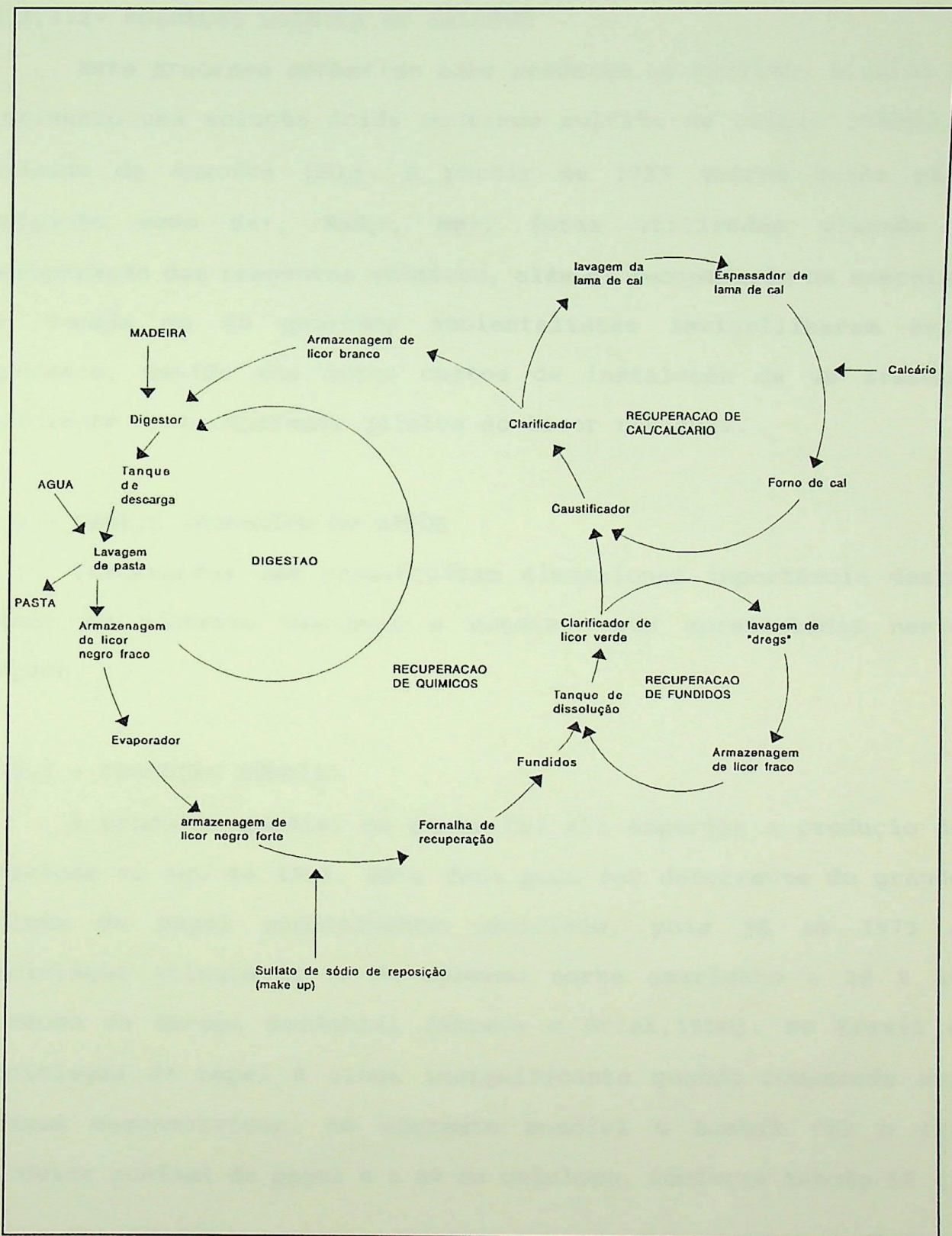


FIGURA 2.4 - CARACTERÍSTICA CICLICA DO PROCESSO DE RECUPERAÇÃO KRAFT (Nigris, 1988)

2.2.3.2- POLPAÇÃO QUÍMICA AO SULFITO

Este processo conhecido como processo ao sulfito, utiliza no cozimento uma solução ácida contendo sulfito de cálcio (CaSO_2) e dióxido de enxofre (SO_2). A partir de 1955 outras bases para polpação como Na^+ , NaH_4^+ , Mg^+ , foram utilizadas visando a recuperação dos reagentes químicos, além da recuperação de energia. Na década de 60 questões ambientalistas inviabilizaram este processo, devido aos altos custos de instalação de um sistema eficiente de recuperação química do licor residual.

2.3 - PERFIL ECONÔMICO DO SETOR

Informações que possibilitam dimensionar importância deste setor no contexto nacional e mundial, são apresentadas neste tópico.

2.3.1 - PRODUÇÃO MUNDIAL

A produção mundial de papel foi 41% superior a produção de celulose no ano de 1988. Este fato pode ser decorrente do grande volume de papel mundialmente reciclado, pois já em 1973 a reciclagem atingiu 22 % do consumo norte americano e 29 % do consumo da Europa ocidental (Shreve e Brink, 1980). No Brasil a reciclagem de papel é ainda insignificante quando comparado aos países desenvolvidos. No contexto mundial o Brasil foi o 11º produtor mundial de papel e o 8º de celulose, conforme tabela II.4.

TABELA II.4 - PAÍSES PRODUTORES DE PAPEL E CELULOSE EM 1991

PAIS	PAPEL	PAIS	CELULOSE
	x 10 ³ ton.		x 10 ³ ton.
1 - U.S.A	69.477	1 - U.S.A.	55.530
2 - Japão	24.624	2 - Canadá	23.679
3 - Canadá	16.638	3 - Japão	10.415
4 - China	12.645	4 - Suécia	10.307
5 - U.R.S.S.	10.750	5 - U.R.S.S	10.065
6 - Alemanha	10.576	6 - Finlândia	9.001
7 - Finlândia	8.653	7 - China	8.350
8 - Suécia	8.161	8 - BRASIL	4.296
9 - França	6.313	9 - Alemanha	2.358
10 - Itália	5.370	10 - França	2.190
11 - BRASIL	4.639	11 - Noruega	1.917
12 - Reino Unido	4.295	12 - África do Sul	1.885
13 - Coreia	3.659	13 - Espanha	1.665
14 - Espanha	3.429	14 - Portugal	1.472
15 - Taiwan	2.949	15 - Austria	1.455
16 - Austria	2.650	16 - Nova Zelândia	1.212
17 - México	2.593	17 - Tchecoslováquia	1.121
18 - Holanda	2.462	18 - Austrália	1.051
19 - Índia	1.915	19 - Índia	1.050
20 - Austrália	1.854	20 - Polônia	0.921

[FONTE ANFPC]

TABELA II.5 - PRODUÇÃO MUNDIAL DE PAPEL E CELULOSE EM 1991		
CONTINENTE	PAPEL	CELULOSE
	x 10 ³ ton.	x 10 ³ ton.
América do Norte	86.115	79.209
Europa	75.219	47.257
Ásia	49.454	22.019
América Latina	10.541	7.277
Austrália	2.555	2.263
África	2.455	2.526
TOTAL MUNDIAL	226.329	160.551

[FONTE ANFPC]

A América Latina responde por apenas 4,39 % da produção mundial de pasta e 6,82 % da produção de papel, como mostra a tabela II.5. A produção mundial de pasta em 1989 atingiu 161 milhões de toneladas, sendo 111 milhões de toneladas de pasta química, 35 milhões de toneladas de pasta mecânica e o restante de outros tipos de pastas. Neste ano foi produzida por processos químicos 88,40% da produção nacional de celulose, sendo que deste montante 92,90% foi obtida pelo processo kraft. A produção de embalagens consumiu 47,86% da produção nacional. O Eucalipto é a principal matéria prima da indústria nacional de celulose, com participação de 66,1% do total consumido em 1989, e também é relevante a participação do pinho (29,22%).

A região sul e sudeste são as grandes produtoras de papel e celulose, tanto que concentram aproximadamente 87% das indústrias nacionais de papel e 80% das indústrias de celulose.

Em 1989 o setor de papel e celulose foi o 5º setor industrial brasileiro, com faturamento de US\$ 5,7 bilhões, o que representa 1,2% do PIB. Ele foi responsável por 139.526 empregos diretos, sendo 86.251 na área industrial e 53.275 na área florestal. Foram exportadas 1.003.599 ton. de celulose e 898.882 ton. de papel, que representou um faturamento de US\$ 1.296 milhões e foram importadas 113.857 toneladas de pasta e 321.802 toneladas de papel. Estas importações são de celulose de fibra longa branqueada, pastas e aparas, e de papel imprensa.

O consumo de papel e papelão versus renda per capita é mostrada na figura 2.5 e indica uma tendência de crescimento do consumo de papel, devido ao desenvolvimento natural das nações, pois verifica-se haver uma relação íntima do nível de desenvolvimento com o consumo de papel.

O consumo per capita brasileiro em 1989 foi de 30 kg, bem inferior ao americano, que foi de 280 kg.

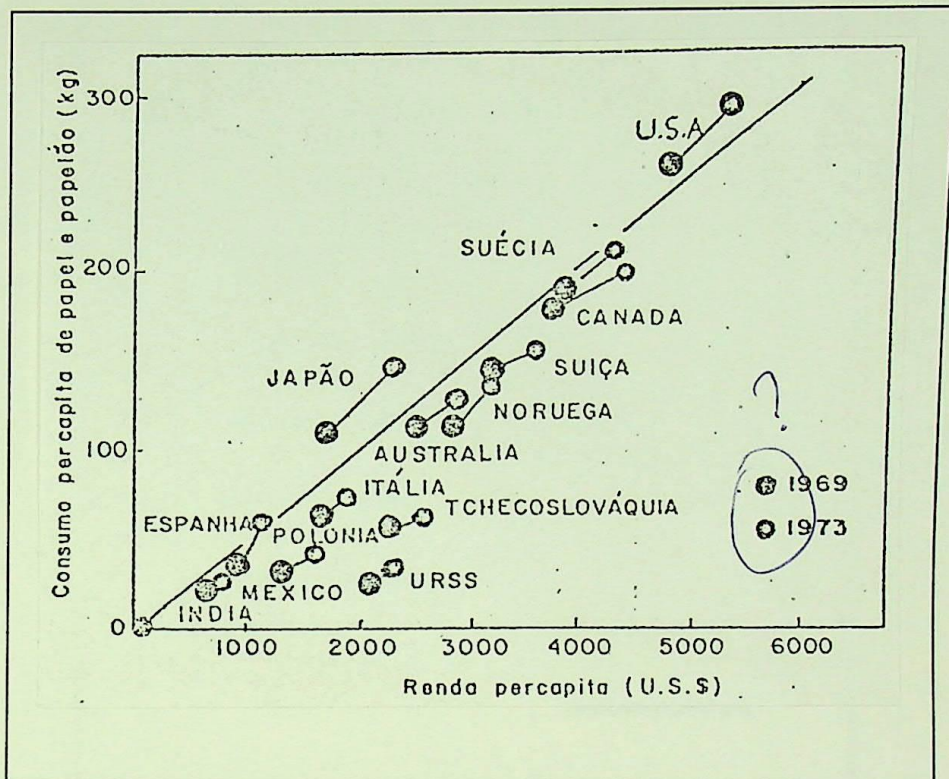


FIGURA 2.5 - CONSUMO DE PAPEL E PAPELÃO VERSUS RENDA PER CAPTA (Smook, 1988)

2.4 - PERFIL ENERGÉTICO DO SETOR

O setor indústriar foi o maior consumidor nacional de energia, responsável por 40,86 % do consumo total no ano de 1991, o que equivale a 67.447×10^3 tep. Dos seguimentos que compõem o setor industrial, a indústria de papel e celulose foi o 5º maior consumidor com 5.543×10^3 tep, conforme o balanço energético nacional (BEN, 1992).

A indústria de papel e celulose utiliza basicamente a energia elétrica e a energia térmica para circulação, aquecimento e evaporação de água. A figura 2.6 mostra a participação dos insumos energéticos no consumo de energia do setor papeleiro no ano de 1989.

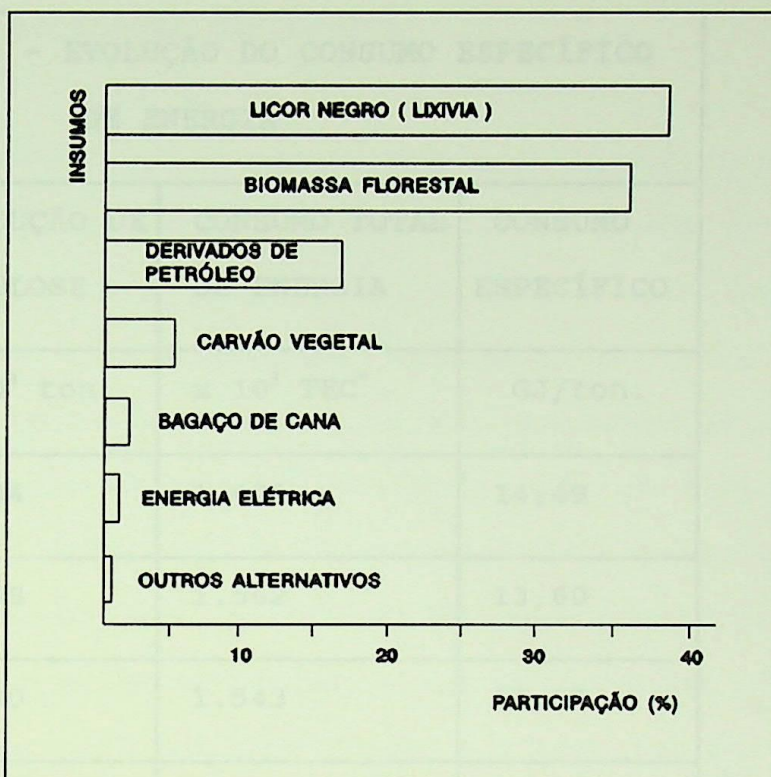


FIGURA 2.6 - PARTICIPAÇÃO DOS INSUMOS ENERGÉTICOS NO CONSUMO DE ENERGIA DO SETOR PAPELEIRO *1989*

Definindo-se consumo específico como a relação entre o consumo global de energia e a equivalente produção de celulose, verifica-se pela tabela II.6 que a partir de 1985 o consumo específico elevou-se, por se considerar o consumo do licor negro e outras biomassas.

TABELA II.6 - EVOLUÇÃO DO CONSUMO ESPECÍFICO
DE ENERGIA

ANO	PRODUÇÃO DE CELULOSE	CONSUMO TOTAL DE ENERGIA	CONSUMO ESPECÍFICO
	x 10 ³ ton.	x 10 ³ TEC*	GJ/ton.
1979	4.084	1.431	14,49
1980	4.848	1.562	13,60
1981	4.630	1.543	14,07
1982	4.884	1.597	13,80
1983	4.999	1.653	13,96
1984	5.503	1.792	13,75
1985	5.685	2.950	21,91
1986	6.086	3.096	21,48
1987	6.266	3.144	21,18
1988	6.409	3.324	21,90
1989	6.523	3.329	21,54

[FONTE-ANFPC]

(*) - tonelada equivalente de óleo combustível (TEC)

CAPITULO 3 - MODELAGEM EXERGÉTICA

A crescente alta dos custos dos insumos energéticos tem gerado uma preocupação no setor industrial quanto a racionalização no uso da energia, estimulando a utilização de sistemas de cogeração, que visa a produção combinada de calor e trabalho a partir de um único combustível, e que apresenta grandes vantagens como a utilização de combustíveis originados no próprio processo e o fornecimento confiável de energia elétrica e mecânica.

A falta de uma política de comercialização de energia elétrica entre auto-produtores e concessionárias é um fator que impede a maximização dos benefícios da cogeração, daí as indústrias não buscarem a produção de excedentes, mas apenas a auto-suficiência.

O sistema de cogeração em análise neste trabalho opera em regime de paridade térmica, isto é, a energia térmica fornecida ao processo de fabricação é igual a requerida, enquanto que parte complementar à energia elétrica auto-gerada é comprada da concessionária. Adotou-se como parâmetro de referência a produção diária de celulose, a partir da qual pode-se determinar as necessidades de energia elétrica, energia térmica e combustíveis, e também a produção de lixívia pelo processo.

A metodologia de modelagem adotada para a análise exergética é baseada no trabalho de McGovern e O'toole (1992), que utiliza o conceito de interação líquida de exergia e analisa os fluxos destas interações ao invés dos usuais fluxos exergéticos.

3.1 - SISTEMA DE COGERAÇÃO

O sistema de cogeração da CENIBRA (figura 3.1), com 40 MW de potência, se compõe, basicamente, de uma caldeira de recuperação (A) com capacidade nominal de 220 ton/h de vapor, utilizando como combustível a lixívia produzida no próprio processo produtivo, e duas caldeiras de biomassa (B,C) com capacidade nominal de 75 ton/h de vapor cada uma, que consomem basicamente resíduos e casca de madeira. Todas as caldeiras utilizam óleo combustível para dar partida. Elas promovem a geração de vapor à alta pressão (65 kgf/cm² e 450 °C), que em uma turbina de condensação (E) com duas extrações é reduzido a vapor de média pressão (13 kgf/cm² e 270 °C) e baixa pressão (3 kgf/cm² e 170 °C), e também gera energia elétrica para suprir tanto o processo produtivo (M), como outros setores (P) da planta industrial. O turbo-gerador (E) está conectado à rede da concessionária local (L), a Companhia Energética de Minas Gerais - CEMIG, da qual adquire uma quantidade de energia elétrica complementar. O condensado oriundo do processo produtivo e do condensador (I) é lançado no tanque de água quente (J) juntamente com a água de reposição. A bomba (G) envia esta água quente para o desaerador (K), onde tem sua temperatura acrescida em 60 °C pelo vapor de baixa pressão. Finalmente a bomba (H) a envia para as caldeiras á 65 kgf/cm², completando-se, assim, o ciclo.

