

**TESE
1231**

UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ

**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO
EM ENGENHARIA MECÂNICA**

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

**Análise Termoeconômica do Processo de
Geração de Vapor e Potência do Segmento de
Celulose e Papel**

JOSIAS DA SILVA

ORIENTADOR: PROF. DR. ROGÉRIO JOSÉ DA SILVA

CO-ORIENTADOR: PROF MSc. MANUEL DA SILVA VALENTE DE ALMEIDA

Dissertação de Mestrado apresentada a comissão de Pós-Graduação da Universidade Federal de Itajubá UNIFEI, como requisito parcial para a obtenção do Título de Mestre em Ciências em Engenharia Mecânica na Área de Concentração em Conversão de Energia.

ITAJUBÁ –MG

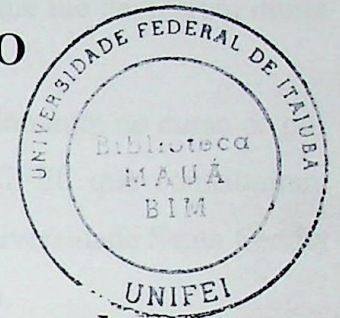
2002

CLASS. 676 (043)
CUTIES 5 586a
TOMBO. 1231

UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ

**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA
MECÂNICA**

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO



**Análise Termoeconômica do Processo de
Geração de Vapor e Potência do Segmento de
Papel e Celulose**

JOSIAS DA SILVA

Membros da Bancada Examinadora

- 1- Prof. Dr. Silvio de Oliveira Júnior (USP)**
- 2- Prof. Dr. Sebastião Varela (UNIFEI)**
- 3- Prof. MSc. Manuel S.V. Almeida (UNIFEI)- Co-orientador**
- 4- Prof. Dr. Rogério José da Silva (UNIFEI)- Orientador**

ITAJUBÁ –MG

2002

AGRADECIMENTOS

Inicialmente agradeço a Deus por ter me dado a oportunidade de iniciar esta tão importante etapa da minha vida e, principalmente, por ter me dado forças para terminá-la.

Aos meus orientadores, Rogério José da Silva e Manuel da Silva Valente de Almeida, que não mediram esforços para o desenvolvimento desse trabalho, e que me dedicaram muita atenção e amizade.

A todos os professores e, em especial, aos professores que lecionaram no curso de pós graduação, e funcionários da Universidade Federal de Itajubá –UNIFEI, que contribuíram para a realização desse trabalho; aos professores e funcionários de Universidade Santa Cecília –UNISANTA- que também contribuíram para a realização desse curso.

Aos colegas do curso de mestrado, em particular, àquelas com os quais eu partilhei momentos de muito trabalho e alegria.

Ao colega MSc Aldo Ramos, que muito contribuiu para o desenvolvimento deste trabalho, não medindo esforços e sempre esteve disposto a contribuir.

Aos meus familiares, em especial a minha esposa Priscila, e aos filhos que sempre souberam entender a minha ausência, devido ao pouco tempo disponível, mas que nunca deixaram de me apoiar.

Aos amigos da Suzano Baía Sul pelo apoio dado e liberado dados do complexo Industrial, para a obtenção dos dados técnicos, fornecendo literatura a respeito do processo..

À administração da UNISANTA pelo Convênio feito com a UNIFEI, o que me permitiu a realização desse curso de mestrado.

RESUMO

O aproveitamento de Papel e Celulose, tanto com o aproveitamento de energia elétrica, como com o aproveitamento de energia térmica e de energia mecânica, são temas de grande importância para a indústria.

As vantagens da Celulose, bem como as vantagens (Papel e Celulose) serão apresentadas, bem como a produção de energia elétrica a partir da energia produzida no processo e de aproveitamento de energia.

Neste trabalho, o aproveitamento de energia elétrica, bem como o aproveitamento de energia térmica e de energia mecânica, são temas de grande importância para a indústria.

Para a indústria, o aproveitamento de energia elétrica, bem como o aproveitamento de energia térmica e de energia mecânica, são temas de grande importância para a indústria.

Este trabalho tem por objetivo apresentar e discutir os aspectos técnicos e econômicos da produção de energia elétrica a partir da energia produzida no processo e de aproveitamento de energia.

No âmbito do aproveitamento dos sistemas de aproveitamento de energia elétrica, bem como o aproveitamento de energia térmica e de energia mecânica, são temas de grande importância para a indústria.

Para a indústria, o aproveitamento de energia elétrica, bem como o aproveitamento de energia térmica e de energia mecânica, são temas de grande importância para a indústria.

Este trabalho tem por objetivo apresentar e discutir os aspectos técnicos e econômicos da produção de energia elétrica a partir da energia produzida no processo e de aproveitamento de energia.

No âmbito do aproveitamento dos sistemas de aproveitamento de energia elétrica, bem como o aproveitamento de energia térmica e de energia mecânica, são temas de grande importância para a indústria.

Para a indústria, o aproveitamento de energia elétrica, bem como o aproveitamento de energia térmica e de energia mecânica, são temas de grande importância para a indústria.

Dedico esse trabalho á minha querida
esposa, Priscila Firmino, aos meus
queridos filhos e ao meu saudoso pai,
Domingos da Silva

RESUMO

O seguimento de Papel e Celulose, junto com o setor de açúcar e álcool está entre os maiores consumidores de biomassa e de energia do setor industrial.

As indústrias de Celulose, bem como se integradas (Papel e Celulose) geram grande parte de energia consumida a partir da lixívia produzida no processo e de biomassa em geral.

Neste contexto, o presente trabalho analisa um sistema de geração de vapor e energia elétrica em uma indústria de Papel e Celulose.

Foram utilizados combustíveis com menores emissões de poluentes, como biomassa e gás natural.

Uma análise termoeconômica e exergoeconômica aplicada ao sistema térmico, busca melhorias para o sistema, bem como menores custos na produção, aliadas ao desenvolvimento de novas tecnologias para os equipamentos.

Na busca do aperfeiçoamento dos sistemas de conversão energética e de perda na utilização dos recursos primários, tem sido elaborados métodos de análise técnico-econômica de progressiva complexidade. Inicialmente estes métodos se baseiam na primeira Lei da termodinâmica e constituíram os métodos energéticos, na verdade uma contabilidade dos fluxos de energia, através da qual se quantificam as entradas e saídas de energias dos sistemas em estudos, de maneira que a energia aportada deve aparecer nos produtos.

Consideram-se como perdas os fluxos de energia que não são utilizados. Assim, a análise segundo tais métodos sugere que a ineficiência de um dispositivo ou de um processo é uma consequência dessas perdas, e que, a energia perdida sob este conceito quantifica a ineficiência.

Através dos resultados obtidos nas análises apresentados neste trabalho, pode-se avaliar e discutir as possibilidades de investimentos e melhorias no processo.

A eficiência dos equipamentos e os menores custos de produção, são pontos importantes a se avaliar em termos de exergoeconomia.

Assim, este trabalho tem como objetivo fazer uma análise da eficiência térmica com base na Segunda Lei da Termodinâmica. Apresenta-se aqui uma análise térmica que permitirá conhecer os equipamentos nos quais as melhorias de projeto tendem a ser mais significativas.

Palavras Chaves:

- | | |
|-----------------------------------|--|
| 1 – Indústria de Papel e Celulose | 4 – Processo de Fabricação de Papel e Celulose |
| 2 – Análise Termoeconômica | 5 – Processo de Geração de Vapor e Potência |
| 3 - Exergia | |

ABSTRACT

The Pulp and Paper, along with Alcohol and Sugar Industries are among the major biomass and energy consumers in all industrial business.

Pulp plants, as well as integrated Pulp and Paper plants in general, generate great part of the energy consumed from black liquor and biomass produced in the process.

In this context, the present Paper makes an analysis of the steam and electric energy generating system of a Pulp and Paper Plant.

Low pollutant emission fuels like biomass and natural gas have been used.

A thermoeconomic and exergoeconomic analysis was applied in search of improvements for the thermal-system, as well as lower production costs, combined to the development of new technologies for equipment.

In the search for improvement of energy conversion systems and wastes in the use of primary resources, progressively more elaborated technic-economical methods of analysis have been elaborated. Initially these methods have been based on the First Law of Thermodynamics, known as energy methods, actually an accounting of energy flows, through which the inlet and outlet of energy flows into the systems under study have been quantified, in such a way that the net ingress of energy is shown in the products.

Flows of energy that are not used are considered as losses. Thus the analysis based on this methods suggests that the inefficiency of a device or a process is a consequence of these losses and the energy lost under this concept quantifies the inefficiency.

Through the results of the analysis shown in this Paper, it is possible to evaluate and argue the possibilities of investments and improvements in the process.