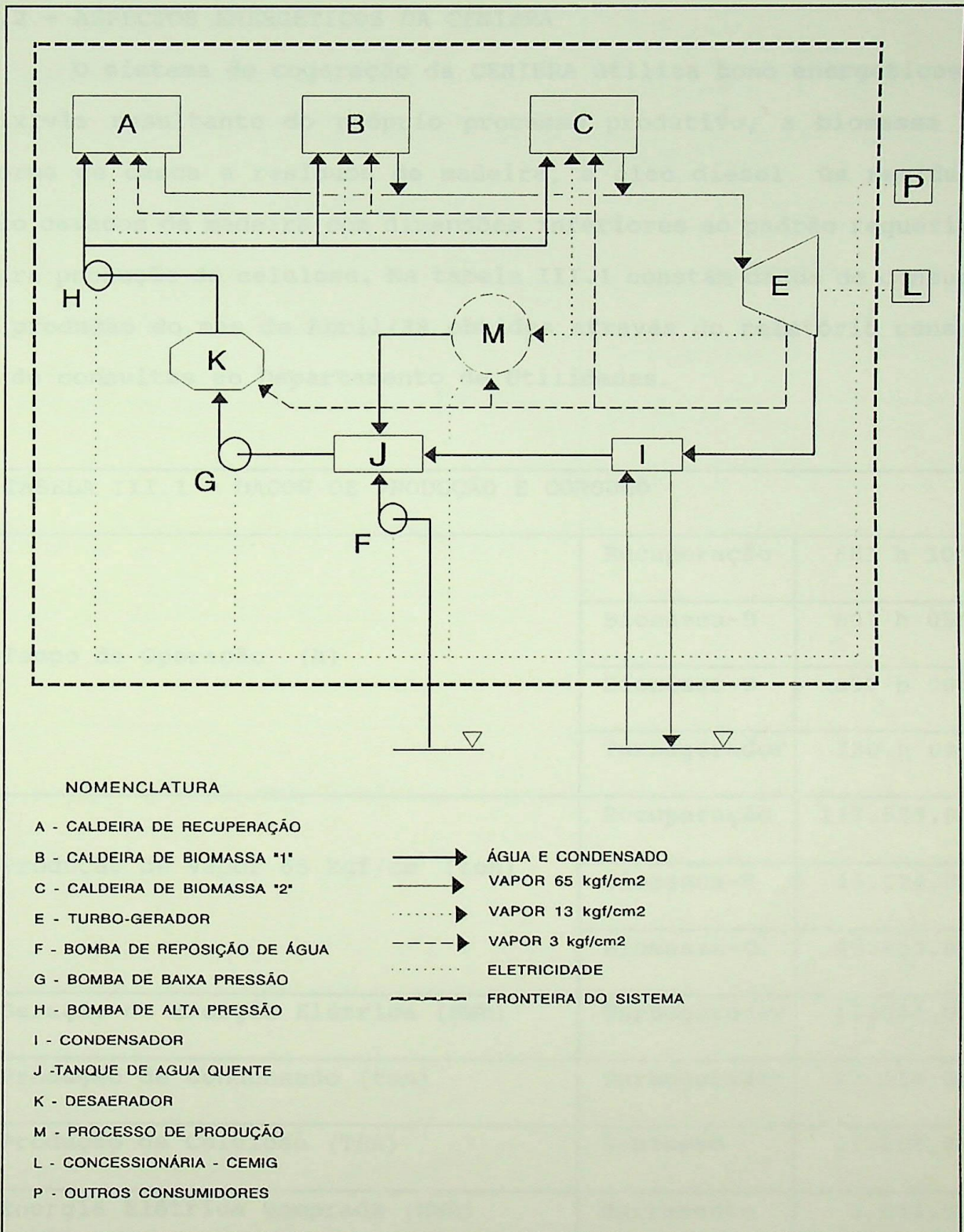


FIGURA 3.1 - SISTEMA DE COGERAÇÃO (CENIBRA)

3.2 - ASPECTOS ENERGÉTICOS DA CENIBRA

O sistema de cogeração da CENIBRA utiliza como energéticos a lixívia resultante do próprio processo produtivo, a biomassa na forma de casca e resíduos de madeira, e óleo diesel. Os resíduos são cavacos de madeira com dimensões inferiores ao padrão requerido para produção de celulose. Na tabela III.1 constam dados de consumo e produção do mes de Abril/88 obtidos através do relatório mensal e de consultas ao Departamento de Utilidades.

TABELA III.1 - DADOS DE PRODUÇÃO E CONSUMO		
Tempo de Operação (h)	Recuperação	683 h 10'
	Biomassa-B	697 h 05'
	Biomassa-C	697 h 00'
	Turbogerador	720 h 00'
Produção de Vapor 65 kgf/cm ² (ton)	Recuperação	137.583,00
	Biomassa-B	46.224,00
	Biomassa-C	40.853,00
Geração de Energia Elétrica (MWh)	Turbogerador	26.004,00
Produção de Condensado (ton)	Turbogerador	17.010,00
Produção de Celulose (TSA)	Processo	31.208,98
Energia Elétrica Comprada (MWh)	Barramento	3.044,00
Consumo de Lixívia (TSS)	Recuperação	41.292,31

Consumo de Biomassa (ton)	Biomassa-B	12.955,00
	Biomassa-C	12.761,00
Consumo de Óleo Combustível (ton)	Recuperação	85,03
	Biomassa-B	188,46
	Biomassa-C	164,95
Consumo de água de alimentação (ton)	Recuperação	151.491,00
	Biomassa-B	49.898,00
	Biomassa-C	44.938,00
Consumo de Vapor 65 kgf/cm ₂ (ton)	Turbogerador	220.994,00
Consumo de Energia Elétrica (MWh)	Processo	21.556,00
	Outros	6.302,72
Consumo de Vapor de 13 kgf/cm ² (ton)	Recuperação	3.975,25
	Biomassa-B	1.335,57
	Biomassa-C	1.180,38
	Processo	60.416,60
Consumo de Vapor de 3 kgf/cm ² (ton)	Recuperação	10.336,18
	Biomassa-B	3.472,66
	Biomassa-C	3.069,16
	Processo	80.567,00
	Desaerador	23.053,00

[FONTE-CENIBRA]

3.3 - EXERGIA

De toda energia carregada para um sistema conversor de energia apenas uma parte é efetivamente transformada em outro tipo de energia. Rant (1964) e Baehr (1965) apresentam a notação de "anergia" para a parcela da energia que não é transformada. A parte que pode ser convertida é denominada por Rant (1964) de "exergia". Portanto:

$$\text{ENERGIA} = \text{EXERGIA} + \text{ANERGIA}$$

Segundo definição de Szargut (1980) exergia é a quantidade de trabalho obtido quando alguma substância é trazida para o estado de equilíbrio termodinâmico com os componentes comuns do meio natural que a cerca através de processos reversíveis, envolvendo somente interações com os componentes supra mencionados. Riekert (1974) formulou a seguinte definição de exergia: Exergia é a quantidade de trabalho ou energia elétrica necessária para produzir uma substância em um estado específico de materiais comuns do meio ambiente de forma reversível, somente trocando calor com o meio que o cerca a temperatura t_0 .

Considere o sistema termodinâmico apresentado a seguir.

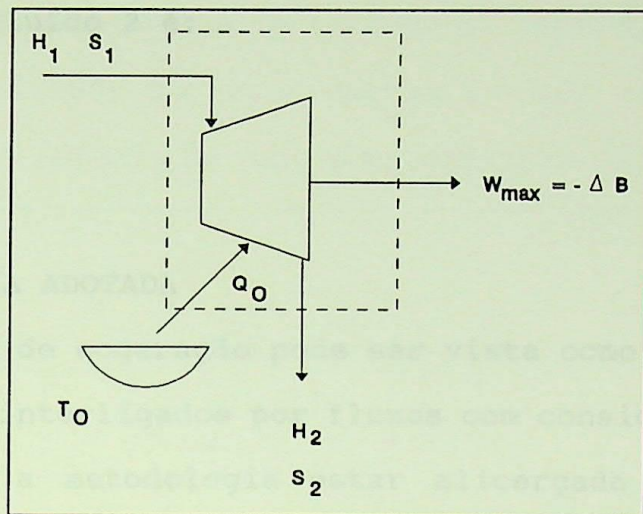


FIGURA 3.2 - MODELO EXERGÉTICO

A energia é carregada para a máquina reversível entra com entalpia H_1 e entropia S_1 e a deixa com entalpia H_2 e entropia S_2 . A máquina troca calor (Q_0) com o meio de forma reversível. O máximo trabalho obtido desta máquina, definido como exergia, é determinado efetuando-se um balanço energético.

$$W_{\max} = -\Delta B = (H_1 - H_2) + Q_0 \quad (\text{III.1})$$

A condição de reversibilidade é dada pela relação:

$$S_2 - S_1 - \frac{Q_0}{T_0} = 0 \quad (\text{III.2})$$

então:

$$-\Delta B = B_1 - B_2 = H_1 - H_2 - T_0 (S_1 - S_2) \quad (\text{III.3})$$

donde se deduz que a exergia do fluido 1 é:

$$B_1 = H_1 - t_0 S_1 \quad (\text{III.4})$$

e a exergia do fluído 2 é:

$$B_2 = H_2 - t_0 S_2 \quad (\text{III.5})$$

3.4 - METODOLOGIA ADOTADA

Uma planta de cogeração pode ser vista como uma rede formada por subsistemas interligados por fluxos com considerável potencial exergético, daí a metodologia estar alicerçada na topologia do sistema de cogeração.

A fim de se permitir a análise, define-se um elemento fictício denominado FCS (sistema de fluxo restrito) que é um sistema infinitesimal de fluxo disposto onde este cruza a fronteira de análise, conforme figura 3.3 e possui as mesmas características do fluxo, tais como substância, vazão, direção de escoamento, estado termodinâmico, etc.

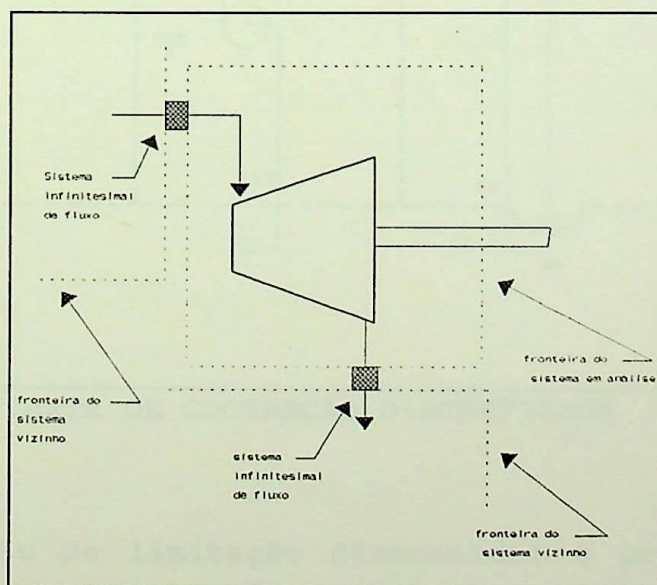


FIGURA 3.3 - SISTEMA DE FLUXO RESTRITO

A modelagem exergetica do sistema de cogeração apresentado na figura 3.1 é realizada a partir da sua divisão em subsistemas que apresentem fluxo líquido de exergia, conforme figura 3.4.

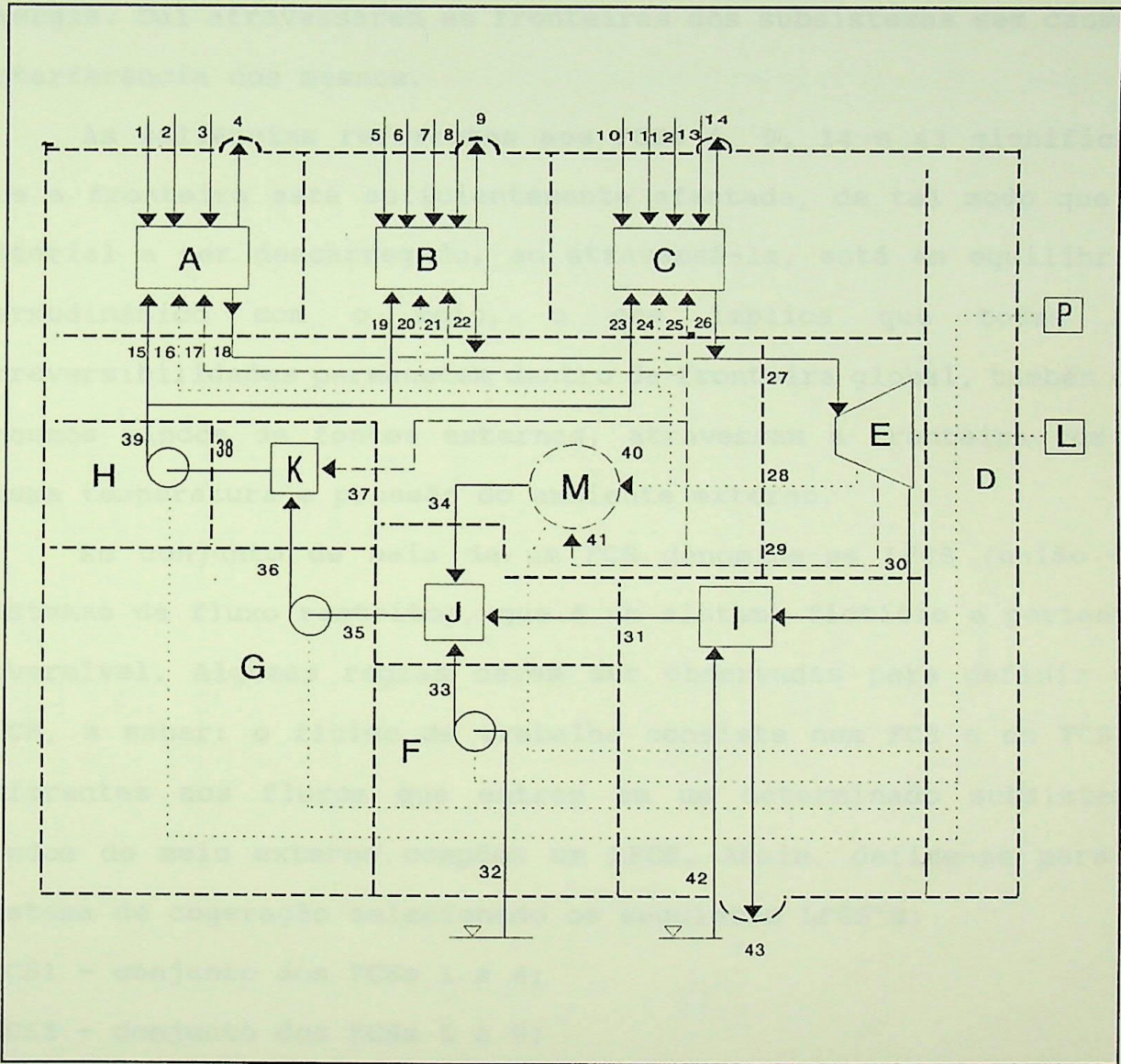


FIGURA 3.4 - PLANTA DE COGERAÇÃO DISCRETIZADA

Por questão de limitação dimensional o processo produtivo está representado dentro da fronteira global de análise, embora o mesmo, obviamente, não faça parte da planta de cogeração.

O conceito de sistema de fluxo restrito não se aplica aos cabos elétricos, porque a energia elétrica é considerada como uma energia de primeira espécie e quase não envolve destruição de exergia. Daí atravessarem as fronteiras dos subsistemas sem causar interferência nos mesmos.

As saliências referentes aos FCSs 4, 9, 14 e 43 significam que a fronteira está suficientemente afastada, de tal modo que o material a ser descarregado, ao atravessá-la, está em equilíbrio termodinâmico com o meio, o que implica que todas as irreversibilidades permanecem dentro da fronteira global, também os insumos vindos de fontes externas, atravessam a fronteira com a mesma temperatura e pressão do ambiente externo.

Ao conjunto de mais de um FCS denomina-se LFCS (união de sistemas de fluxo restrito), que é um sistema fictício e portanto reversível. Algumas regras devem ser observadas para definir um LFCS, a saber: o fluido de trabalho consiste num FCS e os FCS's referentes aos fluxos que entram em um determinado subsistema vindos do meio externo compõem um LFCS. Assim, define-se para o sistema de cogeração selecionado os seguintes LFCS's:

LFCS1 - conjunto dos FCSs 1 a 4;

LFCS2 - conjunto dos FCSs 5 a 9;

LFCS3 - conjunto dos FCSs 10 a 14;

LFCS4 - conjunto dos FCSs 15 a 39 e

LFCS5 - conjunto dos FCS'S 34, 40 e 41.

Ressalta-se que os LFCS'S 1, 2 e 3 são reduntantes, porque, o fluxo exergético líquido que entra é igual ao que sai, porém, neste

estudo eles serão mantidos para efeito didático. Os FCS's 42 e 43 formam um LFCS que não será considerado, pois, foi considerado que as condições de entrada e saída da água de resfriamento são as mesmas.

A tabela III.2 contém valores de temperatura (T), pressão (P), vazão mássica (vm) e exergia (b) referentes aos fluxos da planta de cogeração.

k	T	p	vm	b
	°C	bar	ton/h	MJ/ton
1	25	1,00	60,443	13.376,000
2	25	1,00	0,124	42.877,330
3	25	1,00	-	0
4	25	1,00	-	0
5	25	1,00	11,453	9.697,599
6	25	1,00	7,131	10.533,600
7	25	1,00	0,270	42.877,330
8	25	1,00	-	0
9	25	1,00	-	0
10	25	1,00	11,283	9.697,599
11	25	1,00	7,025	10.533,600

12	25	1,00	0,237	42.877,330
13	25	1,00	-	0
14	25	1,00	-	0
15	120	65,00	221,748	54,792
16	270	13,00	5,819	927,432
17	170	3,00	15,130	666,244
18	450	65,00	201,390	1.303,744
19	120	65,00	71,581	54,792
20	270	13,00	1,916	927,432
21	170	3,00	4,982	666,244
22	450	65,00	66,311	1.303,744
23	120	65,00	64,473	55,242
24	270	13,00	1,694	927,432
25	170	3,00	4,403	666,244
26	450	65,00	58,613	1.303,744
27	450	65,00	306,936	1.303,744
28	270	13,00	115.953	927,432
29	170	3,00	167,358	666,244
30	39	0,07	23,625	106,110
31	39	0,07	23,625	-3,232

32	25	1,00	170,403	-4,030
33	25,2	1,20	170,403	-3,994
34	80	0,47	156,649	14,461
35	59,5	0,40	317,147	3,369
36	60	2,50	317,147	3,711
37	170	3,00	32,018	666,244
38	118	2,50	342,121	46,770
39	120	65,00	342,121	54,792
40	270	13,00	83,912	927,432
41	170	3,00	111,899	666,244
42	25	1,00	-	0
43	25	1,00	-	0

FONTE [CENIBRA]

3.4.1 - INTERAÇÃO LÍQUIDA DE EXERGIA

Interação líquida de exergia, aqui denominada interação exérgica, é definida como sendo o fluxo líquido de exergia que entra ou sai de um sistema ou subsistema.

O fluxo exérgico é definido como:

$$b = h - T_o s \quad (\text{III.6})$$

Para facilitar a compreensão do conceito de interação exérgica pode-se representar os fluxos exérgicos que incidem

sobre uma sistema termodinâmico hipotético, conforme figura 3.4.

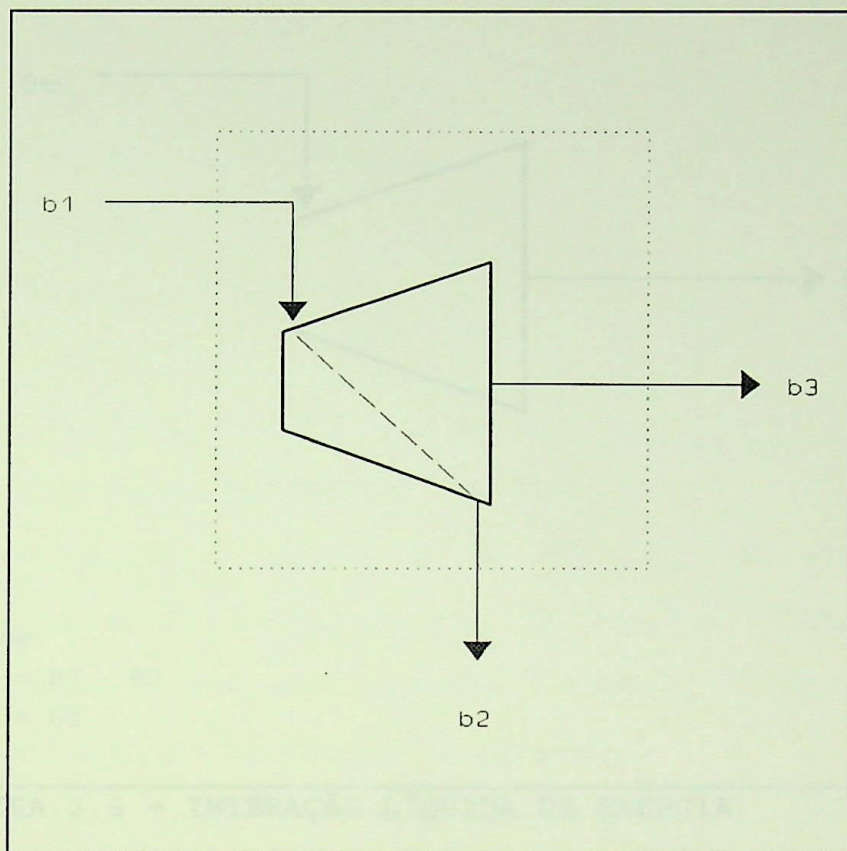


FIGURA 3.5 - FLUXOS EXERGÉTICOS

Por definição interação exergética é dada pela seguinte expressão:

$$e_j = \sum_e v_m b - \sum_s v_m b \quad \text{para } 1 \leq j \leq n \quad \text{tal que: } e_j \geq 0 \quad (\text{III.7})$$

Então, uma nova representação do sistema da figura 3.4 foi desenvolvida baseada no conceito de interação exergética.

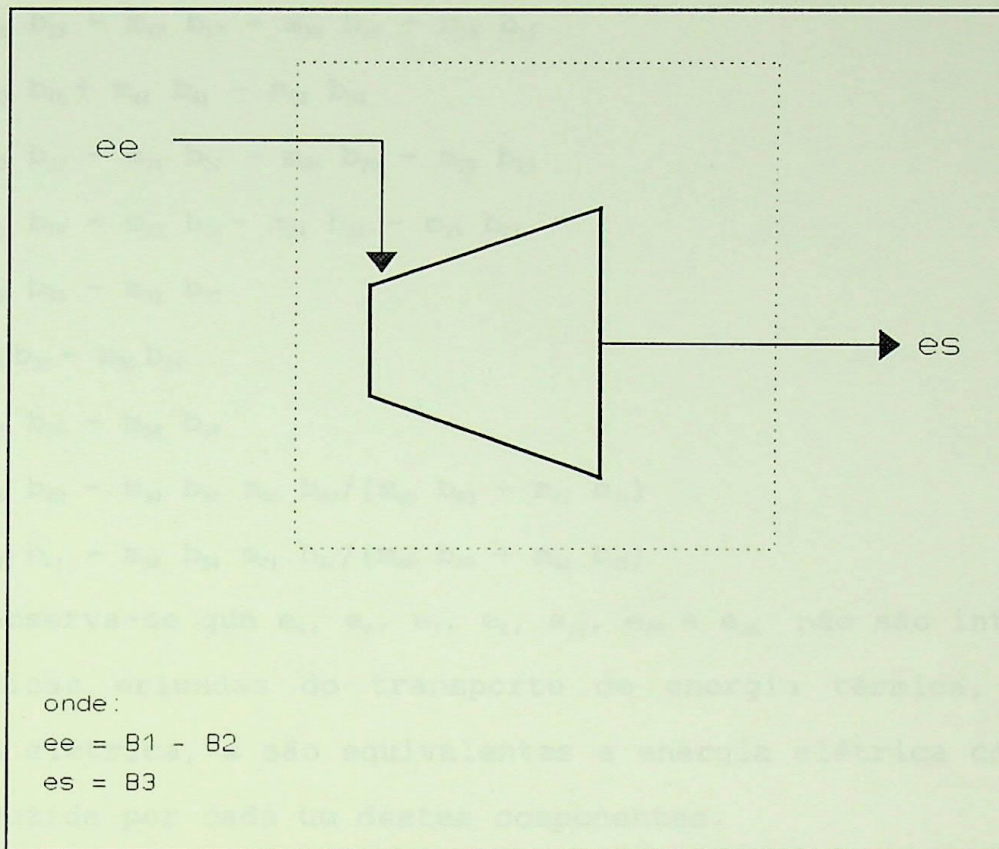


FIGURA 3.6 - INTERAÇÃO LÍQUIDA DE EXERGIA

Para o sistema de cogeração em estudo, tem-se:

$$e_1 = m_1 b_1 + m_2 b_2 + m_3 b_3 - m_4 b_4$$

$$e_2 = m_5 b_5 + m_6 b_6 + m_7 b_7 + m_8 b_8 - m_9 b_9$$

$$e_3 = m_{10} b_{10} + m_{11} b_{11} + m_{12} b_{12} + m_{13} b_{13} - m_{14} b_{14}$$

$$e_5 = m_{27} b_{27} - m_{28} b_{28} - m_{29} b_{29} - m_{30} b_{30}$$

$$e_9 = m_{30} b_{30} - m_{31} b_{31}$$

$$e_{10} = m_{31} b_{31} + m_{33} b_{33} + m_{34} b_{34} - m_{35} b_{35}$$

$$e_{11} = m_{36} b_{36} + m_{37} b_{37} - m_{38} b_{38}$$

$$e_{12} = m_1 b_1 + m_2 b_2 + m_3 b_3 - m_4 b_4$$

$$e_{13} = m_5 b_5 + m_6 b_6 + m_7 b_7 + m_8 b_8 - m_9 b_9$$

$$e_{14} = m_{10} b_{10} + m_{11} b_{11} + m_{12} b_{12} + m_{13} b_{13} - m_{14} b_{14}$$

$$e_{15} = m_{18} b_{18} - m_{17} b_{17} - m_{16} b_{16} - m_{15} b_{15}$$

$$e_{16} = m_{40} b_{40} + m_{41} b_{41} - m_{34} b_{34}$$

$$e_{17} = m_{22} b_{22} - m_{21} b_{21} - m_{20} b_{20} - m_{19} b_{19}$$

$$e_{18} = m_{26} b_{26} - m_{25} b_{25} - m_{24} b_{24} - m_{23} b_{23}$$

$$e_{21} = m_{33} b_{33} - m_{32} b_{32}$$

$$e_{22} = m_{36} b_{36} - m_{35} b_{35}$$

$$e_{23} = m_{39} b_{39} - m_{38} b_{38}$$

$$e_{24} = m_{40} b_{40} - m_{34} b_{34} \quad m_{40} b_{40} / (m_{40} b_{40} + m_{41} b_{41})$$

$$e_{25} = m_{41} b_{41} - m_{34} b_{34} \quad m_{41} b_{41} / (m_{40} b_{40} + m_{41} b_{41})$$

Observa-se que e_4 , e_6 , e_7 , e_8 , e_{19} , e_{20} e e_{26} não são interações exergéticas oriundas do transporte de energia térmica, mas de energia elétrica, e são equivalentes a energia elétrica consumida ou produzida por cada um destes componentes.

Define-se o vetor interação exergética (E), apresentado na tabela IV.3, como o vetor composto pelas n interações exergéticas.

Ressalta-se que a numeração das interações exergéticas obedece a um critério, que visa possibilitar cálculos matriciais futuros, e consiste na correspondência numérica da interação exergética que alimenta um subsistema e a designação do respectivo subsistema. Por exemplo: e_1 é a interação exergética que alimenta o subsistema "A"; e_2 é a que alimenta "B" e assim sucessivamente.

A aplicação do conceito de interação exergética aos subsistemas da planta de cogeração, esquematizado na figura 3.4, possibilita transformá-lo em uma rede de fluxos simplificada (figura 3.7), onde estão representados os subsistemas com os respectivos fluxos líquidos de exergia.

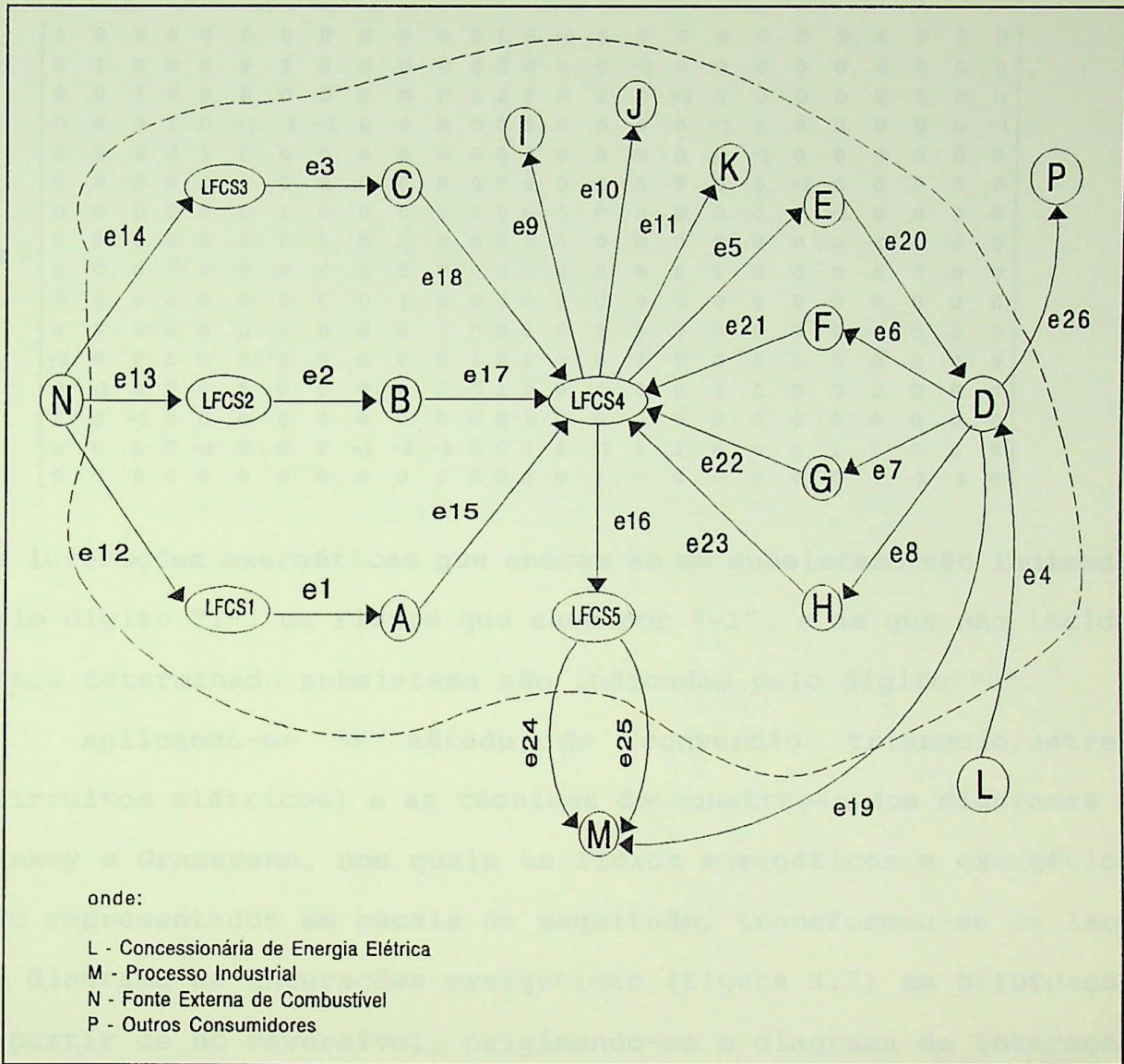


FIGURA 3.7 - DIAGRAMA DE INTERAÇÕES EXERGÉTICAS 1

3.4.2 - MATRIZ INCIDÊNCIA

Matriz incidência é a matriz representativa das direções das interações exergéticas que incidem sobre os subsistemas da planta de cogeração. Portanto ela relaciona os subsistemas (linhas) com as interações exergéticas (colunas).

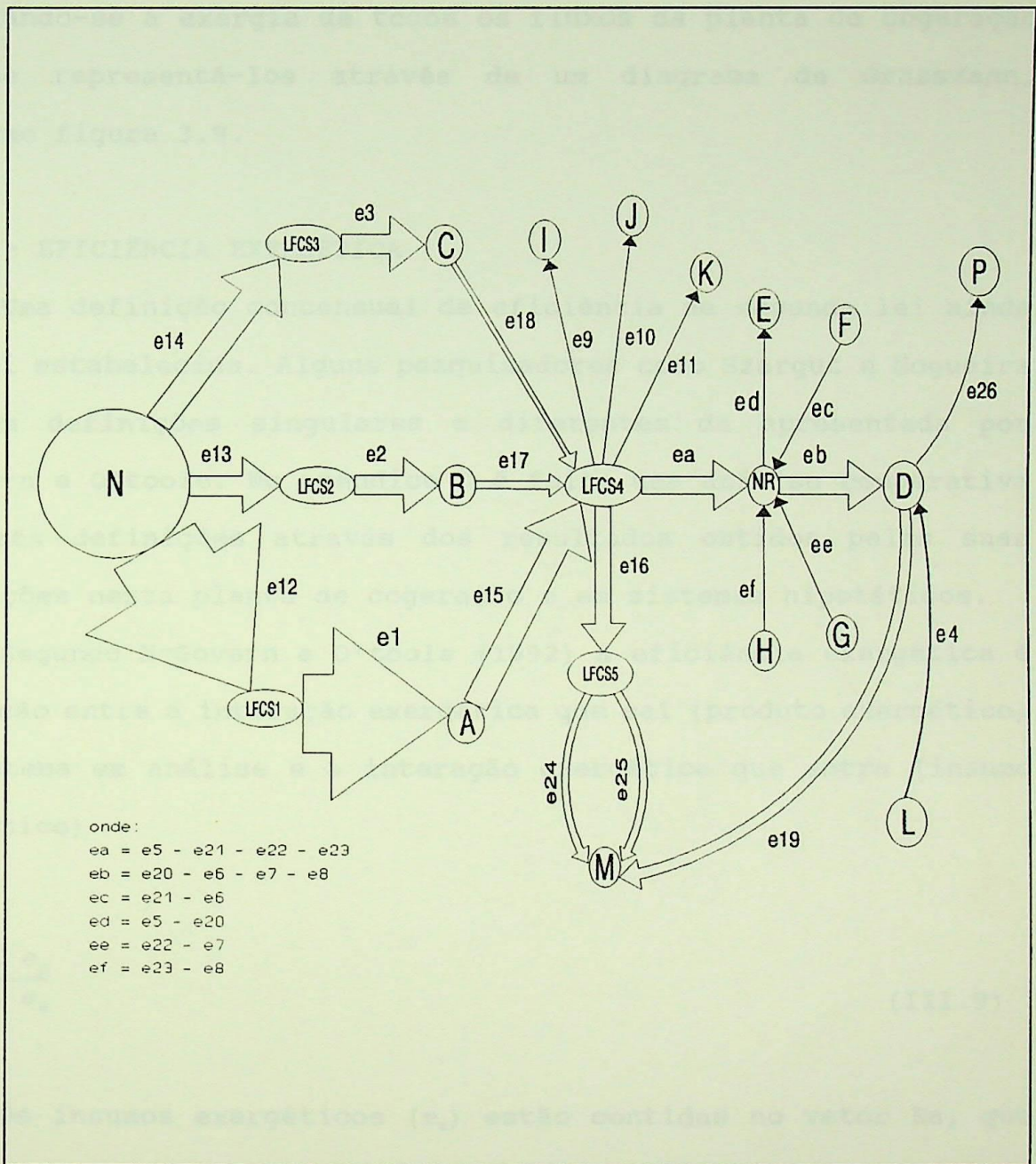


FIGURA 3.8 - DIAGRAMA DE INTERAÇÕES EXERGÉTICAS 2

Considerando-se o estado termodinâmico 1 da equação III.3 como sendo referente ao meio ambiente e o estado, tem-se:

$$B = H - H_0 - t_0 (S - S_0) \tag{III.8}$$

Calculando-se a exergia de todos os fluxos da planta de cogeração pode-se representá-los através de um diagrama de Grassmann, conforme figura 3.9.