The efficiency of the equipment and the lower production costs are the important points to be evaluated in terms of exergoeconomics.

The objective of this Paper is to make an analysis of the thermal efficiency, based on the Second Law of Thermodynamics. It is presented a thermal analysis that allows us to know the possibilities of savings for each equipment as a result of project improvements.

Key words:

- | | |
|-------------------------------------|---|
| 1 – Industry of Cellulose and Paper | 4 – Paper and Cellulose Fabrication Process |
| 2 – Thermoeconomic Analisis | 5 – Steam and Power Generation Process |
| 3 - Exergy | |

ÍNDICE
SUMÁRIO

	Página
RESUMO	i
ABSTRACT	ii
SUMÁRIO	iii
SIMBOLOGIA	vi
LISTA DE FIGURAS	viii
LISTA DE TABELAS	ix

CAPÍTULO 1 – INTRODUÇÃO

1.1 – Motivação do Presente Trabalho	1
1.2 – Objeto do Presente Trabalho	3
1.3 – Contribuição do Presente Trabalho	3
1.4 - Desenvolvimento do Presente Trabalho	4

CAPÍTULO 2 – O SEGMENTO DE PAPEL E CELULOSE

2.1 – Introdução	6
2.2 – A História do Papel	6
2.2.1 – No Mundo	6
2.2.2 – No Brasil	8
2.3– Panorama do Setor	8
2.4 – Perspectiva de Crescimento da Demanda e as Metas de Expansão da Produção de Celulose e Papel	9
2.5 – Processo de Fabricação de Papel e Celulose	11
2.5.1 – Introdução	11
2.5.2 – Processo de Fabricação da Pasta Celulósica	11
2.5.3 – Recuperação dos Produtos Químicos	12
2.5.4 – Processo de Fabricação de Papel	15
2.5.5 – Processo de Reciclagem	15

CAPÍTULO 3 – CONSUMO DE ENERGIA ELÉTRICA NO SEGMENTO DE PAPEL E CELULOSE

3.1 – Situação Atual do Segmento	17
3.2 – Levantamento de Dados de um Grupo de Empresas Seleccionadas	24

CAPÍTULO 4 – GERAÇÃO DE VAPOR E ENERGIA ELÉTRICA NO PROCESSO DE FABRICAÇÃO DE PAPEL E CELULOSE

4.1 – Introdução	26
4.2 – Histórico do Grupo Suzano	26
4.3– Necessidade de Vapor e Energia Elétrica do Processo de Fabricação de Papel e Celulose.	27
4.4 – Geração e Distribuição de Vapor e Energia Elétrica, Alimentação de Água e Combustíveis	32
4.4.1 – Caldeira Auxiliar CBC I	32
4.4.2 – Caldeira Auxiliar CBC II	35
4.4.3 – Caldeira Zanini	37
4.4.4 – Caldeira de Recuperação Química CBC III	40
4.4.5 – Caldeira de Recuperação Química GTV	45
4.4.6 – Distribuição de Vapor	46
4.5- Combustíveis	49
4.5.1 - Introdução	49
4.5.2 – Gás Natural	50
4.5.2.1 – Composição do Gás Natural	51
4.5.3 – Óleo Combustível	54
4.5.4 - Biomassa	57
4.5.5 – Licor Preto	60
4.6 – Distribuição de Energia Elétrica	64
4.7 – Sistema de Alimentação de Água para Caldeira	66

CAPÍTULO 5 EXERGIA: ANÁLISE EXERGÉTICA DO PROCESSO

5.1 – Introdução	68
5.2 – Conceitos Básicos sobre Exergia	68
5.2.1 – Exergia	68
5.2.2 – Exergia de uma Substancia	69
5.3 – Definição de Eficiência Racional	72
5.4 – Análise Exergética da Caldeira CBC III	73
5.4.1 – Cálculo da Exergia do Licor Preto	76
5.4.2 – Cálculo da Exergia do Vapor e Condensado	82
5.4.3 – Eficiência Exergética	83
5.5 - Análise Exergética da Caldeira de Recuperação Química GTV	84
5.5.1 – Cálculo da Exergia do Licor Preto	85
5.5.2 – Cálculo da Exergia do Vapor e Condensado	87

5.5.3 – Eficiência Exergética	87
5.6 – Análise Exergética da Caldeira Auxiliar CBC I	88
5.6.1 – Cálculo da Exergia do Óleo Combustível	90
5.6.2 – Cálculo da Exergia do Fluxo de Gases	91
5.6.3 – Cálculo da Exergia de Vapor e Condensado	93
5.6.4 – Eficiência Exergética	93
5.7 – Análise Exergética da Caldeira Auxiliar da CBC II	94
5.7.1 – Cálculo da Exergias do Gás Natural	96
5.7.2 – Cálculo da Exergia do Fluxo de Gases	97
5.7.3 – Cálculo da Exergia de Vapor e Condensado	100
5.7.4 – Eficiência Exergética	100
5.8 – Análise Exergética da Caldeira de Biomassa Zanini	100
5.8.1 - Cálculo da Exergia do Combustível	102
5.8.2 - Cálculo da Exergia do Fluxo de Gases	102
5.8.3 - Cálculo da Exergia de Vapor e Condensado	105
5.8.4 - Eficiência Exergética	105
5.9 – Análise Exergética das Turbinas e bombas	106
5.9.1 – Cálculo das Exergias	108
5.9.2 – Eficiência Exergética	109
5.10 – Eficiência dos Equipamentos	109

CAPÍTULO 6 – ANÁLISE TERMOECONÔMICA DE PROCESSO DE GERAÇÃO DE VAPOR E POTÊNCIA

6.1 – Introdução	112
6.2 – Teoria Termoeconômica	112
6.2.1 – Matriz de Incidência e Eficiência de F, P e L	114
6.2.2 – Regra de Atribuição de Custos	117
6.2.3 – Custos Exergoeconômicos	119
6.3 – Análise Termoeconômica do Processo	120
6.4 – Custos Exergoeconômicos	129
6.5 – Resultados e Discussões	136

CAPÍTULO 7 – CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

7.1 – Conclusões	141
7.2 – Recomendações	145

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	147
-----------------------------------	-----

ANEXOS	152
---------------	-----

SIMBOLOGIA

A) SÍMBOLOS LATINOS

Símbolo	Descrição	Unidade	Equação
[A]	Matriz de incidência de um processo		6.22
b	Exergia por Unidade de Massa	kW/kg	5.1
b	Exergia específica associada ao Fluxo de Calor	kW/kg	5.2
B	Exergia para Sistemas Térmicos	kW	5.3
B _g	Exergia para Gases	kW	5.4
B ^o _{Mg}	Taxa de exergia Química da Mistura	kJ/kmol	5.5
b ^o _g ^k	Exergia Química Padrão	kJ/kmol	5.6
B _s	Exergia do Sólido	kW	5.7
B _g	Exergia do Combustível	kW	5.10
B _{gt}	Exergia dos Gases	kW	5.61
B*	Custo Exergético		
BT	Bombas acionadas por Turbinas a vapor		
BM	Bombas acionadas por motores elétricos		
cp	Calor Específico	kJ/kmol.K	
GN	Gás Natural		
GNA	Gás Natural Associado		
h	Entalpia	kJ/kmol	
h _o	Entalpia Padrão	kJ/kmol	
I	Irreversibilidade	kW	5.62
I _i	Irreversibilidade do Sistema	kW	6.9
k	Custo Unitário		6.2
k ^{*F_i}	Custo Exergético Unitário do Recurso		6.11
k ^{*P_i}	Custo Exergético Unitário do Produto		6.12
L	Perda de Energia de um Sistema	kJ/kg	
•	Balço de Massa para Licor preto	kg/s	5.16
m _{Lp}			
•	Fluxo mássico dos Fundidos	kg/s	
m _{St}			
•	Vazão mássica dos Gases	kg/s	5.33
m _g			
•	Vazão Mássica dos Gases	kg/s	5.50
m _{g CBC I}			
•	Vazão Mássica dos Gases	kg/s	5.54
m _{g CBC II}			
•	Vazão Mássica para Biomassa	kg/s	5.56
m			
•F	Vazão Mássica dos Gases	kg/s	5.60
m _{g oleo}			
n _t	Vazão Molar Total do Ar na Saída dos Gases	kg/s	
n _{O₂}	Vazão Molar de O ₂ na Saída dos Gases	kmol/s	
n _{N₂}	Vazão Molar de N ₂	kmol/s	
n _{Lp 63%}	Vazão Molar de uma Substância	kmol/s	5.35

n_{oleo}	Vazão Molar para Óleo Combustível	kmol/s	5.48
n_i	Vazão Molar do Gás Natural	kmol/s	5.51
n_{bio}	Cálculo da vazão Molar do Combustível	kmol/s	5.55
O_{2L}	Porcentagem de Oxigênio Livre		5.31
s	Entropia	kJ/kmol.K	
s_o	Entropia Padrão	kJ/kmol. K	
T_o	Temperatura Padrão	K	
TRS	Redução Total de Sólidos		
Y_i	Porcentagem Peso do Composto		
Zn	Custo Variável de Fluxo de Atribuições Externas	R\$/s	6.26