3.4.3 - EFICIÊNCIA EXERGÉTICA

Uma definição concensual de eficiência de segunda lei ainda não foi estabelecida. Alguns pesquisadores como Szargut e Nogueira propõem definições singulares e diferentes da apresentada por McGovern e O'toole. No apêndice D é feita uma análise comparativa das três definições através dos resultados obtidos pelas suas aplicações nesta planta de cogeração e em sistemas hipotéticos.

Segundo McGovern e O'toole (1992) a eficiência exergética é a relação entre a interação exergética que sai (produto exergético) do sistema em análise e a interação exergética que entra (insumo exergético).

Assim:

$$\eta = \frac{\sum e_p}{\sum e_a} \quad (\text{III.9})$$

Os insumos exergéticos (e_a) estão contidas no vetor E_a , que é o produto da matriz I_a pelo vetor interação exergética (E), onde a matriz I_a é obtida zerando-se todos os dígitos "-1" da matriz incidência.

$$E_a = I_a E \quad (\text{III.10})$$

Analogamente, os produtos exergéticos (e_p) estão contidos no vetor

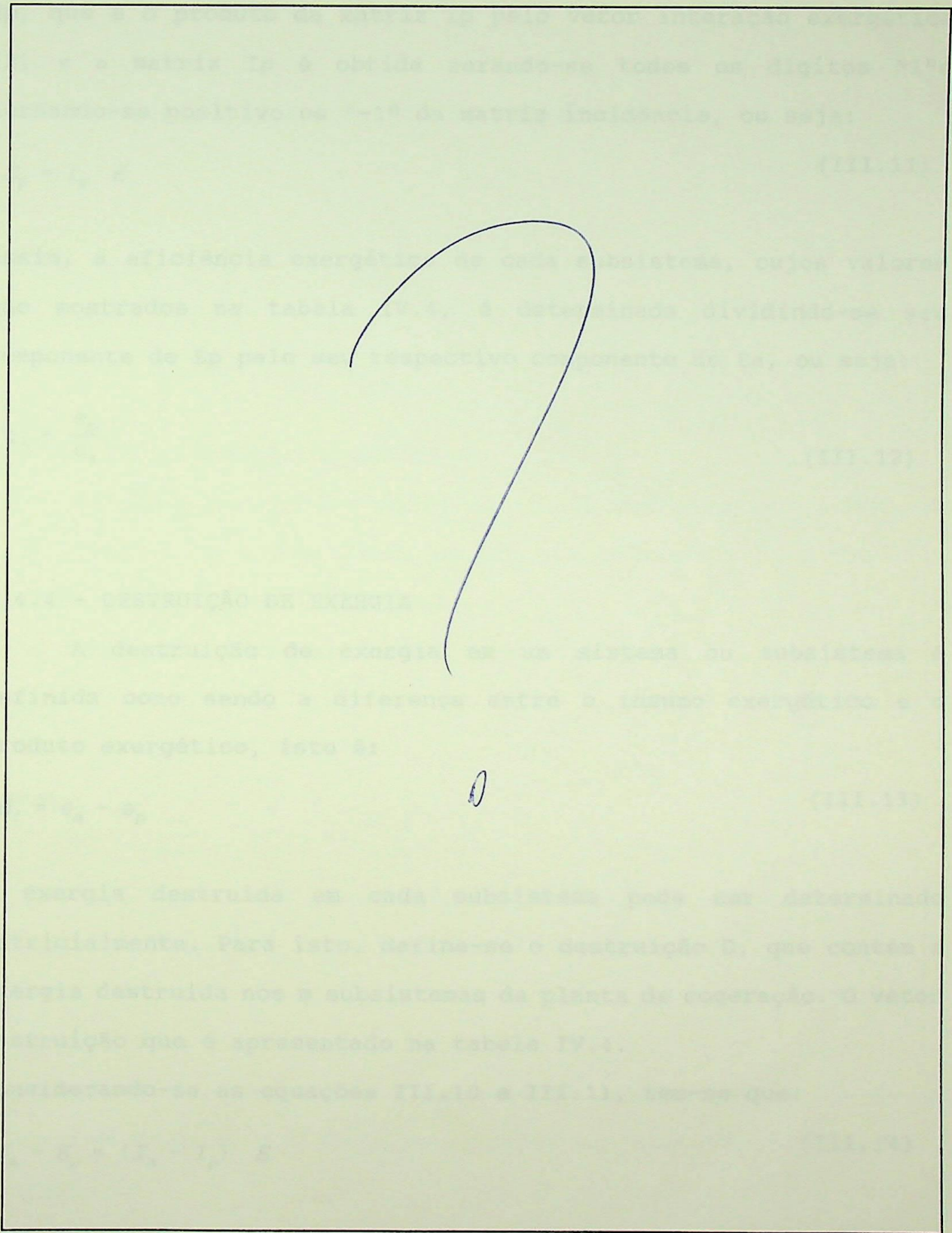


FIGURA 3.9 - DIAGRAMA DE GRASSMANN

E_p , que é o produto da matriz I_p pelo vetor interação exergética (E) e a matriz I_p é obtida zerando-se todos os dígitos "1" e tornando-se positivo os "-1" da matriz incidência, ou seja:

$$E_p = I_p E \quad (\text{III.11})$$

Assim, a eficiência exergética de cada subsistema, cujos valores são mostrados na tabela IV.4, é determinada dividindo-se seu componente de E_p pelo seu respectivo componente de E_a , ou seja:

$$\eta_i = \frac{e_p}{e_a} \quad (\text{III.12})$$

3.4.4 - DESTRUIÇÃO DE EXERGIA

A destruição de exergia em um sistema ou subsistema é definida como sendo a diferença entre o insumo exergético e o produto exergético, isto é:

$$d_i = e_a - e_p \quad (\text{III.13})$$

A exergia destruída em cada subsistema pode ser determinado matricialmente. Para isto, define-se o destruição D , que contém a exergia destruída nos m subsistemas da planta de cogeração. O vetor destruição que é apresentado na tabela IV.4.

Considerando-se as equações III.10 e III.11, tem-se que:

$$E_a - E_p = (I_a - I_p) E \quad (\text{III.14})$$

Pela definição de I_p e I_a , afirma-se que:

$$I = I_a - I_p \quad (\text{III.15})$$

e pela definição de destruição de exergia:

$$D = E_a - E_p \quad (\text{III.16})$$

então:

$$D = I \quad E \quad (\text{III.17})$$

3.4.5 - VALOR EXERGÉTICO AGREGADO

O valor exergético agregado (e^*) é definido por Valero et alii (1986) como a quantidade de exergia necessária para produzir um determinado fluxo exergético.

Pela definição, pode-se escrever que:

$$e_a^* = e_a \quad (\text{III.18})$$

e que

$$e_p^* = e_a \quad (\text{III.19})$$

portanto:

$$e_a^* - e_p^* = 0 \quad (\text{III.20})$$

Aplicando-se a equação III.20 em todos os subsistemas da planta de cogeração obtém-se o sistema de equações lineares (S_1), apresentado a seguir.

$$S_1 = \begin{cases} e_1^* - e_{15}^* = 0 \\ e_2^* - e_{17}^* = 0 \\ e_3^* - e_{18}^* = 0 \\ e_4^* + e_{20}^* - e_6^* - e_7^* - e_8^* - e_{19}^* - e_{26}^* = 0 \\ e_5^* - e_{20}^* = 0 \\ e_6^* - e_{21}^* = 0 \\ e_7^* - e_{22}^* = 0 \\ e_8^* - e_{23}^* = 0 \\ e_9^* = 0 \\ e_{10}^* = 0 \\ e_{11}^* = 0 \\ e_{12}^* - e_1^* = 0 \\ e_{13}^* - e_2^* = 0 \\ e_{14}^* - e_3^* = 0 \\ e_{15}^* + e_{17}^* + e_{18}^* + e_{21}^* + e_{22}^* + e_{23}^* - e_5^* - e_9^* - e_{10}^* - e_{11}^* - e_{16}^* = 0 \\ e_{16}^* - e_{24}^* - e_{25}^* = 0 \end{cases}$$

Definindo-se o vetor valor exergético (E^*), que contém todos os valores exergéticos, pode-se representar matricialmente o sistema S_1 por:

$$I E^* = 0 \quad (\text{III.21})$$

Esta equação matricial ou o sistema de equações S_1 representa o diagrama de valores exergéticos apresentado na figura 3.10, que é similar ao diagrama de interações exergéticas (figura 3.7).

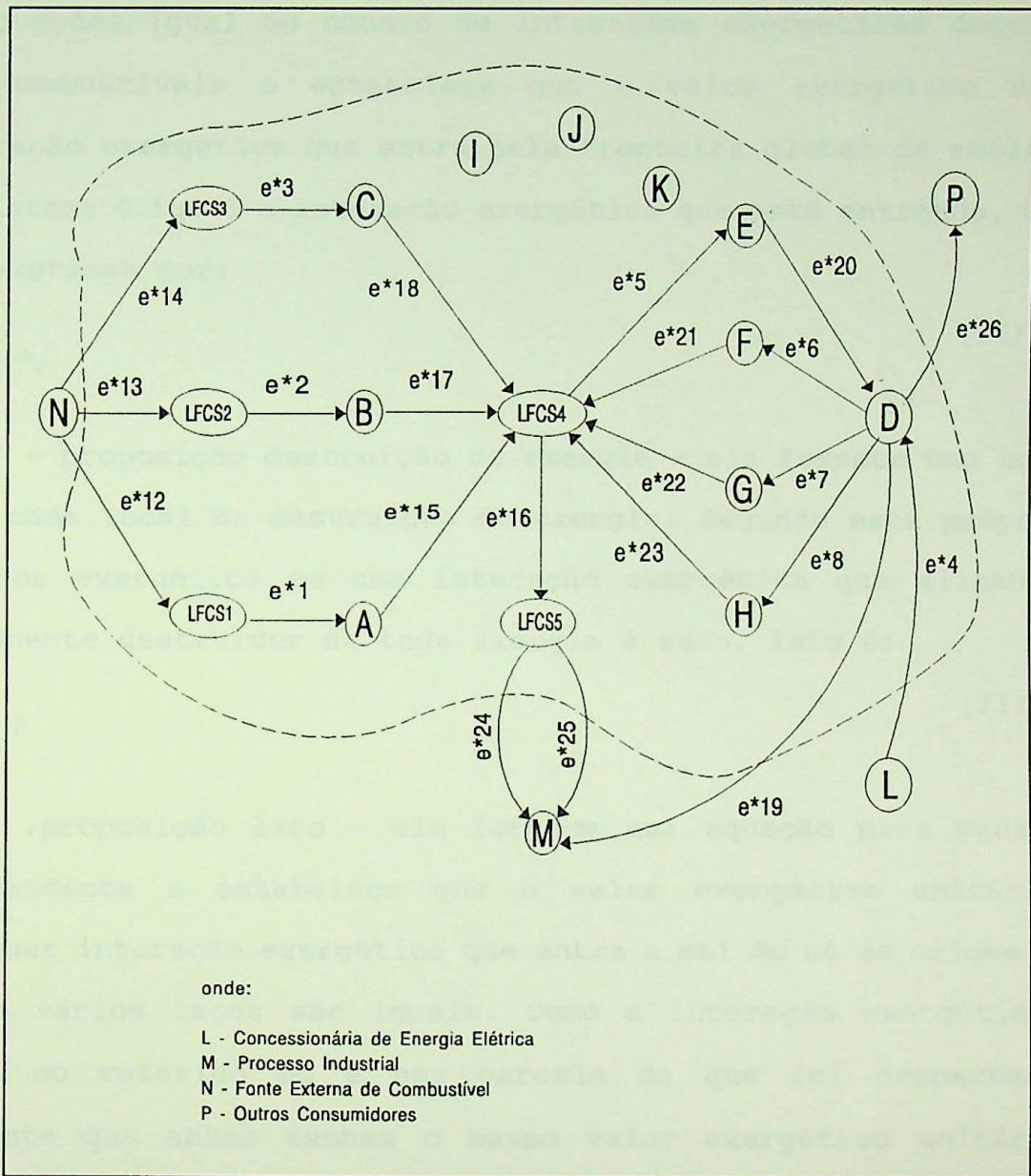


FIGURA 3.10 - DIAGRAMA DE VALORES EXERGETICOS

O sistema de equações lineares S_1 , mostrado anteriormente, não tem solução factível, porque o número de linhas é menor que o número de colunas ($m < n$), portanto, são necessárias $n-m$ equações auxiliares, que são obtidas segundo as proposições apresentadas por McGovern e O'toole (1992), quais sejam:

- proposição combustível - esta proposição fornece um número

de equações igual ao número de interações exergéticas decorrente dos combustíveis e estabelece que o valor exergético de uma interação exergética que entra pela fronteira global de análise de um sistema é igual a interação exergética que está entrando, e pode ser expressa por:

$$e_j^* = e_j \quad (\text{III.22})$$

- proposição destruição de exergia - ela fornece uma equação para cada local de destruição de exergia. Segundo esta proposição o valor exergético de uma interação exergética que alimenta um componente destruidor de toda exergia é zero, isto é:

$$e_l^* = 0 \quad (\text{III.23})$$

.proposição laço - ela fornece uma equação para cada laço independente e estabelece que o valor exergético unitário de qualquer interação exergética que entra e sai do nó de origem de um ou de vários laços são iguais. Como a interação exergética que chega no referido nó é uma parcela da que foi despachada, é coerente que ambas tenham o mesmo valor exergético unitário. O apêndice C apresenta uma metodologia para determinação de laços de uma rede de fluxos, que possibilitará a obtenção automática das equações desta proposição, em desenvolvimentos futuros.

Por definição tem-se que:

$$\left(\frac{e_j^*}{e_j} \right)_s - \left(\frac{e_j^*}{e_j} \right)_e = 0 \quad (\text{III.24})$$

.proposição bifurcação - esta proposição fornece uma equação complementar a menos que o número de interações exergéticas que saem de uma bifurcação e estabelece que os valores exergéticos unitários são os mesmos para todas as interações exergéticas que deixam uma bifurcação, e pode ser expressa por:

$$\left(\frac{e_j^*}{e_j} \right)_S = C^{te} \quad (\text{III.25})$$

A aplicação das proposições acima no sistema de cogeração em estudo fornece o sistema de equações complementar (S_2) apresentado a seguir.

$$S_2 = \left| \begin{array}{l} e_{12}^* = e_{12} \\ e_{13}^* = e_{13} \\ e_{14}^* = e_{14} \\ e_4^* = e_4 \\ \frac{e_5^*}{e_5} - \frac{e_{21}^*}{e_{21}} = 0 \\ \frac{e_5^*}{e_5} - \frac{e_{22}^*}{e_{22}} = 0 \\ \frac{e_5^*}{e_5} - \frac{e_{23}^*}{e_{23}} = 0 \\ \frac{e_5^*}{e_5} - \frac{e_{16}^*}{e_{16}} = 0 \\ \frac{e_{24}^*}{e_{24}} - \frac{e_{25}^*}{e_{25}} = 0 \\ \frac{e_{19}^*}{e_{19}} - \frac{e_{26}^*}{e_{26}} = 0 \end{array} \right.$$

Define-se a matriz custo "A" como a matriz composta pelos coeficientes do sistema de equações S_3 decorrente da união dos sistemas S_1 e S_2 . A matriz custo é apresentada a seguir.

$$A = \begin{matrix}
& \begin{matrix} 1 & 2 & 3 & 4 & 5 & 6 & 7 & 8 & 9 & 10 & 11 & 12 & 13 & 14 & 15 & 16 & 17 & 18 & 19 & 20 & 21 & 22 & 23 & 24 & 25 & 26 \end{matrix} \\
\begin{matrix} 1 \\ 2 \\ 3 \\ 4 \\ 5 \\ 6 \\ 7 \\ 8 \\ 9 \\ 10 \\ 11 \\ 12 \\ 13 \\ 14 \\ 15 \\ 16 \\ 17 \\ 18 \\ 19 \\ 20 \\ 21 \\ 22 \\ 23 \\ 24 \\ 25 \\ 26 \end{matrix} & \begin{bmatrix}
1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\
0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\
0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\
0 & 0 & 0 & 1 & 0 & -1 & -1 & -1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -1 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -1 \\
0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\
0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -1 & 0 & 0 & 0 & 0 \\
0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -1 & 0 & 0 & 0 \\
0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -1 & 0 & 0 \\
0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\
0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\
-1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\
0 & -1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\
0 & 0 & -1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\
0 & 0 & 0 & 0 & -1 & 0 & 0 & 0 & -1 & -1 & -1 & 0 & 0 & 0 & 1 & -1 & 1 & 1 & 0 & 0 & 1 & 1 & 1 & 1 & 0 & 0 \\
0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -1 & -1 & 0 \\
0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\
0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\
0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\
0 & 0 & 0 & 1 & 0 \\
0 & 0 & 0 & 0 & \frac{1}{e_5} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -\frac{1}{e_{21}} & 0 & 0 & 0 & 0 \\
0 & 0 & 0 & 0 & \frac{1}{e_5} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -\frac{1}{e_{22}} & 0 & 0 & 0 \\
0 & 0 & 0 & 0 & \frac{1}{e_5} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -\frac{1}{e_{23}} & 0 & 0 & 0 \\
0 & 0 & 0 & 0 & \frac{1}{e_5} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -\frac{1}{e_{16}} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\
0 & \frac{1}{e_{24}} & -\frac{1}{e_{25}} & 0 \\
0 & -\frac{1}{e_{26}}
\end{bmatrix}
\end{matrix}$$

Ainda, define-se o vetor exergetico (B), composto pelas constantes. Portanto, o sistema de equações s_3 , pode ser representado matricialmente por:

$$A E^* - B = 0 \tag{III.26}$$

A solução desta equação matricial conduz à determinação do vetor valor exergetico que contém os n valores exergeticos agregados, que são apresentados na tabela IV.3. Para tanto foi utilizado o método de eliminação de Gauss-Joule, através de uma rotina computacional desenvolvida por Almeida (1987).

CAPÍTULO 4 - ANÁLISE EXERGEOCONÔMICA

A análise exergoeconômica visa determinar e analisar o custo monetário das interações exergéticas calculadas no capítulo anterior. O custo exergoeconômico é definido por Serra et alii (1992) como o desembolso necessário para a obtenção da interação exergética e se compõe de custo direto ou de combustível, e de custo indireto ou de investimento. O investimento feito em cada equipamento da planta de cogeração é composto pelas despesas de aquisição, instalação, e operação e manutenção.

4.1 - CUSTO DE INVESTIMENTO

No diagrama de fluxo de caixa mostrado na figura 4.1 estão representados os investimentos referentes à aquisição e instalação dos equipamentos, e a despesa de operação e manutenção dos mesmos.

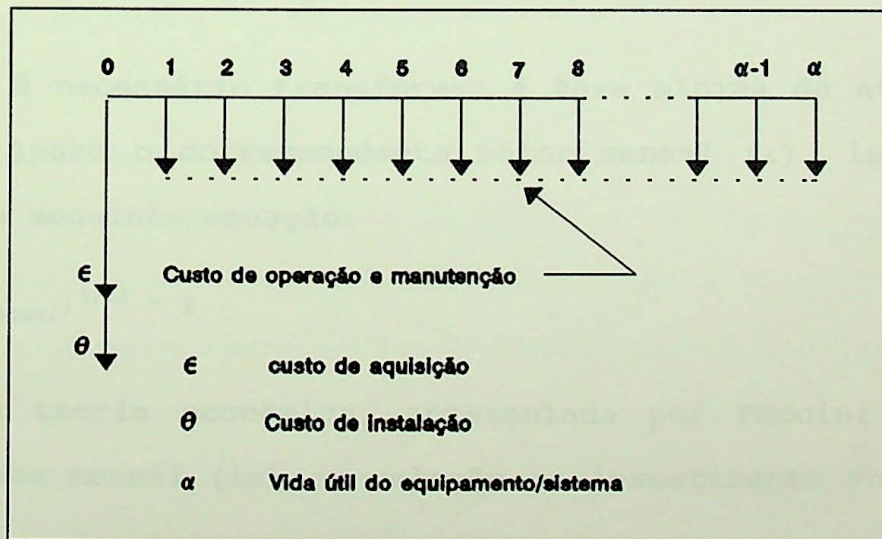
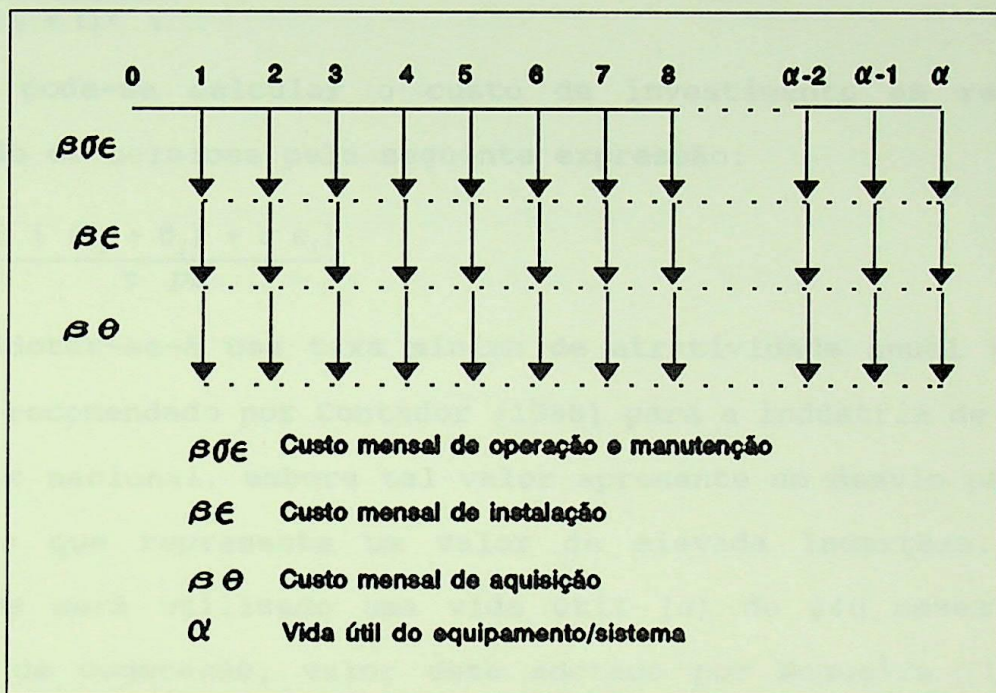


FIGURA 4.1 - DIAGRAMA DE FLUXO DE CAIXA DO INVESTIMENTO

Objetiva-se determinar o custo de investimento numa base

mensal, já que muitos valores são dados em base anual. Para tanto se converterá os valores presentes ou atuais numa série uniforme de pagamentos.



FUGURA 4.2 - DIAGRAMA DE FLUXO DE CAIXA DO INVESTIMENTO - BASE MENSAL

Portanto, é necessário transformar a taxa mínima de atratividade anual (i_{anual}) para o correspondente valor mensal (i), isto é feito através da seguinte equação:

$$i = (1 + i_{anual})^{1/12} - 1 \quad (IV.1)$$

Pela teoria econômica, apresentada por Puccini (1978), o investimento mensal (im) em relação ao investimento anual (ia) é dado por:

$$im = ia (im/ia, i, \alpha) \quad (IV.2)$$

onde $(im/ia, i, \alpha)$ é denominado fator de recuperação de capital, aqui simbolizado por β e cujo valor é determinado conforme segue.

$$\beta = \frac{(1 + i)^\alpha - 1}{(1 + i)^\alpha i} \quad (IV.3)$$

Então, pode-se calcular o custo de investimento em relação a produção de celulose pela seguinte expressão:

$$\Psi_i = \frac{\beta [(\epsilon_i + \theta_i) + \sigma \epsilon_i]}{\tau PC} \quad (IV.4)$$

Adotar-se-á uma taxa mínima de atratividade anual (i_{anual}) de 11,77% recomendado por Contador (1988) para a indústria de papel e celulose nacional, embora tal valor apresente um desvio padrão de 9,84, o que representa um valor de elevada incerteza. Nestes cálculos será utilizado uma vida útil (α) de 240 meses para a planta de cogeração, valor este adotado por Nogueira (1992). O custo de aquisição (ϵ) e de instalação (θ) de cada componente da planta é apresentado na tabela IV.1.

4.1.1 - CUSTO DE AQUISIÇÃO E DE INSTALAÇÃO

O custo de aquisição do sistema de cogeração com turbina a vapor é estimado por Wunsch (1986) entre 600 e 1300 US\$/kwh. Para as caldeiras e turbo-gerador serão adotados os custos de aquisição e de instalação praticados pela CENIBRA e apresentados por Nogueira (1992). O custo de instalação dos demais equipamentos foi estimado em função do custo de aquisição. Este, por sua vez, foi calculado pela metodologia desenvolvida por Bohem (1987), que consiste numa estimativa dada pela seguinte função:

(IV.5)

$$\epsilon = \epsilon_r \left(\frac{w}{w_r} \right)^{ex}$$

onde:

ϵ = custo de aquisição (1000 US\$)

ϵ_r = custo de referência (1000 US\$)

w = valor da grandeza física de operação do equipamento

w_r = valor de referência (mesma unidade de w)

ex = expoente relacionado com economia de escala

A tabela seguinte apresenta os valores destes parâmetros.

TABELA IV.1 - PARÂMETROS PARA ESTIMATIVA DE CUSTOS				
EQUIPAMENTO	w	w _r	ex	ϵ_r (*)
Bomba de Reposição de Água	2,28 m ³ /min	1	0,59	4,3
Bomba de Baixa Pressão	5,43 m ³ /min	1	0,59	4,3
Bomba de Alta Pressão	5,98 m ³ /min	1	0,59	4,3
Condensador	37,70 MW	10	0,55	3,0
Tanque de Água Quente	228.577 lt	100	0,56	1,4
Desaerador	50.000 lt	100	0,56	1,4

(*) x 1000 US\$

A tabela IV.2 apresenta os valores dos equipamentos do sistema de cogeração da CENIBRA, determinados conforme Bohem (1987) e Nogueira (1992).

TABELA IV.2 - CUSTOS DO SISTEMA DE COGERAÇÃO DA CENIBRA		
EQUIPAMENTOS	CUSTO DE AQUISIÇÃO (1000 US\$)	CUSTO DE INSTALAÇÃO (1000 US\$)
Turbo gerador (40MW)	20.000,00	20.060,00
Caldeira de Recuperação (65 kgf/cm ² , 220 ton/h)	50.000,00	49.915,00
Caldeira de Biomassa (2 unid. de 75 ton/h)	30.000,00	29.949,00
Condensador	278,00	83,39
Tanque de Água Quente	50,38	15,10
Desaerador	11,02	3,25
Bomba de Reposição de Água	6,98	2,07
Bomba de Baixa Pressão	11,67	3,54
Bomba de Alta Pressão	12,38	3,65

4.1.2 - CUSTO DE OPERAÇÃO E MANUTENÇÃO

A introdução de sistemas automatizados de monitoramento e controle em plantas mais modernas tem reduzido substancialmente o custo de operação, podendo uma planta de cogeração ser operada até por apenas dois homens. A manutenção tem uma participação bastante reduzida no custo total e conforme Saddy (1986) este valor varia em torno de 0,006 US\$/kwh, dependendo do ciclo de operação do sistema.

Já para Peltier e Ring (1986) o custo de manutenção situa-se em torno de 0,10 US\$/kwh. Para o sistema de cogeração do setor sucroalcooleiro a Copersucar trabalha com custo anual de manutenção de 3 % do custo de aquisição dos equipamentos (Walter et alii, 1991). Neste estudo será considerado uma proporcionalidade de 10 % entre a despesa de operação e manutenção e o custo de aquisição (Silveira, 1990).

4.2 - CUSTO DOS COMBUSTÍVEIS

O custo dos combustíveis adquiridos de terceiros é determinado pelo mercado. Em se tratando de combustíveis produzidos ou decorrentes do processo produtivo, ele poderá ser determinado considerando-se aspectos mercadológicos, ambientais, industriais e/ou energéticos.

O sistema de cogeração em questão consome óleo combustível, cascas de lenha, resíduos de madeira, eletricidade e licor negro (lixívia). O preço do óleo é determinado pelo Departamento Nacional de Combustíveis e situa-se em 115,66 US\$/ton (posto na fábrica). A eletricidade tem seu preço determinado pela Eletrobrás e situa-se em 52,4 US\$/MWh. O custo da madeira bruta de Eucaliptus (lenho mais casca) depende do local, disponibilidade de recursos florestais, qualidade da madeira, entre outros e segundo Nogueira (1986) é de 25 US\$/ton, entretanto por questões realísticas adotar-se-á o valor de compra praticado pela CENIBRA que é de 20 US\$/ton. Alguns autores como Silveira (1990) adotaram o mesmo valor da lenha para a casca e o resíduo de madeira. No entanto, tal valor não

reflete a realidade, pois, estes combustíveis são insumos energéticos e para os quais foram pagos valores monetários específicos, ou seja, ao adquirir a lenha está se comprando a casca e o lenho em diferente proporção mássica, portanto, a preços diferenciados. Utilizar-se-à o critério de custeio da casca e do resíduo baseado na exergia e na proporção mássica destes casca e de lenho na madeira bruta.

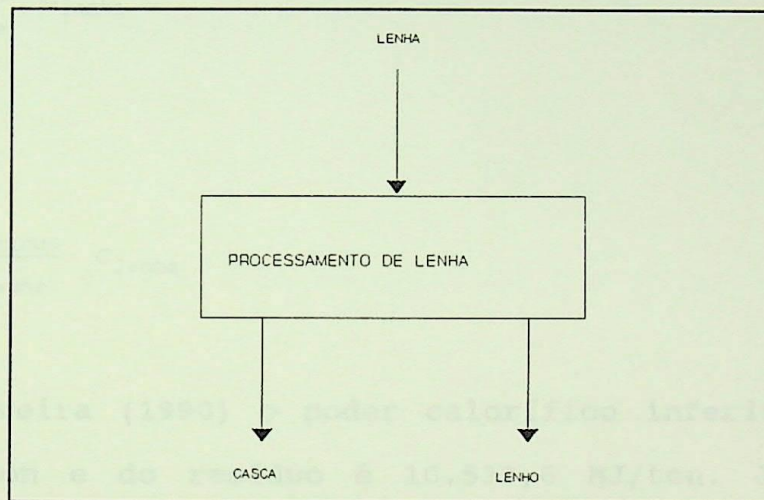


FIGURA 4.3 - FLUXO DE BIOMASSA

definindo-se:

$$x = \frac{\text{massa de casca}}{\text{massa de lenha}}$$

(IV.6)

e considerando-se a figura 4.4

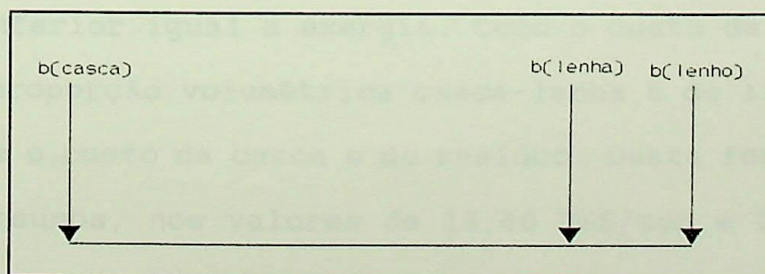


FIGURA 4.4 - EXERGIA DA LENHA

pode-se determinar a exergia da lenha como segue:

$$b_{lenha} = X b_{casca} + (1-X) b_{residuo} \quad (IV.7)$$

Como a base é exergética, e a casca e o resíduo (lenho) tem a mesma origem (lenha) e o custo unitário da exergia de ambos são iguais ao da lenha, portanto:

$$C_{casca} = \frac{b_{casca}}{b_{lenha}} C_{lenha} \quad (IV.8)$$

e

$$C_{residuo} = \frac{b_{residuo}}{b_{lenha}} C_{lenha} \quad (IV.9)$$

Conforme Silveira (1990) o poder calorífico inferior da casca é 9.697,6 MJ/ton e do resíduo é 10.533,6 MJ/ton. Já o programa EXERVAP (Valadão Flores, 1993) fornece para a exergia da casca e do lenho os valores 17.110,84 MJ/ton e 20.220,70 MJ/ton, respectivamente. Com a finalidade de verificar a coerência de alguns resultados obtidos com esta metodologia adotar-se-ã os valores apresentados por Silveira e se considerará o poder calorífico inferior igual a exergia. Como o custo da lenha é de 20 US\$/ton e a proporção volumétrica casca-lenha é de 13 % (CENIBRA), determinou-se o custo da casca e do resíduo. Desta forma chegou-se, para estes insumos, nos valores de 18,60 US\$/ton e 20,21 US\$/ton, respectivamente.

Industrialmente a lixívia é considerada como fonte de insumos

químicos, sendo obrigatória a sua queima. Então para a lixívia será considerado custo zero, decisão esta respaldada por Jorquera (1989).

O valor total dos combustíveis consumidos por cada caldeira por unidade de produção de celulose (ϕ) pode ser determinado multiplicando-se o custo unitário de cada combustível pela sua respectiva taxa de consumo e dividindo-se pela correspondente produção de celulose, ou seja:

$$\phi_q = \frac{\sum (c \quad vm)_{r,q}}{pe_q} \quad (IV.10)$$

onde a produção equivalente de celulose por cada caldeira é dado por:

$$pe_q = \frac{\sum (vm \quad b)_{r,q} \quad pc}{\sum (vm \quad b)_r} \quad (IV.11)$$

4.3 - CUSTO EXERGOECONÔMICO

Custo exergoeconômico (π), conforme definido anteriormente, é a despesa necessária para produzir a interação exérgica. Portanto, para cada interação há um correspondente valor exergoeconômico. Na figura 4.5 exemplifica-se a alocação de custos em um sistema hipotético.