B) SÍMBOLOS GREGOS

Símbolos	Descrição	Unidade	Equação
ε^o	Exergia Química Industrial do Combustível	kJ/kmol	
δ	Porcentagem de Irreversibilidade		6.9
η_B	Eficiência Exergética Global		6.4
[II]	Vetor Coluna que Representa os Custos Exergoeconômicos Incógnitos	R\$/s	
ψ_T	Eficiência Exergética da Turbina		5.64
ψ_B	Eficiência Exergética das Bombas		5.65
ψ	Eficiência Exergética		5.13
ϕ	Correlação para Substâncias Puras		5.9

LISTA DE FIGURAS

Figura	Descrição	Página
2.1	Processo de Fabricação da Pasta Celulósica	14
2.2	Processo de Fabricação de Papel	16
3.1	Porcentagem do consumo total de energia por categorias	20
3.2	Porcentagem do consumo total de energia do segmento	21
3.3	Matriz energética do segmento de papel e celulose em 1996	22
4.1	Distribuição de vapor e energia elétrica	28
4.2	Fluxograma simplificado do sistema térmico de vapor	31
4.3	Esquema do sistema de óleo da caldeira CBC I	33
4.4	Esquema dos fluxos da caldeira em operação real	34
4.5	Esquema simplificado do sistema de ar da caldeira	34
4.6	Esquema dos fluxos da caldeira em operação	37
4.7	Fluxograma simplificado do sistema de alimentação de biomassa da caldeira	38
4.8	Esquema simplificado do sistema de ar e gases de combustão da caldeira	38
4.9	Esquema dos fluxos da caldeira em operação	40
4.10	Sistema de ar e gás simplificado da caldeira de recuperação CBC III	43
4.11	Esquema de alimentação do licor preto da caldeira CBC III	44
4.12	Esquema de ar e gás simplificado da caldeira de recuperação GTV	45
4.13	Esquema de alimentação do licor preto da caldeira GTV	46
4.14	Distribuição do vapor para o processo	48
4.15	Processo de geração e distribuição de energia elétrica	65
4.16	Sistema de alimentação de água para caldeiras	67
5.1	Fluxograma dos fluxos de licor preto e água	74
5.2	Esquema dos fluxos mássicos do combustível, gases e fundidos (smelt)	82
5.3	Exergia dos gases, sólidos, vapor, condensado e trabalho elétrico	83
5.4	Esquema dos fluxos mássicos do combustível	86
5.5	Exergia dos fluxos de gases, sólidos, vapor, condensado e trabalho elétrico	87
5.6	Fluxos mássicos das correntes	89
5.7	Exergia dos fluxos, em kW	93
5.8	Fluxos mássicos das correntes	95
5.9	Exergia dos fluxos, em kW	99
5.10	Fluxos mássicos das correntes	105
5.11	Exergia dos gases, vapor condensado e trabalho elétrico	106
5.12	Esquema dos fluxos de vapor das turbinas de geração de energia	108
5.13	Diagrama de Grassmann para o processo de geração de vapor e energia elétrica	111
6.1	Esquema de um sistema energético genérico	115
6.2	Esquema da estrutura física de operação do processo	121
6.3	Esquema da estrutura física de operação do processo de geração de vapor e energia elétrica, apresentando as exergias em kW	128

LISTA DE TABELAS

Tabela	Descrição	Página
2.1	Valor de investimento no setor	10
2.2	Valor da produção no setor	10
2.3	Valor de acréscimo de capacidade em %, de 98 sobre 94	11
3.1	Consumo de eletricidade no segmento de papel e celulose, por categoria (MWh)	19
3.2	Evolução no consumo de eletricidade no segmento de papel e celulose, em MWh	20
3.3	Consumo de combustível para fins térmicos no segmento de papel e celulose (teoc, tonelada equivalente de óleo combustível)	23
3.4	Perfil energético do grupo de empresas selecionadas comparado ao segmento de papel e celulose	24
4.1	Consumo de vapor e energia elétrica nas etapas de fabricação de celulose e papel	29
4.2	Dados técnicos operacionais comparando a condição de projeto com a real	33
4.3	Dados técnicos operacionais comparando a condição de projeto com a real	36
4.4	Dados técnicos operacionais comparando a condição de projeto com a real	39
4.5	Classificação de combustíveis industriais	50
4.6	Composição típica do gás natural, em % volume	52
4.7	Composição elementar do óleo combustível	55
4.8	Comparação entre um combustível destilado e um craqueado	56
4.9	Etapas do processo de pirólise	59
4.10	Composição elementar da biomassa	59
4.11	Composição dos sólidos do licor fraco, em % peso	61
4.12	Composição elementar dos sólidos do licor fraco inorgânico, em % peso	62
4.13	Composição elementar dos sólidos do licor fraco orgânico, em % peso	63
4.14	Valores normais do poder calorífico	63
5.1	Composição química do licor preto	74
5.2	Vazão molar dos sólidos secos do licor preto, smelt e água	76
5.3	Coefficientes utilizados nas Eq. 5.14 e 5.15 e valores da Exergia Química Padrão (b°)	77
5.4	Coefficientes utilizados nos cálculos da entalpia e entropia dos fundidos e Exergia Química Padrão	77
5.5	Coefficientes utilizados nos cálculos da entalpia dos gases da combustão e Exergia Química Padrão dos fundidos	78
5.6	Resultado do cálculo das Eficiências de 1ª Lei e Eficiência Racional para caldeira CBC III	84
5.7	Vazão Molar dos sólidos do licor preto	85
5.8	Resultado do cálculo das Eficiências de 1ª Lei e Eficiência Racional para caldeira GTV	88
5.9	Composição elementar do óleo combustível	89
5.10	Vazão molar do óleo combustível	90
5.11	Composição elementar dos gases à saída da fornalha da caldeira	92
5.12	Calor específico e exergia química padrão dos gases	92
5.13	Resultado do cálculo das Eficiências de 1ª Lei e Eficiência Racional para caldeira CBC I	94
5.14	Composição elementar do gás natural	96
5.15	Exergia Padrão Química do gás natural	97

5.16	Vazão molar e mássica dos gases à saída da caldeira	98
5.17	Calor específico e exergia química padrão dos gases	99
5.18	Resultado do calculo das Eficiências de 1ª Lei e Eficiência Racional para caldeira CBC II	100
5.19	Composição elementar e vazão molar dos combustíveis utilizados na caldeira de biomassa	101
5.20	Vazão molar e mássica dos gases à saída da caldeira	104
5.21	Calor específico e exergia química padrão dos gases	104
5.22	Resultado do calculo das Eficiências de 1ª Lei e Eficiência Racional para caldeira Zanini	106
5.23	Dados operacionais para o cálculo da exergia das turbinas	107
5.24	Eficiência de 2ª Lei para os equipamentos do processo de geração de vapor e energia elétrica	110
6.1	Matriz de incidência do sistema genérico apresentado	115
6.2	Estrutura produtiva de um sistema genérico	116
6.3	Descrição dos fluxos do processo	124
6.4	Definição de Recursos, Produtos e perdas no processo	125
6.5	Resultado dos cálculos da Exergia, custo exergético e custo exergético unitário	127
6.6	Resultado do cálculo de eficiência e custos nos subsistemas do processo	128
6.7	Tabela do custo variável dos recursos externos ao sistemas	130
6.8	Custos fixos relacionados aos equipamentos	131
6.9	Resultados dos cálculos dos custos exergoeconômicos da produção de vapor e energia elétrica	133
6.10	Valor dos custos exergéticos do processo de geração de vapor	134
6.11	Custo exergético do processo de geração de energia elétrica, vapor de media e baixa pressão	134
6.12	Resultado dos custos exergoeconômicos para vapor superaquecido	135
6.13	Resultado dos custos exergoeconômicos da energia elétrica gerada e vapor de média e baixa pressão.	135
6.14	Comparação dos custos exergoeconômicos para os geradores de vapor.	139
6.15	Comparação dos custos exergoeconômicos para o turbo gerador II	140
6.16	Comparação dos custos exergoeconômicos para o turbo gerador III.	140

CAPÍTULO 1

INTRODUÇÃO

1.1- MOTIVAÇÃO DO PRESENTE TRABALHO

A principal finalidade deste estudo é analisar a geração de energia elétrica e produção de vapor no segmento de papel e celulose.

// Do mesmo modo que a indústria sucro-alcooleira, a produção de papel e celulose apresenta interessantes perspectivas para a produção combinada de energia elétrica e calor útil, tendo em vista suas relações de demanda de eletricidade, vapor de baixa e de média pressão, e a disponibilidade de combustíveis residuais de processo, como o licor negro e as cascas e resíduos de biomassa. A tecnologia da produção de celulose mais difundida no Brasil é o processo Kraft, que emprega uma solução de hidróxido de sódio, sulfito de sódio, o licor branco, para separar a celulose da matéria-prima fibrosa, na etapa denominada digestão.

Nesta operação, mais da metade da madeira se solubiliza, saindo junto com os produtos químicos na forma de uma lixívia escura, o licor negro. Este efluente, após ter concentrado até um teor de sólidos de aproximadamente 65% é queimado em uma caldeira de recuperação química, liberando calor e produzindo um fundido de sais inorgânicos, que misturados em água fornecem o licor verde, que posteriormente é caustificado para transformar-se no licor branco novamente, fechando o ciclo.

Desta forma, a concentração e queima do licor são imposições do processo, tendo a geração de vapor e portanto energia elétrica como subproduto.

Mesmo sabendo que existem variações entre as várias plantas de fabricação de celulose, observa-se aqui maior homogeneidade, comparativamente ao setor sucro-alcooleiro.

De acordo com as características da matéria-prima e as particularidades do processo, são produzidas 1,0 a 1,4 kg de licor concentrado por kg de celulose fabricada, com um poder calorífico da ordem de 13.338 kJ/kg de licor. A energia disponível no licor, somada à energia dos resíduos de biomassa, basicamente casca de eucalipto, que também inevitavelmente são produzidos e devem ser queimados, podem gerar quantidades de vapor suficientes para atender a todas as necessidades de calor de processo. Assim, o sistema de cogeração

empregado neste setor industrial adota as turbinas a vapor de extração, contrapressão e condensação, cujas tomadas de extração de vapor são geralmente efetuadas a 13 e 6 bar.

Nestes níveis de pressão, o consumo médio específico de vapor é 3.300 a 3.330 kg de vapor por tonelada de celulose fabricada.

Considerando que a demanda média específica de energia elétrica é de 850 kWh por tonelada de celulose, tem-se que a geração de vapor, a partir de 65 bar e 400 °C já praticamente assegura a auto-suficiência destas indústrias.

A adoção de níveis mais elevados assegura a geração de uma margem de excedentes.

Em geral as indústrias de celulose brasileiras, inclusive as mais modernas, tem sido configuradas para a auto-suficiência, sendo comuns plantas com potências instaladas de cogeração de até 100 MW.

As turbinas adotadas apresentam usualmente capacidades unitárias entre 15 a 50MW. A determinação dos custos de produção de energia elétrica nestes sistemas conduz a valores bastante favoráveis, entre US\$25MWh e US\$45MWh, inferiores aos custos marginais de expansão do setor elétrico, permitindo a obtenção de prazos reduzidos para o retorno de investimentos, da ordem de 1,8 a 2 anos, em função do cenário financeiro empregado na análise.

Para se ter uma idéia do potencial desta tecnologia de geração elétrica para as condições brasileiras, basta verificar que adotando uma disponibilidade de 1.000 kWh por tonelada de celulose produzida, conservadora e factível para o atual estado de desenvolvimento tecnológico, associada à produção nacional de 6.100 mil toneladas em 1994, tem-se 6.100 GWh, correspondendo, para um fator de capacidade de 80 %, a 870 MW.

Vale comentar ainda, que já são possíveis disponibilidades e excedentes energéticos superiores adotados na análise precedente, estimando-se que mais de 1 GW excedente pode ser considerado disponível, em médio prazo, neste setor (Carpentieri, 1995, apud BRACELPA, 2001).

1.2 – OBJETIVO DO PRESENTE TRABALHO

O presente trabalho, tem por objetivo, o estudo termoeconômico de um processo de geração de energia elétrica e de produção de vapor no segmento de papel e celulose.

Os dados utilizados neste estudo, foram obtidos do Sistema Digital de Controle Distribuído do processo em questão.

Para o estudo termoeconômico do processo foi necessário fazer um balanço de massa para cada fluxo de combustível e calcular as exergias envolvidas nos subsistemas.

O estudo do caso possibilita avaliar a necessidade de melhorias em termos de eficiência térmica, visando diminuir o custo de produção e analisar a geração de energia elétrica, a partir da auto-suficiência.

Os fatores apresentados, associados à crise ocorrida no setor elétrico brasileiro, com a falta de garantia na oferta de energia e os riscos de interrupção no fornecimento, contribuem para o estudo da cogeração a partir dos resíduos gerados pelo processo.

1.3 – CONTRIBUIÇÃO DO PRESENTE TRABALHO

Uma das grandes contribuições do presente trabalho, foi um desenvolvimento de um estudo termoeconômico aplicado à geração de energia elétrica e produção de vapor, no segmento de papel e celulose.

O processo em estudo é complexo, pois envolve vários equipamentos térmicos de diferentes características construtivas e diferentes aplicações.

A indústria de papel e celulose gera grande parte da energia elétrica consumida, a partir da lixívia (licor preto), biomassa produzida no próprio processo, óleo combustível e gás natural.

Neste contexto, o presente trabalho analisa os custos exergoeconômicos do sistema de geração de energia elétrica e produção de vapor, bem como os custos de todos os subsistemas envolvidos no processo.

Todavia, o estudo apresenta os custos exergoeconômicos do processo, visando com os resultados obtidos, a introdução de tecnologias mais eficientes e com menor impacto ambiental aliado a um menor custo de produção.

1.4 – DESENVOLVIMENTO DO PRESENTE TRABALHO

No Capítulo 2 é feito um resumo sobre o início da indústria de papel e celulose, procurando mostrar o início da história do papel. Também é apresentado um panorama do setor e as perspectivas de crescimento da demanda e as metas de expansão da produção de papel e celulose. Neste capítulo, também é descrito o processo de fabricação de papel e celulose, visando um melhor entendimento do processo. Também são abordados os problemas ambientais que envolvem os resíduos da lixívia e biomassa.

O Capítulo 3 apresenta o consumo de energia elétrica no segmento de papel e celulose. Também é apresentada uma análise do consumo de energia, bem como o consumo de combustíveis. Ainda neste Capítulo é apresentada uma avaliação da situação dos sistemas de cogeração.

No Capítulo 4 é apresentado o processo de geração de energia elétrica e térmica do sistema. O processo mostra detalhes dos equipamentos, suas características e detalhes sobre o sistema operacional. Também é apresentada a necessidade de consumo de combustíveis utilizada no processo, bem como os problemas relacionados à questão ambiental.

No Capítulo 5 apresentam-se alguns conceitos básicos referentes à exergia, irreversibilidade e eficiência exergética, bem como o balanço de exergia visando a análise dos subsistemas. Neste Capítulo também se apresentam as equações exergéticas para substâncias no estado sólido e combustível líquido industrial.

Também foi feita uma análise exergética do processo aplicando para cada subsistema, o conceito e equações exergéticas respectivas. Também foi feito um balanço de massa para as reações químicas envolvidas nas fornalhas das caldeiras de recuperação química.

Nos cálculos de exergia são aplicadas as equações para cada fluxo envolvido no processo. Os fluxos de combustíveis envolvidos no processo foram: biomassa, licor preto, óleo combustível e gás natural. As equações envolvidas nestes cálculos foram apresentadas no Capítulo 5. Os valores obtidos nos cálculos estão representados em tabelas e resumidas em figuras, para uma melhor visualização. Em seguida foi feito o cálculo da eficiência dos equipamentos, com a apresentação do diagrama de Grassmann.

No Capítulo 6 foi feita uma análise termoeconômica do processo, onde a ferramenta utilizada para esta análise foi o programa Mathematica 2.2.

É possível então montar a matriz de incidência do processo e a aplicação das regras de atribuições de custos, permitindo o cálculo dos custos exergéticos através do sistema matricial, formado pela matriz de incidência, vetor coluna dos custos exergéticos e vetor coluna dos valores externos dos fluxos de entrada no processo.

Neste Capítulo, ainda foram calculados os custos exergoeconômicos, que levam consideração os valores monetários dos fluxos das entradas nos subsistemas. Nestes cálculos são considerados os valores monetários referente aos custos fixos e variáveis, de manutenção e operação.

A comparação e discussão dos resultados da análise, levam em consideração os custos exergoeconômicos de produção dos subsistemas. Ainda neste capítulo, foram sugeridas algumas melhorias para o sistema.