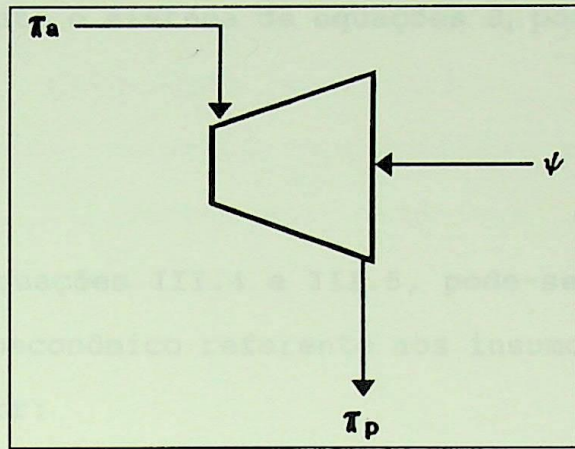


FIGURA 4.5 - ALOCAÇÃO DE CUSTOS

efetuando-se o balanço de custos para este sistema hipotético, tem-se:

$$\pi_a - \pi_p = -\psi \quad (\text{III.12})$$

Efetuando-se este balanço para todos os subsistemas da planta de cogeração, obtém-se o sistema de equações lineares S_4 , apresentado a seguir.

$$S_4 = \begin{cases} \pi_1 - \pi_{15} = -\psi_1 \\ \pi_2 - \pi_{17} = -\psi_2 \\ \pi_3 - \pi_{18} = -\psi_3 \\ \pi_4 + \pi_{20} - \pi_6 - \pi_8 - \pi_{19} - \pi_{26} = 0 \\ \pi_5 - \pi_{20} = -\psi_5 \\ \pi_6 - \pi_{21} = -\psi_6 \\ \pi_7 - \pi_{22} = -\psi_7 \\ \pi_8 - \pi_{23} = -\psi_8 \\ \pi_9 = -\psi_9 \\ \pi_{10} = -\psi_{10} \\ \pi_{11} = -\psi_{11} \\ \pi_{12} - \pi_1 = 0 \\ \pi_{13} - \pi_2 = 0 \\ \pi_{14} - \pi_3 = 0 \\ \pi_{15} + \pi_{17} + \pi_{18} + \pi_{21} + \pi_{22} + \pi_{23} - \pi_5 - \pi_9 - \pi_{10} - \pi_{11} - \pi_{16} = 0 \\ \pi_{16} - \pi_{24} - \pi_{25} = 0 \end{cases}$$

Matricialmente o sistema de equações S_4 pode ser representada por:

$$\Pi_a - \Pi_p = - \Psi \quad (\text{IV.13})$$

Por analogia às equações III.4 e III.5, pode-se estabelecer que o vetor custo exergoeconômico referente aos insumos exergéticos pode ser determinado por:

$$\Pi_a = I_a \Pi \quad (\text{IV.14})$$

e a determinação do vetor custo exergoeconômico dos produtos exergéticos pode ser dada por:

$$\Pi_p = I_p \Pi \quad (\text{IV.15})$$

e sabendo-se que:

$$I = I_a - I_p \quad (\text{IV.16})$$

Gera-se a equação matricial (III.17), que representa o sistema de equações S_4 .

$$I \Pi = - \Psi \quad (\text{IV.17})$$

Esta equação matricial não tem solução factível pela mesma restrição feita ao valor exergético agregado, ou seja, $m < n$. Então, afirma-se que serão necessárias $n-m$ equações auxiliares, oriundas das proposições apresentadas no capítulo anterior, quais sejam:

- proposição combustível - estabelece que o custo exergoeconômico

de uma interação exergética que entra pela fronteira global de análise é igual ao custo desta interação.

Ressalta-se que estas interações exergéticas são correspondentes aos combustíveis utilizados nas caldeiras ou à eletricidade comprada da concessionária, isto é:

$$\pi_j = \phi_j \quad (\text{IV.18})$$

- proposição destruição de exergia - determina que o custo exergoeconômico de uma interação exergética que abastece um subsistema que destroi toda exergia é nulo, ou seja:

$$\pi_1 = 0 \quad (\text{IV.19})$$

- proposição laço - o custo exergoeconômico unitário de qualquer interação exergética que chega ou que sai do nó de origem de um ou de vários laços são iguais, logo:

$$\left(\frac{\pi_j}{e_j} \right)_e - \left(\frac{\pi_j}{e_j} \right)_s = 0 \quad (\text{IV.20})$$

- proposição bifurcação - segundo esta proposição, o custo exergoeconômico unitário são os mesmos para todas as interações exergéticas que deixam uma bifurcação.

$$\left(\frac{\pi_j}{e_j} \right)_s = 0 \quad (\text{IV.21})$$

As proposições descritas acima fornecem o sistema de equações

complementar apresentado a seguir.

$$S_5 = \begin{cases} \pi_{12} = \phi_1 \\ \pi_{13} = \phi_2 \\ \pi_{14} = \phi_3 \\ \pi_4 = \phi_4 \\ \frac{\pi_5}{e_5} - \frac{\pi_{21}}{e_{21}} = 0 \\ \frac{\pi_5}{e_5} - \frac{\pi_{22}}{e_{22}} = 0 \\ \frac{\pi_5}{e_5} - \frac{\pi_{23}}{e_{23}} = 0 \\ \frac{\pi_5}{e_5} - \frac{\pi_{16}}{e_{16}} = 0 \\ \frac{\pi_{24}}{e_{24}} - \frac{\pi_{25}}{e_{25}} = 0 \\ \frac{\pi_{19}}{e_{19}} - \frac{\pi_{26}}{e_{26}} = 0 \end{cases}$$

Analogamente ao valor exergético agregado, procede-se a associação dos sistemas de equações S_4 e S_5 . Os coeficientes deste novo sistema S_6 formam a matriz custo "A" e as constantes formam o vetor custo Z. Portanto o vetor custo é composto pelo custo de investimento (com sinal negativo) e pelo custo de combustível e é apresentado na tabela IV.3. Assim, este sistema de equações pode ser representado matricialmente por:

$$A \Pi = Z \quad (IV.22)$$

Determinou-se os custos exergoeconômicos através do método de eliminação de Gauss-Joule, que para o caso estudado, são apresentados na tabela IV.3.

O sistema de equações S_6 representa os fluxos monetários na planta de cogeração e representa também o diagrama de custos

exergoeconômicos (figura 4.6), similar ao diagrama de interações exergéticas, diferenciando-se pelos aportes externos de capital (linhas pontilhadas).

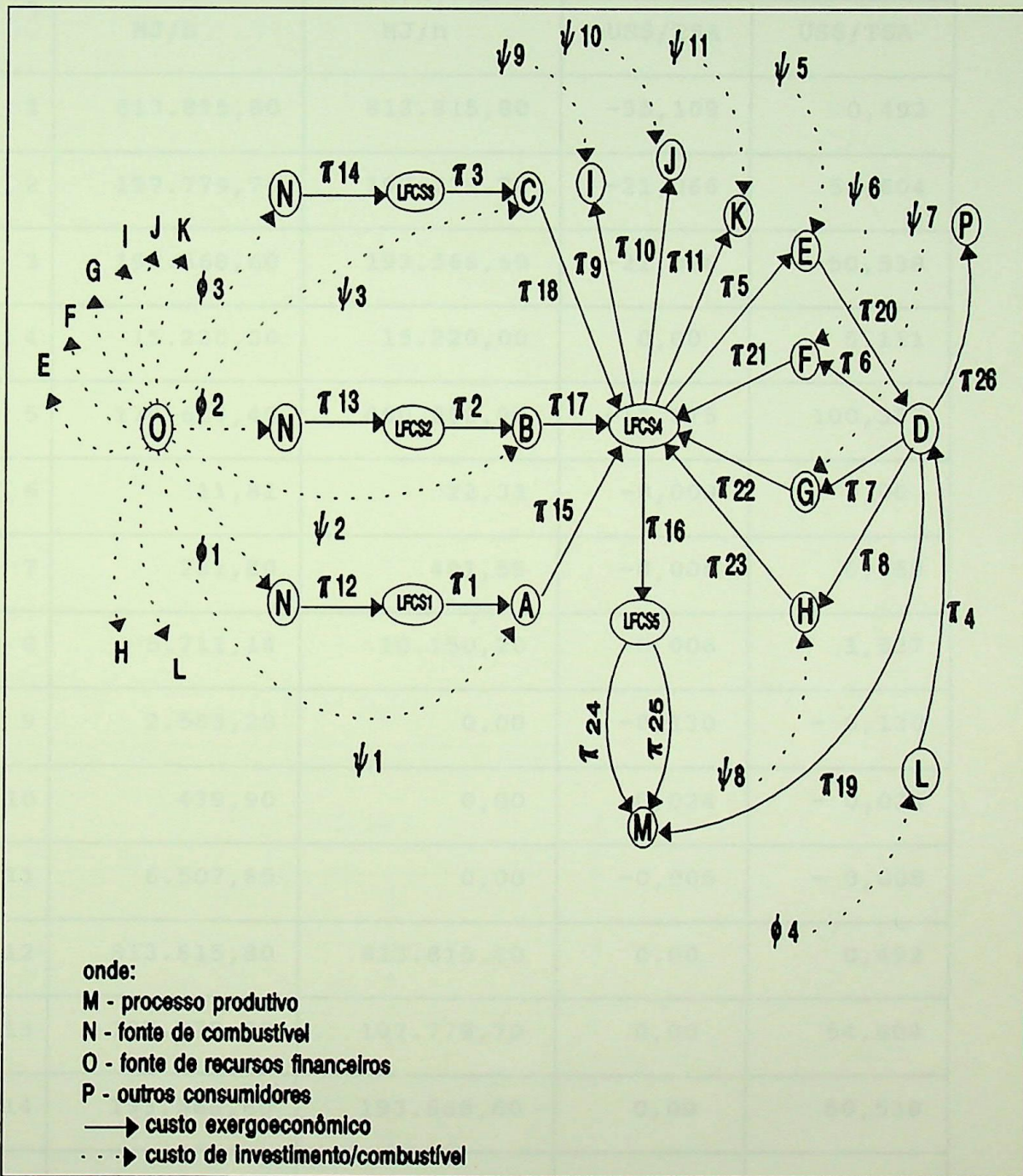


FIGURA 4.6 - DIAGRAMA DE CUSTOS EXERGOECONÔMICOS

TABELA IV.3 - CARACTERÍSTICAS DAS INTERAÇÕES EXERGÉTICAS

j	E	E*	Z	II
	MJ/h	MJ/h	US\$/TSA	US\$/TSA
1	813.815,80	813.815,80	-35,109	0,492
2	197.779,70	197.779,70	-21,066	54,604
3	193.568,60	193.568,60	-21,006	50,538
4	15.220,00	15.220,00	0,00	5,111
5	178.619,40	660.588,90	-14,075	100,327
6	11,81	22,31	-0,003	0,00
7	221,80	401,59	-0,006	0,055
8	5.711,14	10.150,20	-0,006	1,537
9	2.583,20	0,00	-0,130	- 0,130
10	439,90	0,00	-0,024	- 0,024
11	6.507,85	0,00	-0,005	- 0,005
12	813.815,80	813.815.80	0,00	0,492
13	197.779,70	197.779,70	0,00	54,604
14	193.568,60	193.568,60	0,00	50,538
15	234.934,40	813.815,80	0,00	35,601

16	150.109,20	555.149,30	0,00	84,317
17	77.434,03	197.779,70	5,111	75,670
18	68.349,87	193.568,60	0,491	71,604
19	107.781,60	514.734,80	54,604	91,249
20	130.020,00	660.588,90	50,538	114,400
21	6,03	22,31	0,00	0,003
22	108,59	401,59	0,00	0,061
23	2.744,56	10.150,20	0,00	1,541
24	76.665,70	283.533,00	0,00	43,060
25	73.443,50	271.616,30	0,00	41,252
26	31.513,00	150.500,10	0,00	26,678

TABELA IV.4 - CARACTERÍSTICAS DOS
SUBSISTEMAS

i	D	η
	MJ/h	%
1	578.881,40	28,87
2	120.345,70	39,15
3	125.218,70	35,31

4	0,00	100,00
5	48.599,44	72,79
6	5,78	51,08
7	113,21	48,96
8	2.966,58	48,06
9	2.583,20	0,00
10	439,90	0,00
11	6.507,85	0,00
12	0,00	100,00
13	0,00	100,00
14	0,00	100,00
15	45.317,89	88,19
16	0,00	100,00

4.4 - ANÁLISE DE RESULTADOS

Os custos exergoeconômicos, apresentados acima, representam as despesas necessárias para suprir o processo produtivo de vapor e eletricidade, a fim de possibilitar que o mesmo produza 43,3458 toneladas de celulose seca ao ar por hora. Assim, pode-se afirmar que economicamente tais valores representam fluxos monetários, conforme mostrado na figura 4.6. Logo, os valores negativos de

alguns custos exergoeconômicos indicam que os sentidos adotados inicialmente para os respectivos fluxos monetários estão invertidos. Este é o caso do condensador, do tanque de água quente e do desaerador, que pela modelagem exérgica foram considerados locais de destruição de exérgia e cuja proposição pertinente estabeleceu nulo o valor da interação exérgica, portanto, o custo exergoeconômico destas interações é igual ao investimento feito no correspondente equipamento.

No caso do custo exergoeconômico da eletricidade fornecida à bomba de água de reposição, verifica-se que o mesmo é zero, devido a limitação de custo na saída da mesma, fazendo com que o fluxo seja anulado, o que pode ser ilustrado pela figura 4.7.

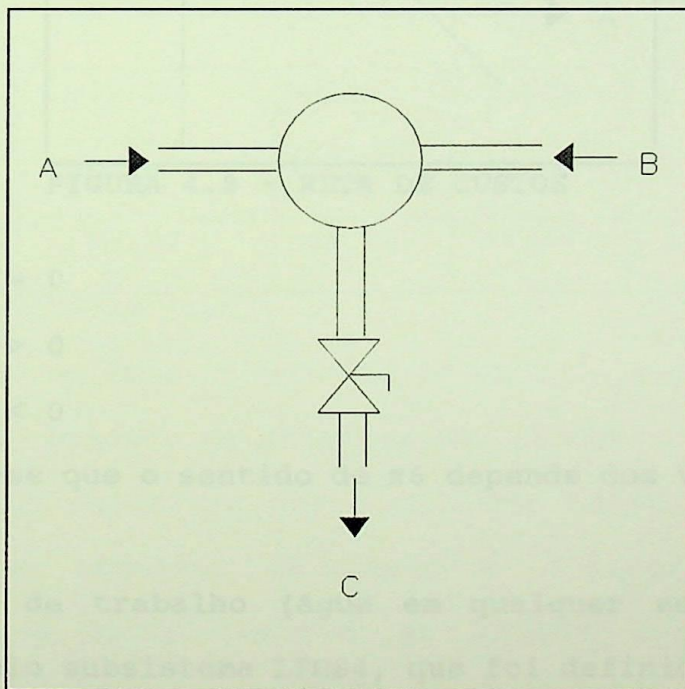


FIGURA 4.7 - ESQUEMA DE FLUXO

Os fluxos da figura 4.7 podem ser representada por uma equação onde o fluxo "C" tem um valor constante (k), devido a limitação imposta,

então:

$$k = A + B$$

ou

$$A = k - B$$

Esta equação representa uma reta (figura 4.8).

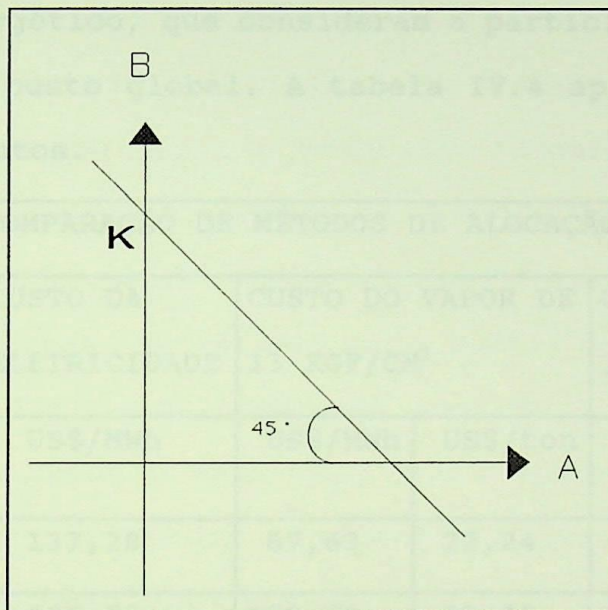


FIGURA 4.8 - RETA DE CUSTOS

$$\text{se } B = k \Rightarrow A = 0$$

$$\text{se } B < k \Rightarrow A > 0$$

$$\text{se } B > k \Rightarrow A < 0$$

Então, conclui-se que o sentido de π_6 depende dos valores de π_{21} e de ψ_6 .

O fluido de trabalho (água em qualquer estado físico) é representado pelo subsistema LFCS4, que foi definido como sendo um sistema fictício e reversível. No entanto, observa-se que o mesmo apresenta um rendimento exergético inferior a 100 %. Isto se deve ao fato dos cálculos terem sido feitos em bases reais, o que

implica que as perdas gerais (massa, temperatura, pressão, etc) do fluido de trabalho estão implícitas nos referidos cálculos.

A fim de se ter uma comparação para o procedimento de alocação de custos adotado, fez-se alocações de custos para o vapor de 3 e de 13 kgf/cm² e eletricidade utilizando-se os critérios exergético e energético, que consideram a participação relativa de cada produto no custo global. A tabela IV.4 apresenta os custos destes três produtos.

TABELA IV.5 - COMPARAÇÃO DE MÉTODOS DE ALOCAÇÃO					
CRITÉRIO	CUSTO DA ELETRICIDADE	CUSTO DO VAPOR DE 13 KGF/CM ²		CUSTO DO VAPOR DE 3 KGF/CM ²	
	US\$/MWh	US\$/MWh	US\$/ton	US\$/MWh	US\$/ton
ADOTADO[1]	137,28	87,63	22,24	87,63	15,98
EXERGÉTICO[2]	108,60	108,60	28,10	108,60	20,22
ENERGÉTICO[3]	44,36	44,36	36,64	44,36	34,55

[1] McGovern e O'toole (1992)

[2] Descrito no capítulo 1; baseado na exergia dos produtos.

[3] Procedimento baseado na entalpia dos produtos.

Esta tabela demonstra que o critério selecionado fornece o menor custo por tonelada de vapor e o maior custo para a eletricidade, em contra-posição ao método energético. Já o procedimento exergético fornece valores intermediários, embora para a exergia do vapor forneça o maior custo. Comparando-se os resultados advindos dos métodos que se baseiam na exergia [1,2] com os resultados do método energético [3] verifica-se que são

compatíveis com os estudos de Tsatsaronis e Valero (1989), que afirmam que o custo por unidade de exergia é mais caro que o custo por unidade de energia (entalpia).

A análise acima compara três métodos de alocação aplicados em uma mesma planta de cogeração. No entanto, caso se pretendesse comparar os resultados destes critérios de alocação quando aplicados em sistema de cogeração e em plantas convencionais de geração de calor (boiler) e potência (centrais elétricas de condensação), seriam consideradas as conclusões de Yang et alii (1992). Estes pesquisadores, baseado nos estudos de Hua (1988), afirmam, pelo critério energético, ser a eletricidade cogerada mais barata que a eletricidade produzida por um sistema de potência convencional e o vapor é mais caro que o gerado por um boiler, enquanto que pelo critério exergético a eletricidade cogerada pode ser mais cara e o vapor mais barato.