No Capítulo 7, são apresentadas as conclusões dos resultados obtidos, a partir do presente trabalho e algumas propostas para melhorias no processo, bem como propostas para trabalhos futuros.

CAPÍTULO 2

O SEGMENTO DE PAPEL E CELULOSE

2.1 – INTRODUÇÃO

Antes da criação do papel, o material mais utilizado para escrita foi um pergaminho, feito com peles de animais.

Os antigos egípcios, utilizavam o talo de papiro. Sua fabricação era penosa e rudimentar. A medula de talo era cortada em tiras que eram colocadas transversalmente, umas sobre as outras, formando camadas que eram batidas com pesadas marretas de madeira, resultando numa espessura uniforme e produzindo um suco que impregnava e colocava as tiras entre si.

Neste capítulo, será feita uma abordagem sobre a história do papel, bem como um panorama do setor na atualidade, a partir de dados do segmento levantados pela BRACELPA – Associação Brasileira dos Fabricantes de Celulose e Papel.

2.2 – A HISTÓRIA DO PAPEL

2.2.1 – NO MUNDO

O papel, oficialmente, foi fabricado pela primeira vez na China, no ano de 105, por Ts!Ai Lun que fragmentou em uma tina com água, casca de amoreira, pedaços de bambu, rami, redes de pescar, roupas usadas e cal para ajudar no desfibramento.

Na pasta formada, submergiu uma forma de madeira revestida por um fino tecido de seda, a forma manual, como seria conhecida. Esta forma coberta de pasta era retirada da tina e com o escorrimento da água, deixava sobre a tela uma fina folha que era removida e estendida sobre uma mesa. Esta operação era repetida e as novas folhas eram colocadas sobre as anteriores, separadas por algum material. A partir daí as folhas então eram prensadas para perder mais água e posteriormente eram colocadas uma a uma, em muros aquecidos para secagem.

No século VII (ano 751), os chineses foram derrotados pelos árabes. Dentre os prisioneiros que caíam nas mãos dos árabes, estavam fabricantes de papel, que levados a Samarkanda, a mais velha cidade da Ásia, transmitiram seus conhecimentos aos árabes. A

técnica de fabricar papel evoluiu rapidamente em curto espaço de tempo com o uso de amido, derivado de farinha de trigo, para a colagem das fibras no papel e o uso de sobras de linho, cânhamos e outras fibras encontradas com facilidade, para a preparação da pasta.

Em 1798 teve êxito a invenção, segundo a qual foi possível fabricar papel em máquina de folha contínua. Inventada pelo Francês Nicolas Luis Robert, que por dificuldades financeiras e técnicas não conseguiu desenvolvê-la, este cedeu sua patente aos irmãos Fourdrinier, que a obtiveram juntamente com a maquinaria Hall de Dartford e posteriormente com o Eng. Bryan Donkin.

Assim a máquina de papel Fourdrinier (máquina de tela plana) foi a primeira máquina de folha contínua que se tem notícia.

Depois da máquina Fourdrinier foram lançadas no mercado outros tipos de máquinas: a máquina cilíndrica e a máquina de partida automática.

A matéria-prima usada na fabricação do papel (trapos velhos) passou a ser um problema, pois com o crescimento do consumo de papel, a demanda não era suficiente.

Em 1884, Fridrich Keller fabricou pastas de fibras, utilizando madeira pelo processo de desfibramento, mas ainda juntava trapos a mistura. Mais tarde, percebeu que a pasta assim obtida era formada por fibras de celulose impregnadas por outras substâncias da madeira.

Procurando separar as fibras da celulose da lignina foram sendo descobertos vários processos, a saber:

- processo da pasta mecânica;
- processo com soda;
- processo sulfito;
- processo sulfato (Kraft).

As introduções das novas pastas deram um importante passo na eclosão de novos processos tecnológicos na fabricação de papel. Máquinas correndo a velocidade de 1200 metros por minuto, o uso da fibra curta (eucalipto) para obtenção da celulose, a nova máquina Vertform que substituiu com vantagens a tela plana, foram alguns fatos de grande importância ao setor (BRACELPA, 2002).

2.2.2 – NO BRASIL

No Brasil, o papel chegou por iniciativa de Dom João VI. Em 1848, foi inaugurada na Bahia a primeira fábrica de papel brasileira, que utilizava fibras de bananeira como matéria-prima. Durante a segunda guerra mundial, surgiu um grande problema: o Brasil não pode contar com as importações de celulose utilizada para fazer papel, que vinha toda do exterior. Esse fato acabou por dar um novo impulso à fabricação nacional.

As primeiras árvores utilizadas na fabricação do papel em escala industrial foram o pinheiro e o abeto das floresta de coníferas, encontrados nas zonas do norte da Europa e da América do Norte. Hoje em dia qualquer árvore pode servir como matéria-prima, mas as mais utilizadas são o videiro, a faia, o choupo preto, a bordo e principalmente o eucalipto, a partir dos anos 60.

A Cia Suzano foi a primeira empresa a produzir papel de qualidade com 100% de celulose de eucalipto em 1965 (SUZANO, 2002).

2.3 – PANORAMA DO SETOR

Após uma seqüência de anos difíceis, caracterizados por preços internacionais deprimidos, uma relação cambial que inviabilizou as exportações, juros altos e outros problemas, o exercício de 2000 encerrou-se de forma muito animadora, pois o setor pode celebrar bons resultados das empresas associadas a Bracelpa.

Ainda que, no final do ano, surgissem sinais de resfriamento no mercado, esse quadro positivo do ano 2000 levou o setor de papel e celulose a anunciar um plano quinquenal de quase US\$ 7 bilhões em investimentos indispensáveis para que a indústria mantenha e solidifique sua competitividade mundial e a posição de liderança que ocupa no cenário global.

O faturamento total do setor, no ano 2000, foi de US\$ 7,5 bilhões, abrangendo as atividades integradas de produtos florestais e de conversão de papel. Ao mesmo tempo, o setor se orgulha de ter continuado a constituir importante indutor do desenvolvimento sócio econômico, da fixação dos trabalhadores no campo e da desconcentração industrial, com elevados investimentos sociais, tendo em vista que os projetos florestais industriais são distantes dos centros urbanos.

As 220 empresas que compõe o setor empregaram diretamente cerca de 100 mil pessoas em 2000, além de propiciarem inúmeras oportunidades de trabalho indireto, em todo

o país. As 255 unidades industriais, estão presentes em todas as regiões do Brasil, em 16 estados e 180 municípios.

A produção brasileira de pasta celulósica foi de 7,5 milhões de toneladas no último exercício, registrando aumento de 3,5 % sobre o ano anterior. Enquanto isso a produção de papel teve elevação de 3,4 %, chegando a 7,2 milhões de toneladas. De outra parte, o nível de utilização da capacidade instalada de pasta celulósica foi de 92%, enquanto que o de papel foi de 89%.

Da produção de celulose, 59 % foram consumidas pelo mercado interno, que também, absorveu 84% da produção de papel, abrangendo não só as vendas domésticas, mas também o consumo próprio das empresas do setor. Enquanto isso, o consumo aparente brasileiro de papel cresceu em relação ao ano anterior, ao nível de 6,8 milhões de toneladas.

O consumo anual "Per Capita" de papel também cresceu em 2000, atingindo cerca de 40,1 kg, ainda muito abaixo dos patamares que se observam em países mais desenvolvidos ou de estágio de desenvolvimento comparável ao brasileiro.

Nas exportações, houve redução de volume em relação ao ano anterior, tanto como para a celulose como para o papel. As vendas externas de celulose atingiram o volume de 2,9 milhões de toneladas, com queda de 3,2 %, enquanto as exportações de papel foram 7,9% inferiores às do ano anterior, alcançando 1,2 milhão de toneladas.

Essa queda foi causada pela inflexão do crescimento econômico em alguns mercados e, principalmente pela prioridade atribuída ao setor de pleno abastecimento do mercado interno. No entanto, graças à continuidade do processo de recuperação dos preços internacionais e ao êxito da política cambial adotada pelo governo brasileiro, a receita de exportações em 2000 foi superada em 18,6% à do exercício anterior, registrando US\$ 2,5 bilhões (BRACELPA,2002).

2.4 – PERSPECTIVAS DE CRESCIMENTO DA DEMANDA E AS METAS DE EXPANSÃO DA PRODUÇÃO DE CELULOSE E PAPEL

O aumento do consumo mundial de papel está estimado em 3,3% ao ano, para os próximos anos, com maior dinamismo na Ásia e América Latina. Os projetos de expansão da oferta, que venham a ser executados, encontrarão um mercado mundial receptivo.

No mercado interno, o consumo de papel cresceu 14,3 % ao ano no biênio 1994/1995 e espera-se um aumento da ordem de 5,5 % ao ano, para os próximos dez anos.

Para capturar oportunidades emergentes, o Brasil está desenvolvendo ambicioso programa de investimentos com projetos que aproveitam nossas vantagens competitivas.

Os projetos de investimento de celulose e papel, atualmente em andamento, já alcançaram US\$ 2.2 bilhões. Os investimentos planejados envolverão recursos da ordem de US\$ 5.4 bilhões no período 1995-2005. Além desses, serão necessários diversos projetos de produção de celulose e papel, além de ampliação da base florestal, para fazer frente ao aumento da demanda interna e garantir a inserção internacional do setor. Assim, o valor global do programa de investimentos para aumento da capacidade produtiva do setor, inclusive da base florestal, no período 1995-2005, deverá ascender a US\$ 13,2 bilhões, de modo a ampliar a capacidade produtiva da celulose em 74 % e de papel em 43%. Além disso, esses projetos deverão contar com um aumento de produtividade na produção florestal, embora ainda demandem plantios de aproximadamente 1,5 milhão de hectares, para suportar o crescimento do setor a médio e longo prazo (BRACELPA, 2002).

Na Tabela 2.1, 2.2 e 2.3 estão representados os projetos de investimentos para o período de 1995 – 2005.

Tabela 2.1 – Valor de investimento no setor, em milhões de dólares

	Execução	Planejados	Necessários	Total
Celulose e Papel	1007	4284	2400	8433
Papel	185	165	2400	2750
Atividade Florestal al		1000	1000	2000
Total	2192	5449	5542	13183

Fonte BRACELPA, 2002

Tabela 2.2 – Valor da Produção do setor (x 1000 toneladas)

Celulosos e Pasta	1030	2351	1519	4900
Papel	326	250	2324	2900

Fonte: BRACELPA, 2002

A Tabela 2.3, apresenta o acréscimo de capacidade da Celulose, Pasta e Papel de 1998 em relação a 1994.

Tabela 2.3 – Valor de acréscimo de capacidade em %, de 98 sobre 94

Celulose e Pasta	15,5	35,4	22,9	73,8
Papel	4,8	3,7	34,3	42,8

Fonte : BRACELPA, 2002

2.5- PROCESSO DE FABRICAÇÃO DE PAPEL E CELULOSE

2.5.1 – INTRODUÇÃO

Nesta secção será apresentado um resumo sobre o processo de fabricação de papel e celulose (incluindo a recuperação de produtos químicos) e do processo Kraft de fabricação de papel. Existem outros processos de fabricação de celulose, como por exemplo, o processo termomecânico, não incluídos neste trabalho, porque foge ao contexto.

A madeira utilizada para a fabricação de papel é a mais importante matéria-prima de toda a cadeia produtiva. Ela vem de florestas bem planejadas, onde muitas árvores são plantadas, e não cortadas para garantir o desenvolvimento sustentado. O objetivo básico é suprir as necessidades de matéria-prima da indústria de celulose, bem como de biomassa para geração de energia.

As operações de produção florestal, vão desde o melhoramento genético de plantas à produção de mudas, preparo do solo, plantio, colheita da floresta e transporte de madeira.

O trabalho de pesquisa florestal tem como objetivo o desenvolvimento de estudos visando a formação de florestas mais produtivas e de melhor qualidade, através de:

- obtenção e adequação de novas tecnologias;
- obtenção de dados e acompanhamento do crescimento da floresta;
- equilíbrio ambiental da floresta.

2.5.2 – PROCESSO DA FABRICAÇÃO DA PASTA CELULOSICA

A madeira, matéria-prima utilizada na fabricação da celulose, é cortada após atingir certa idade e diâmetro de toras. O transporte da madeira é feito por meio de caminhões e são descarregados através de agarradeiras móveis que retiram as toras dos caminhões para serem colocadas nas mesas transportadoras e enviada aos tambores descascadores, que retiram e separam as cascas.

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

A alimentação dos digestores é feita por meio de transportadores que eleva o material até o alimentador, regulando o fluxo de cavaco e dos químicos de cozimento, desempenhando o papel de pressurizador e impregnador dos químicos, introduzindo o material no topo do digestor (processo contínuo).

O processo de cozimento é chamado Kraft ou sulfato, que consiste em tratar os cavacos com lixívia branca (que é uma mistura de soda cáustica e sulfeto de sódio), a uma certa temperatura, pressão e tempo. O cozimento é interrompido quando se atinge a dissolução do maior grau possível de material não celulósico, composto principalmente de lignina e extrativo, preservando, porém, a qualidade e o rendimento da celulose.

Nesta etapa a celulose passa por um processo de depuração, onde são separados os materiais não cozidos, shives e outras impurezas, por meio de peneiras vibratórias de vários tipos e formatos.

O próximo passo é a lavagem, que separa a massa cozida (celulose ou pasta) dos químicos e do licor preto. Este licor, onde os químicos já perderam a concentração inicial, seguem do sistema de recuperação para a planta da evaporação, e daí, para a caldeira onde será queimado.

O passo seguinte é o processo de pré-branqueamento, onde é submetida ao tratamento com oxigênio, em meio alcalino, num reator pressurizado, a uma temperatura de 95 °C, por aproximadamente, 60 minutos.

A lignina residual dissolvida é deslocada no processo de lavagem na segunda mesa plana, utilizando-se água quente e limpa no último estágio. A lixívia deslocada do primeiro estágio é enviada ao chuveiro do último estágio de lavagem da primeira mesa plana.

A celulose pré-branqueada é lavada e estocada, de onde pode ser enviada ao branqueamento, para máquinas de papel ou unidades de secagem (ABTCP, 2002).

2.5.3 – RECUPERAÇÃO DOS PRODUTOS QUÍMICOS

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

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

A caldeira de recuperação é o equipamento mais importante e complexo da planta. É o maior equipamento tanto em tamanho quanto em investimento dentro de uma fábrica de celulose, que usa como combustível a lixívia preta concentrada.

A quantidade de lixívia preta gerada no mundo é da ordem de 0,5 milhões de toneladas de sólidos secos por dia, sendo que quase 50% desse valor gerado na América do Norte. Segundo Larson e Consonni, (1997) apud Bracelipa (2002), o Brasil, junto com a Indonésia e outros países que apresentam baixo custo de produção de madeira, têm mostrado um rápido crescimento dessa taxa de geração, na produção de celulose.

A principal função de uma caldeira de recuperação é recuperar os produtos químicos, transformando os sais de sódio da lixívia preta em carbonato de sódio, e sulfato em sulfeto de sódio, recuperando a energia, produzindo vapor pela reação do material orgânico solubilizado durante o cozimento. Na prática, para minimizar corrosão na fornalha e no superaquecedor a caldeira opera com pressão de vapor em torno de 50 bar e temperatura dos fundidos na fornalha em torno de 950 °C.

Os produtos químicos obtidos nesse processo são dissolvidos em lixívia branca fraca, formando assim a lixívia verde, que é enviada a caustificação, processo este que efetiva a conversão da lixívia verde em lixívia branca, reutilizável no processo de polpamento e completa-se assim o ciclo de álcalis.

O processo de branqueamento, citado anteriormente, pode ser definido como um tratamento físico-químico que tem por objetivo melhorar as propriedades de pasta celulósica a ele submetido. Algumas propriedades relacionadas com este processo são alvura, limpeza e pureza química.

No branqueamento das pastas químicas, em que a maior parte da lignina foi removida pelo processo de polpação, devem ser removidos derivados de ligninas, ainda remanescente na pasta. Após essa remoção são aplicados produtos químicos que modificam quimicamente as substâncias coloridas, descolorando-as.

Os parâmetros usuais que medem a eficiência do branqueamento, são as propriedades ópticas da pasta (alvura, brancura, opacidade e estabilidade de alvura), relacionadas com absorção ou reflexão da luz. Após isto, a pasta celulósica está pronta para ser bombeada para as máquinas de papel e/ou para extração de celulose (ABTCP, 2002).

A Figura 2.1 ilustra o processo de fabricação da pasta celulósica.