O valor de 137,28 US\$/MWh para a eletricidade e 87,63 US\$/MWh para a exergia do vapor foram determinados considerando-se as despesas de implantação do sistema de cogeração. Entretanto, se a planta já estivesse instalada, incidindo apenas o custo dos combustíveis e as despesas de operação e manutenção, o custo da eletricidade seria de 72,72 US\$/MWh e da exergia do vapor de 52,35 US\$/MWh. Deste montante, o combustível contribuiu com 69,49 US\$/MWh e 50,58 US\$/MWh, respectivamente.

Do ponto de vista do processo produtivo, a casca de madeira é um resíduo industrial e é repassado ao Departamento de Utilidades a um custo zero, sendo alocado ao lenho (cerne ou resíduo) o custo

relativo à lenha (20 US\$/ton). Se fosse adotado este procedimento o custo da energia elétrica seria reduzido em 29 %, passando para 97,46 US\$/MWh e o vapor teria um custo 58,66 US\$/MWh, que equivale a uma redução de 33 % .

CAPÍTULO 5 - CONCLUSÕES

5.1 - CONCLUSÕES GERAIS

A comparação dos procedimentos de alocação de custos não permite estabelecer o melhor ou mais adequado, pois, apresentaram resultados compatíveis entre si.

A metodologia proposta neste trabalho tem vantagens decorrentes da utilização de cálculos matriciais, como a automaticidade dos procedimentos de cálculo dos fluxos associados a cada processo, dos custos destes fluxos, da exergia destruída em cada subsistema e da eficiência de cada componente. Também a de permitir a visualização dos fluxos exergéticos e monetários através de diagramas representativos da planta de cogeração.

Outro grande benefício deste procedimento é a facilidade que o mesmo proporciona para se efetuar uma análise de sensibilidade, verificando-se o comportamento dos custos com a melhoria da eficiência dos equipamentos, ou, mesmo, analisando o valor dos produtos (eletricidade e vapor) quando se utiliza outros combustíveis alternativos à madeira, já que apresenta maior custo dos insumos desta planta.

As metodologias de alocação de custos de sistemas energéticos geralmente quantificam as irreversibilidades para rateá-las aos produtos ou consideram a participação relativa dos produtos no custo global da planta. Já a metodologia selecionada não considera as irreversibilidades como forma de alocação de custos, mantendo-as dentro da fronteira global de análise onde são transferidas

automaticamente aos produtos pela configuração do sistema de cogeração. Isto é comprovado quando se analisa o sistema de equações lineares referente ao custo exergoeconômico, pois, as irreversibilidades não são evidenciadas, embora estejam implícitas nas equações.

5.2 - RECOMENDAÇÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Propõe-se um estudo comparativo desta metodologia com metodologias de custeio desenvolvidas por outros autores, dentre elas, os procedimentos citados no capítulo 1.

Sugere-se complementar este trabalho desenvolvendo-se estudos referentes à:

- otimização dos custos exergoeconômicos;
- análise de sensibilidade exergética e econômica;
- análise dinâmica da operação da planta e
- análise de auto-suficiência em energia elétrica.

BIBLIOGRAFIA

Almeida, M.T., 1987, Vibrações Mecânicas para Engenheiros, Edgard Blücher, São Paulo.

Baehr, H.D., 1965, "Definition and Calculation of Exergy and Energy" (in German), Brennst. Wärme Kraft, Vol. 17, nº 1, pp. 1-6.

Balanco Energético Nacional (BEN), 1992, Ministério da Infra-estrutura, Brasília.

Barin, I and Knacke, O., 1973, Thermochemical Properties of Inorganic Substances, Springer, Berlin.

Boehm, R.F., 1987, Design Analysis of Thermal System, John Wiley & Sons INC, New York.

Brameller, A.; Allan, R.N. and Hamam, Y.M., Sparsity, 1976, Pitman Publishing, New York.

Contador, C.R., 1988, Avaliação Social de Projetos, Editora Atlas, São Paulo.

Felder, R. M. e Rousseau, R., 1978, Principios Basicos de los Processos Quimicos, Editorial el Manual Moderno, Mexico.

Gaggiolli, R., 1978, "Available Energy Accounting - A Cogeneration Case Study", National Meeting of Aiche, Philadelphia.

Hu, D., 1985, Cogeneration, Reston Publishing Co.

Hua, B., 1988, The Analysis and Synthesis of Process Energy Systems, Hydrocarbon Press, Beijing.

Jorquera, C., 1989, "Cogeração na Indústria de Papel e Celulose", I Simpósio Brasileiro sobre Cogeração de Energia na Indústria, Campinas.

Kehlhofer, R., 1987, A Comparison of Power Plants for Cogeneration of Heat and Electricity, BBC Publication nº CH-T 040163 E, zurich.

Kotas, T.J., 1985, The Exergy Method of Thermal Plant Analysis, Butterworths, London.

McGovern, J.A. and O'toole, F., 1992, "A Virtual-System Concept for Exergy Analysis of Flow Network Plant", Proceedings of the International Symposium on Efficiency, Costs, Optimization and Simulation of Energy System, pp. 155-166, Zaragoza, Spain.

Marecki, J., 1988, Combined Heat & Power Generating System, Peter Peregrinus Ltd.

Nigris, T., 1988, Celulose e Papel, Tecnologia de Fabricação do Papel, Instituto de Pesquisas Tecnológicas de São Paulo S. A., São Paulo.

Nogueira, L.A.H., 1992, "Marco Legal y Características Economicas de la Cogeneración en Brasil", Relatório OLADE/GTZ, Quito.

Nogueira, L.A.H., Silveira, J.L., Balestiere, J.A.P. e Massafeli, N., 1989, "Análise Exergética da Unidade I da UTE de Piratininga", SNPTEE - Seminário Nacional de Produção e transmissão de Energia Elétrica, Curitiba.

Puccini, A.L., Hess, G., Marques, J.L.M. e Paes, L.C.M.R., 1978, Engenharia Econômica, Difusão Editorial S.A., Rio de Janeiro.

Peltier, R.V. and Ring, J.F., 1986, "Managing Cogeneration Systems", Energy Engineering, Volume 86, Número 5.

Rant, Z., 1964, "Exergy and Anergy" (in German), Wiss. Tech. Univ. Dresden, Vol. 13, nº 4, pp. 1145-1149, 1964.

Riekert, L., 1974, "The Efficiency of Energy Utilization in Chemical Process", Chem. Eng. Sci., , Vol. 29, pp. 1613-1620.

Saddy, M., 1986, "A Cogeração de Eletricidade e Calor no Brasil", Eletricidade moderna.

Serra, L., Lozano, M.A., Valero, A. and Torres C., 1992, "Application of the Exergetic Cost Theory to the CGAM Problem", International Symposium on Efficiency, Costs, Optimization and Simulation of Energy System, Zaragoza, Spain.

Shreve, R.N. and Brink Jr, J.A., 1980, Indústrias de Processos Químicos, Editora Guanabara Dois, Rio de Janeiro.

Silveira, J.L., 1990, Estudo de Sistema de Cogeração Aplicado à Indústria de Papel e Celulose, Tese de Mestrado, Escola Federal de Engenharia de Itajubá, Itajubá.

Smook, G.A., 1988, Handbook for Pulp and Paper Technologists, Editor Technical M.J. Kocurek, Canadian Cataloguing in Publication.

Stodola, A., 1898, "The Cyclic Processes of the Gas Engine" (in German), Z. VDI, Vol. 32, nº 38, pp. 1086-1091.

Szargut, J., Morris, D.R. and Steward, F.R., 1988, Exergy Analysis of thermal, Chemical, and Metallurgical Process, Hemisphere Publishing Coporation, New York.

Szargut, J., 1980, "International Progress in Second Law Analysis", Energy, Vol. 5, nº 8/9, pp. 709-718.

Tsatsaronis. G., and Valero, A., 1989, "Thermodynamics Meets

Economics", Mecanical Engineering nº 84.

Valadão Flores, L.F., 1993, Análise Termodinâmica da Indústria de Papel e Celulose, Tese de Doutorado (em andamento), Universidade Estadual de Campinas, Campinas.

Valero, A., Lozano, M.A. and Munoz, M., 1986, "A General Theory of Exergy Saving: I. On the Exergetic Cost, in Computer Aided", Engineering of Energy Systems, ed. R. A. Gaggioli, AES-vol. 2-3, ASME, pp. 1-8.

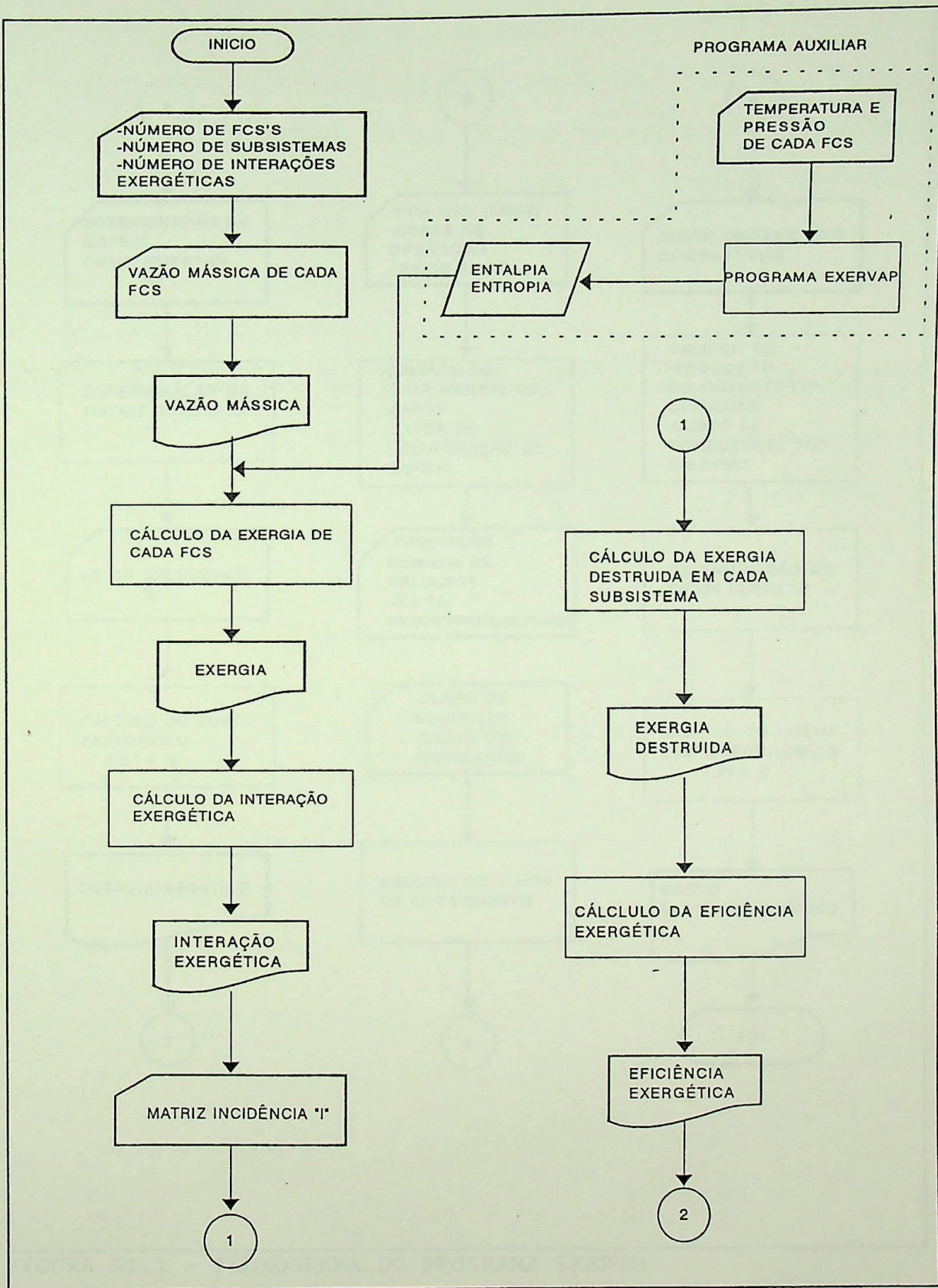
Yang, D., Wang, J.C. ., Lin, S. and Zhang, D., 1992, "Methodology for Exergy-Anergy Costing", Proceedings of the International Symposium on Efficiency , Costs, Optimization and Simulation of Energy System, pp. 167-172, Zaragoza, Spain.

Walter, A.C.S., Bajay, S.V. e Nogueira, L.A.H., 1991, "Métodos de Alocação de Custos Comuns em Instalações de Cogeração", XI Congresso Brasileiro de Engenharia Mecânica, pp. 153-156, São Paulo.

Wunsch, A., 1986, Conversion of Gás Turbines into Combined Cycle Power Plants, Department for Conventional Power Plants, BBC Brown Boveri, Zurich.

APÊNDICE A - PROGRAMA COMPUTACIONAL - EXERGO

Todos os cálculos efetuados neste trabalho foram concentrados em um único programa denominado EXERGO. Optou-se pela linguagem Basic, devido a simplicidade dos cálculos e por já se dispor, nesta linguagem, de programa para resolução de sistema de equações lineares e inversão de matrizes (Almeida, 1987) e também por não necessitar de computadores potentes, podendo-se utilizar micro computadores. O programa EXERGO é de aplicação específica a esta planta, pois, dados de entrada, como a matriz incidência, representam a estrutura do sistema de cogeração em questão. O fluxograma do programa EXERGO é apresentado na figura A1.1. Utilizar-se-à o programa EXERVAP (Valadão Flores, 1993) para determinação da entalpia e da exergia do fluido de trabalho (água em qualquer estado físico). No apêndice 2 é apresentado um descritivo suscito do programa EXERVAP.



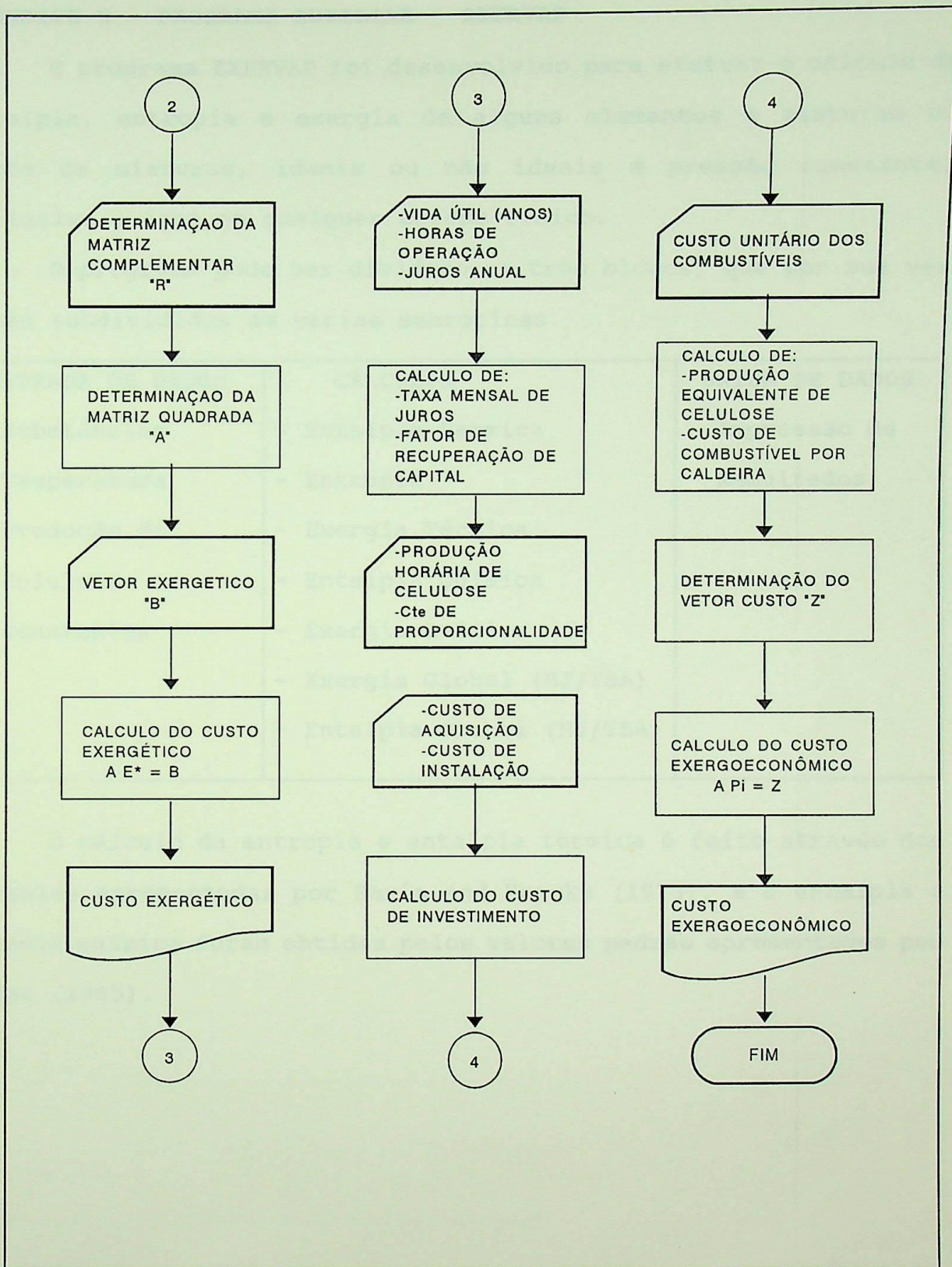


FIGURA A1.1 - FLUXOGRAMA DO PROGRAMA EXERGO

APÊNDICE B - PROGRAMA AUXILIAR - EXERVAP

O programa EXERVAP foi desenvolvido para efetuar o cálculo da entalpia, entropia e exergia de alguns elementos e misturas ou parte de misturas, ideais ou não ideais a pressão constante, inclusive a água em qualquer estado físico.