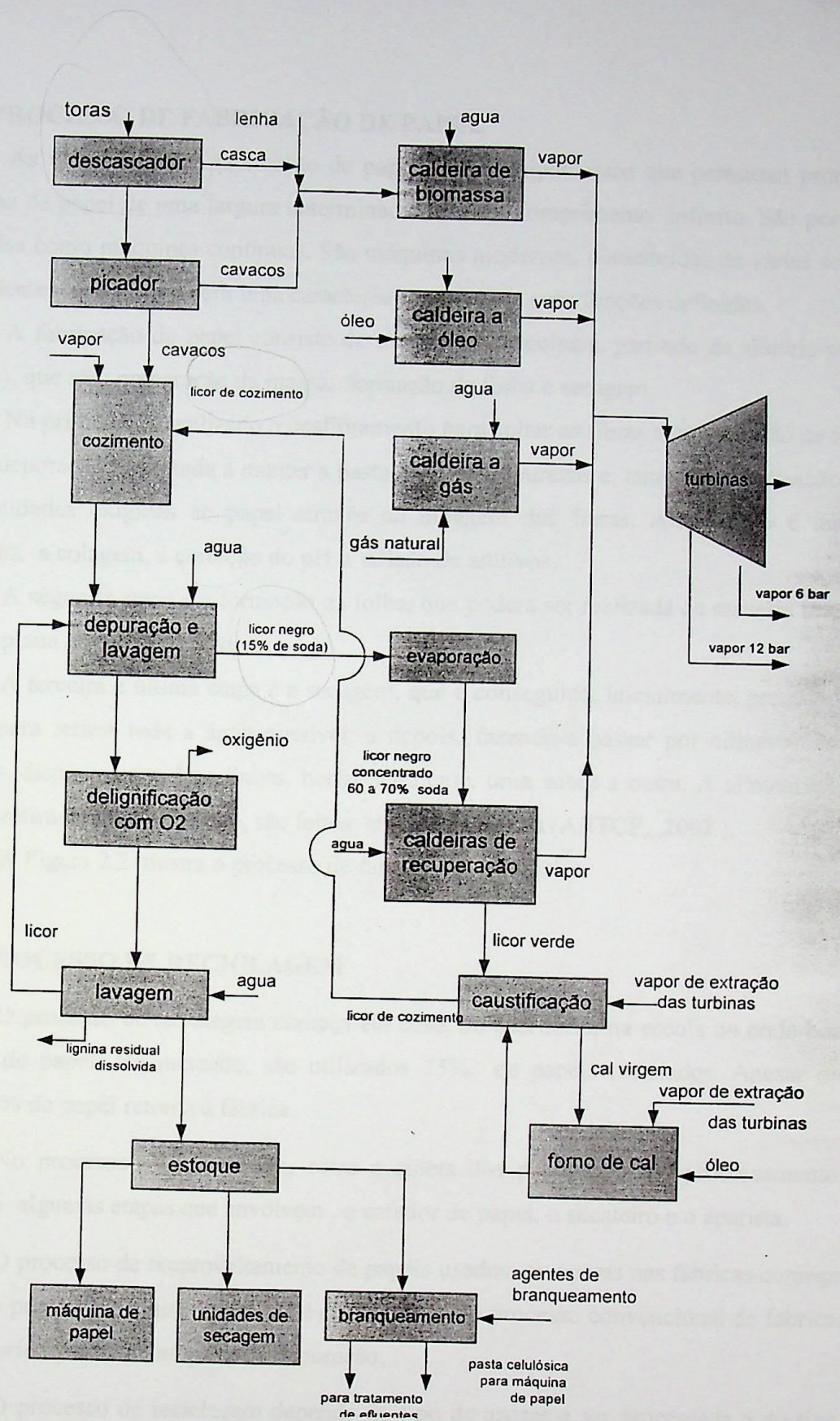


Figura 2.1 – Processo de Fabricação da Pasta Celulósica

2.5.4 – PROCESSO DE FABRICAÇÃO DE PAPEL

As máquinas para fabricação de papel, são equipamentos que permitem produzir uma folha de papel de uma largura determinada e de um comprimento infinito. São por isso conhecidas como máquinas contínuas. São máquinas modernas, constituídas de várias seções independentes, cada seção com uma característica própria e com funções definidas.

A fabricação do papel consiste de três etapas principais, partindo da matéria-prima (celulose), que são: preparação da massa, formação da folha e secagem.

Na primeira, é realizado o desfibramento para soltar as fibras numa solução de água, é feita a depuração, destinada a manter a pasta livre de impurezas e, também, a refinação que dará qualidades exigidas ao papel através da moagem das fibras. Além disso é feito o tingimento, a colagem, a correção do pH e adição de aditivos.

A segunda etapa é a formação da folha, que poderá ser realizada de maneira manual, em mesa plana ou em um cilindro.

A terceira e última etapa é a secagem, que é conseguida, inicialmente, prensando-se a folha, para retirar toda a água possível, e depois, fazendo-a passar por cilindros de aço aquecidos, dispostos em duas linhas, horizontalmente, uma sobre a outra. A alimentação de vapor e a retirada do condensado, são feitos através dos eixos (ABTCP, 2002).

A Figura 2.2 mostra o processo de fabricação de papel.

2.5.5 – PROCESSO DE RECICLAGEM

O processo de reciclagem começa em casa, no escritório, na escola ou onde houver consumo de papel. No mercado, são utilizados 75% de papéis reciclados. Apesar disso, apenas 36% do papel retorna à fábrica.

No processo de reciclagem, entre a coleta dos papéis, e seu processamento na fábrica, há algumas etapas que envolvem, o catador de papel, o sucateiro e o aparista.

O processo de reaproveitamento de papéis usados, ou aparas nas fábricas começa no sistema de preparo de massa, pois este é diferenciado do processo convencional de fabricação do papel, principalmente na parte de depuração.

O processo de reciclagem depende do tipo de aparas a ser processada e do tipo de papel a ser fabricado, seguindo, de modo geral, as seguintes etapas:

- desagregação das aparas;
- limpeza e depuração da pasta obtida;

-destintamento e branqueamento;

-refinação da pasta.

Adição ou não de fibras virgens, isto é, aquelas fibras que estão sendo utilizadas pela primeira vez e adição de produtos químicos.

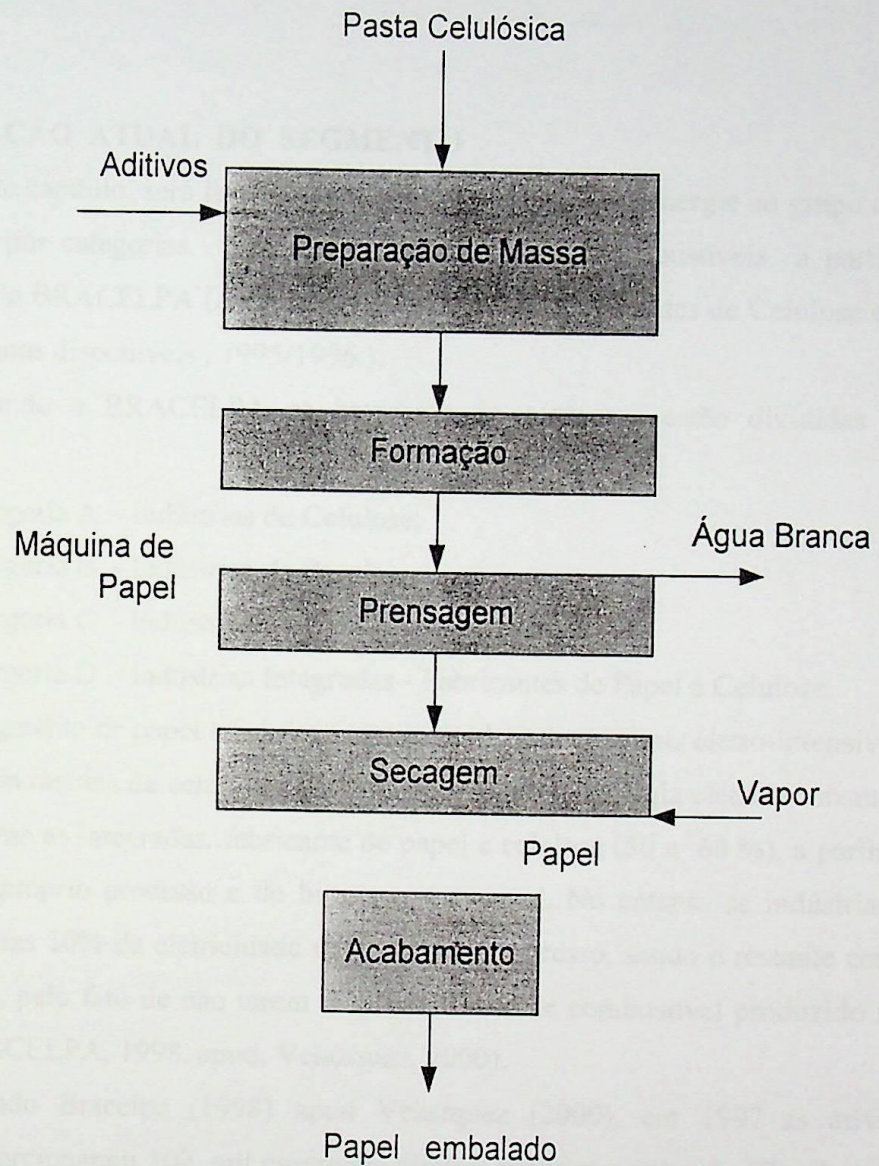


Figura 2.2 - Processo de fabricação de papel

CAPÍTULO 3

CONSUMO DE ENERGIA ELÉTRICA NO SEGMENTO DE PAPEL E CELULOSE

3.1 – SITUAÇÃO ATUAL DO SEGMENTO

Neste capítulo, será feita uma análise do consumo de energia no grupo de empresas considerada por categorias, bem como do consumo de combustíveis a partir de dados levantados pela BRACELPA (Associação Brasileira dos Fabricantes de Celulose e Papel, dos dois últimos anos disponíveis, 1995/1996.).