O programa pode ser dividido em três blocos, que por sua vez estão subdivididos em várias subrotinas.

ENTRADA DE DADOS	CÁLCULOS	SAÍDA DE DADOS
- Substâncias	- Entalpia Térmica	- Impressão de
- Temperatura	- Entropia	Resultados
- Produção de Celulose	- Exergia Térmica	
- Constantes	- Entalpia Química	
	- Exergia Química	
	- Exergia Global (MJ/TSA)	
	- Entalpia Global (MJ/TSA)	

O cálculo da entropia e entalpia térmica é feito através das fórmulas apresentadas por Barin and Knacke (1973), e a entalpia e exergia química foram obtidas pelos valores padrão apresentados por Kotas (1985).

APÊNDICE C - MÉTODO PARA DETERMINAÇÃO DOS LAÇOS DE UMA MALHA

A aplicação da teoria de topologia de circuitos, neste trabalho, visa automatizar a geração das equações auxiliares oriundas da proposição laço e tem como matriz básica a matriz incidência. O procedimento consiste em reduzir a matriz incidência numa matriz representativa de laços mínimos.

A seguir apresenta-se esta teoria, conforme Brameller et alii (1976).

a) Matriz de incidência "Branch-Nodal"

Considerando-se o grafo abaixo:

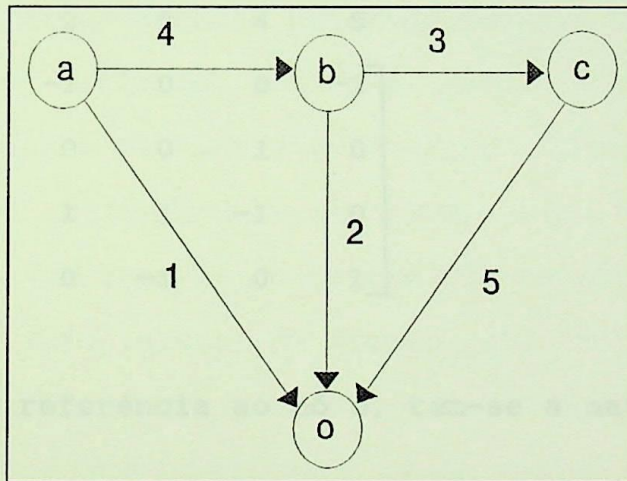


FIGURA C1.1 - GRAFO

RAMO	1	2	3	4	5
NÓ ORIGEM	a	b	b	a	c
NÓ DESTINO	o	o	c	b	o

A matriz incidência é retangular, com número de linhas igual

ao número de nós, e número de linhas igual ao número de ramos da malha. O elemento C_{ij} da linha i e da coluna j da matriz incidência C' corresponde ao nó i e ao ramo j , definido como:

$$C'_{ij} = \begin{cases} +1, & \text{se o ramo } j \text{ sai do nó } i; \\ -1, & \text{se o ramo } j \text{ entra no nó } i \text{ e} \\ 0, & \text{se o ramo } j \text{ não é ligado ao nó } i. \end{cases}$$

Esta matriz é chamada de matriz incidência Branch-nodal não reduzida.

c) Matriz incidência "Branch-loop"

		1	2	3	4	5
C'	=	-1	-1	0	0	-1
	a	1	0	0	1	0
	b	0	1	1	-1	0
	c	0	0	-1	0	1

Fazendo-se referência ao nó o , tem-se a matriz Branch-nodal reduzida.

		1	2	3	4	5
C	=	1	0	0	1	0
	b	0	1	1	-1	0
	c	0	0	-1	0	1

b) Matrizes de incidência árvore e co-árvore

Um sub-grafo conexo no qual o número de ramos é igual ao

número de nós menos 1 é definido como árvore. Aos ramos removidos chama-se co-árvore.

$$C = \begin{array}{c} \\ \\ \\ \end{array} \begin{array}{ccccc} 1 & 2 & 3 & 4 & 5 \\ \left[\begin{array}{ccc|cc} 1 & 0 & 0 & 1 & 0 \\ 0 & 1 & 1 & -1 & 0 \\ 0 & 0 & -1 & 0 & 1 \end{array} \right] \end{array} \\
 \begin{array}{cc} \text{árvore} & \text{co-árvore} \end{array}$$

c) Matriz incidência "Branch-loop"

Qualquer caminho fechado passando somente uma vez através de qualquer ramo é definido como um loop. O número de loops independentes é igual ao número de equações independentes.

Um loop básico consiste de qualquer número de ramos da árvore e um, mas somente um ramo da co-árvore. Desta forma, loops básicos dependem da definição inicial da árvore para um dado grafo.

Posto que cada loop básico corresponde a um ramo da co-árvore, o número de loops básicos e sendo assim, o número de loops independentes é igual ao número de ramos da co-árvore.

Os loops básicos podem ser definidos pela matriz Branch-nodal básica D, onde o elemento d_{ij} corresponde ao loop i e ramo j.

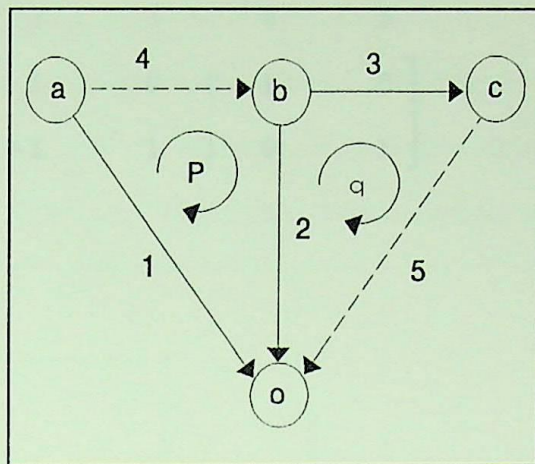


FIGURA C1.2 - LAÇOS DO GRAFO

$$d_{ij} = \begin{cases} +1 & \text{se a direção do loop básico é a mesma direção do ramo } j; \\ -1 & \text{se a direção do loop básico não for a direção do ramo } j; \\ 0 & \text{se o loop } i \text{ não inclui o ramo } j. \end{cases}$$

Se a direção dos loops básicos são as mesmos dos ramos da co-árvore e a matriz de incidência Branch-loop for particionada para se obter os ramos da ávore a da co-ávore, tem-se que:

$$CD = [CD_t \mid CD_c] = [CD_t \mid Id] \quad (A.1)$$

onde:

$$CD_t^T = - C_t^{-1} C_c \quad (A.2)$$

Para o grafo proposto tem-se que:

$$\begin{bmatrix} -1 & 0 \\ 1 & -1 \\ 0 & 1 \end{bmatrix} = - \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 1 \\ 0 & 0 & -1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} 1 & 0 \\ -1 & 0 \\ 0 & 1 \end{bmatrix} \quad (A.3)$$

$$CD_t^T = - C_t^{-1} C_c$$

Assim, tem-se a matriz representativa dos loops básicos.

$$CD = \begin{matrix} & 1 & 2 & 3 & 4 & 5 \\ \begin{matrix} p \\ q \end{matrix} & \begin{bmatrix} -1 & 1 & 0 & | & 1 & 0 \\ 0 & -1 & 1 & | & 0 & 1 \end{bmatrix} \end{matrix}$$

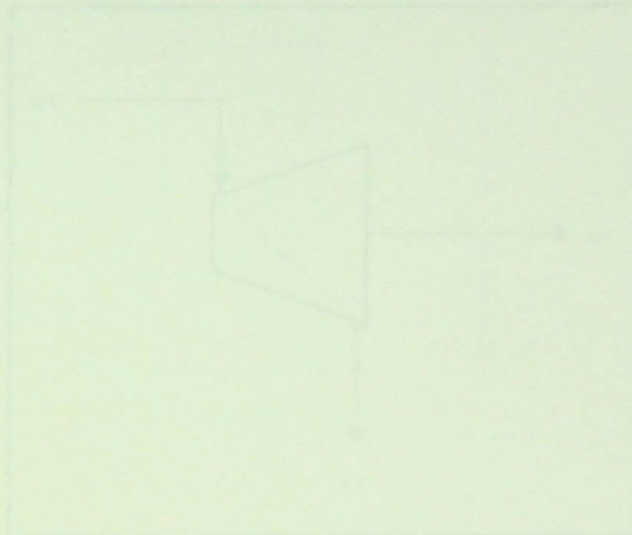


FIGURA 11.1 - Fluxo de Energia

Segundo (1998), define-se eficiência de energia (e) como a relação entre a energia dos fluxos que saem e a energia dos fluxos que entram no determinado sistema, ou seja:

$$e = \frac{W_{out}}{W_{in}} \quad (11.1)$$

Segundo et alii (1995) define-se eficiência energética para colheiras e turbo-gerador, como a relação entre a energia útil e a energia gasta para gerar esta mesma energia.

$$e = \frac{W_{util}}{W_{gasta}} \quad (11.2)$$

APÊNDICE D - EFICIÊNCIA DE SEGUNDA LEI

Neste tópico são analisados três critérios de determinação da eficiência exergética de um sistema termodinâmico.

Será considerado o sistema hipotético apresentado na figura D1.1.

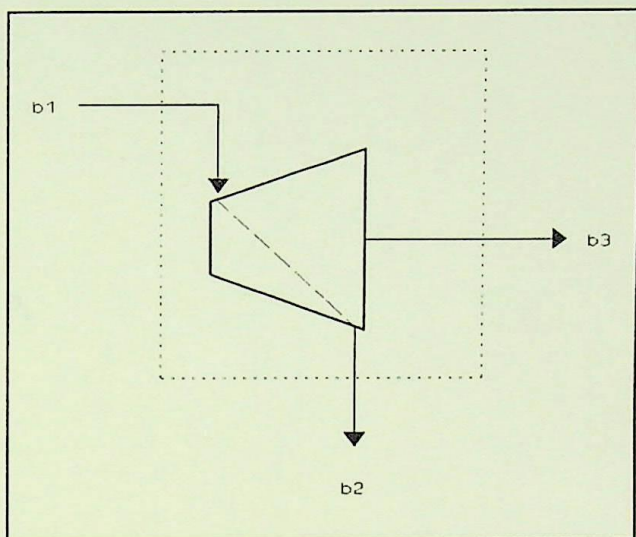


FIGURA D1.1 - FLUXOS DE EXERGIA

Szargut (1988) define eficiência de segunda lei como a relação entre a exergia dos fluxos que saem e a exergia dos fluxos que entram em um determinado sistema, ou seja:

$$\eta_1 = \frac{vm_2 b_2 + vm_3 b_3}{vm_1 b_1} \quad (D.1)$$

Nogueira et alii (1989) definem a eficiência exergética, para caldeiras e turbo-gerador, como a relação entre a exergia útil e a exergia gasta para gerar este fluxo exergético.

$$\eta_2 = \frac{vm_3 b_3}{vm_1 b_1} \quad (D.2)$$

McGovern e O'toole (1992), conforme apresentado no capítulo 4, definem eficiência exergetica como a relação entre a interação exergetica que sai e a interação exergetica que entra em um sistema.

$$\eta_3 = \frac{e_s}{e_e} \quad (D.3)$$

por definição:

$$e_e = vm_1 b_1 - vm_2 b_2 \quad (D.4)$$

e

$$e_s = vm_3 b_3 \quad (D.5)$$

logo:

$$\eta_3 = \frac{vm_3 b_3}{vm_1 b_1 - vm_2 b_2} \quad (D.6)$$

Um excelente equipamento para se analisar comparativamente os procedimentos descritos é a válvula, por ser um equipamento destruidor de exergia e que não realiza trabalho útil.

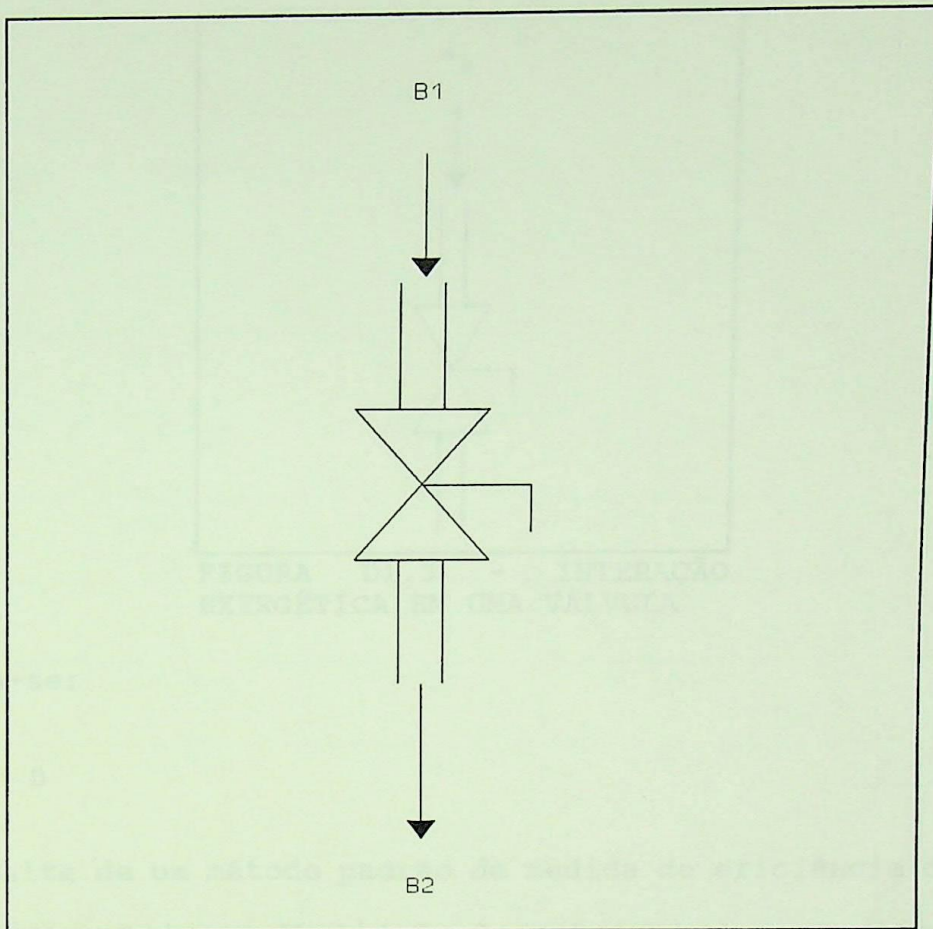


FIGURA D1.2 - FLUXO EXERGÉTICO ATRAVÉS DE UMA VÁLVULA

Para a válvula verifica-se que as definições dada por Szargut (1988) e por Nogueira (1992) se equivalem.

$$\eta_1 = \eta_2 = \frac{B_s}{B_e} \neq 0 \quad (D.7)$$

Para determinação da eficiência segundo definição de McGovern e O'toole é conveniente converter os fluxos de exergia apresentados na figura D1.2 em interação exergética (figura D1.3).

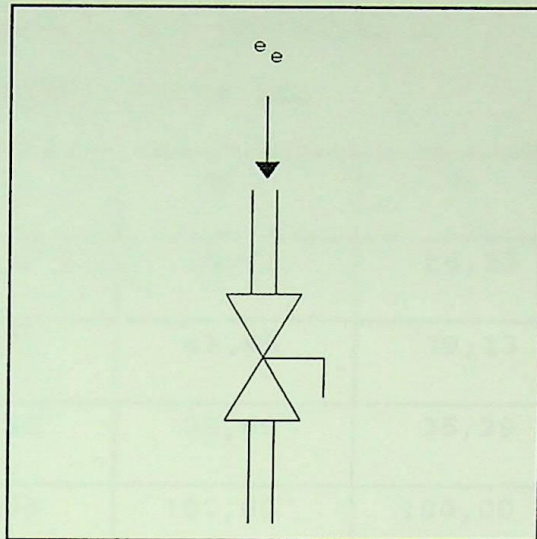


FIGURA D1.3 - INTERAÇÃO EXERGÉTICA EM UMA VÁLVULA

Assim tem-se:

$$\eta_3 = \frac{0}{e_e} = 0$$

(D.8)

A falta de um método padrão de medida de eficiência de 2ª lei pode se dever à impossibilidade de cobrir todos os objetivos do equipamento. Por exemplo: a válvula deve ter eficiência zero quando ela é analisada como um equipamento realizador de trabalho, mas quando se analisa a válvula como um equipamento redutor de pressão necessário à planta é coerente que tenha uma eficiência mensurável (efetividade).

A seguir apresenta-se os resultados da aplicação dos três critérios de medição da eficiência de 2ª lei nos subsistemas da planta de cogeração, analisada neste trabalho.

TABELA D.1 - COMPARAÇÃO DOS CRITÉRIOS DE EFICIÊNCIA DE 2ª LEI

SUBSISTEMA	η_1	η_2	η_3
A	28,09	29,08	28,85
B	41,87	43,85	39,13
C	37,96	39,60	35,29
D	100,00	100,00	100,00
E	87,89	87,24	72,79
F	50,80	50,80	51,07
G	95,60	95,60	48,96
H	87,15	87,15	48,06
I	0,72	0,72	0,00
J	80,32	80,32	0,00
K	72,67	72,67	0,00
LFCS1	-	-	100,00
LFCS2	-	-	100,00
LFCS3	-	-	100,00
LFCS4	-	-	88,33
LFCS5	-	-	100,00

DATA 31/01/1994
 PROC. _____
 PED. PPG
 LIV. _____
 Cz\$ JOACAS

FICHA 01 T. 740
 EFEI / Biblioteca Mauá
 621.311.2:676(043.2) *A 447a*
 ALMEIDA, R. A. de.
 Alocação de custos segundo
 uma visão exergetica: aplica
 ção à cogeração em indústrias...

Data entrada	N.º Registro	Data
	4	André Raimon

EFEI
BIBLIOTECA MAUÁ

Esta publicação deverá ser devolvida
 dentro do prazo estipulado.

O leitor é responsável pela publicação
 em seu poder.

EFEI - BIBLIOTECA MAUÁ
 8200740

 NÃO DANIFIQUE ESTA ETIQUETA