Segundo a BRACELPA as empresas do segmento estão divididas em quatro categorias:

Categoria A – Indústrias de Celulose;

Categoria B - Indústrias de Papel;

Categoria C - Indústrias de Papel para Fins Sanitários;

Categoria D - Industrias Integradas - Fabricantes de Papel e Celulose.

O segmento de papel e celulose esta incluído entre os mais eletro-intensivos do setor industrial. As indústrias de celulose, geram grande parte da energia elétrica consumida (80 a 85%), bem como as integradas, fabricante de papel e celulose (50 a 60 %), a partir da lixívia produzida no próprio processo e de biomassa em geral. No entanto as indústrias de papel produzem apenas 10% da eletricidade necessária no processo, sendo o restante comprado na concessionária, pelo fato de não terem disponibilidade de combustível produzido no próprio processo (BRACELPA, 1998, apud, Velazquez, 2000).

Segundo Bracelpa (1998) apud Velazquez (2000), em 1997 as atividades do segmento proporcionaram 102 mil empregos diretos, sendo que cerca de 67 mil na indústria e outros 35 mil na lavoura. Houve ainda o plantio e a reforma de 102 mil hectares de reflorestamento, sendo que ao final do ano de 1997 existiam 1,423 milhões de hectáreas próprios. O consumo de madeira durante o ano de 1997 foi estimado em 48,6 milhões de m³, sendo 89% para a produção de celulose/pasta e 11% para fins energéticos (BRACELPA, 1998 apud, Velazquez, 2000).

Em 1995, a produção nacional foi de 5,8 milhões de toneladas de papel e 5,4 milhões de toneladas de celulose. Já em 1997, a produção foi de 6,5 milhões de toneladas de papel (5,5 % maior que em 1996) e 6,3 milhões de toneladas de celulose (2,1% maior que em 1996), que representou um faturamento equivalente a R\$ 7,1 bilhões. A programação de expansão do segmento até 2002 é para mais de 2,25 milhões de celulose (BRACELPA, 1998).

A partir da década de 80, devido aos sucessivos aumentos de preço do petróleo, foi implantado pelo Governo Federal, um programa de substituição de combustíveis importados (derivados de petróleo). Através deste programa, a participação destes combustíveis fósseis caiu de 49% para 19% do total, em 1996 (BRACELPA, 1997). Em termos de energia elétrica, o crescimento baseou-se na eletricidade comprada das concessionárias, de 56,3% para 66,6% do total consumido de eletricidade (BRACELPA, 1991). Houve uma inversão nesses valores, e em 1996 as indústrias do segmento compraram 48,55 % do total consumido (BRACELPA, 1997).

Para analisar a situação atual, será apresentado um levantamento feito pela BRACELPA, onde foram consideradas 96 empresas informantes, 38 empresas estimadas, de um total de 104 cadastradas, utilizando todos os tipos de combustíveis, independentes do fato de serem comprados ou inerentes ao processo, inclusive energia elétrica, consumida em caldeiras e capotas de máquinas de papel.

A auto-produção de eletricidade no segmento de papel e celulose é ainda reduzida, apenas 27% das indústrias possuem geração própria, correspondendo aproximadamente 48% da energia total consumida, conforme mostra a Tabela 4.2 e Figura 4.2. A maioria das empresas de papel não tem geração própria, apenas 15 em um total de 99 empresas no Brasil possuem geração própria, das quais, 13 com hidroeletricidade e 2 com geração térmica. O contrário é observado nas indústrias integradas, onde de 26 empresas, 17 possuem geração própria. Nas de celulose, de um total de 6 empresas, 3 possuem geração térmica e uma possui geração térmica e hidrelétrica (BRACELPA, 1997).

De acordo com os dados da Tabela 3.1, pode-se observar que, em termos de produção, as indústrias de papel e integradas apresentam uma pequena redução (2,7% e 2,2%, respectivamente), as outras obtiveram significativo aumento: 18,49 % nas de celulose, 10,70% nas de sanitários.

Considerando-se a situação econômica de recessão do país, nessa época, estes resultados podem ser considerados como positivos.

Tabela 3.1 – Consumo de eletricidade no segmento de papel e celulose , por categoria (MWh)

INDÚSTRIAS								
	Celulose		Papel		Sanitários		Integradas	
	1995	1996	1995	1996	1995	1996	1995	1996
A. Produção	1.811.152	2.146.009	1.977.359	1.922.267	456.259	505.064	4.198.112	4.104.833
B. Consumo de Eletricid.								
B1. Auto-gerada	1.539.502	1.818.809	82.341	110.599	1.727	7.500	2.734.570	2.337.837
B2. Comprada	372.877	381.946	1.207.510	1.224.535	384.242	471.525	1.907.456	1.956.208
B3. Consumo Total	1.912.379	2.200.755	1.289.851	1.335.134	385.969	479.025	4.642.026	4.294.045
C. Consumo específico [kWh/t]	1056	1026	652	695	846	948	1106	1046

Fonte:BRACELPA, 1997, apud Velazquez, 2000

* - Não incluem as indústrias produtoras de pastas de alto rendimento, altamente intensivas em consumo de eletricidade (2.048 kWh/t). No Brasil elas representam apenas 4,1% da produção vendável, mas consomem 8,28% da eletricidade total consumida pelo segmento (BRACELPA, 1996, apud Velazquez, 2000).

Observou-se significativo aumento no consumo específico de eletricidade de 1995 para 1996, nas indústrias de papel e sanitários, como mostra a Tabela 3.1, contrariando a tendência de conservação e utilização racional de energia. Observa-se que o mesmo não ocorreu nas indústrias de celulose e integradas, que reduziram seu consumo específico em 2,8% de 1995 para 1996. Na Figura 3.1 mostra um gráfico com um consumo total de energia por categoria, em porcentagem.

Consumo total de energia por categorias

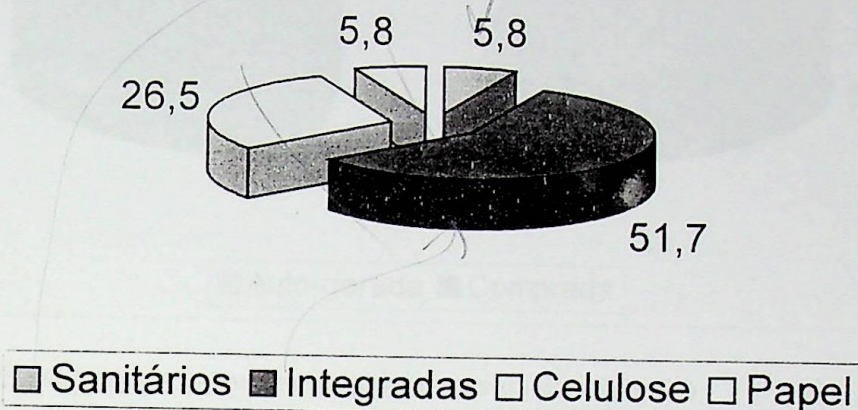


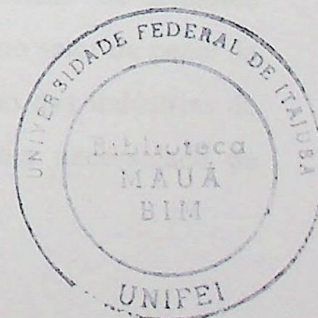
Figura 3.1 – Porcentagem do consumo total de energia por categorias.

Fonte: BRACELPA, 1997, apud Velazquez, 2000

Tabela 3.2 – Evolução no consumo de eletricidade no segmento de papel e celulose, em MWh

Consumo elétrico	1995	% do total	1996	% do total
Autogerada	4.358.140	52.95	4.274.745	51.45
Comprada	3.872.085	47.85	4.034.214	48.55
Total	8.230.588		8.308.959	

Fonte: BRACELPA, 1997, apud Velazquez, 2000



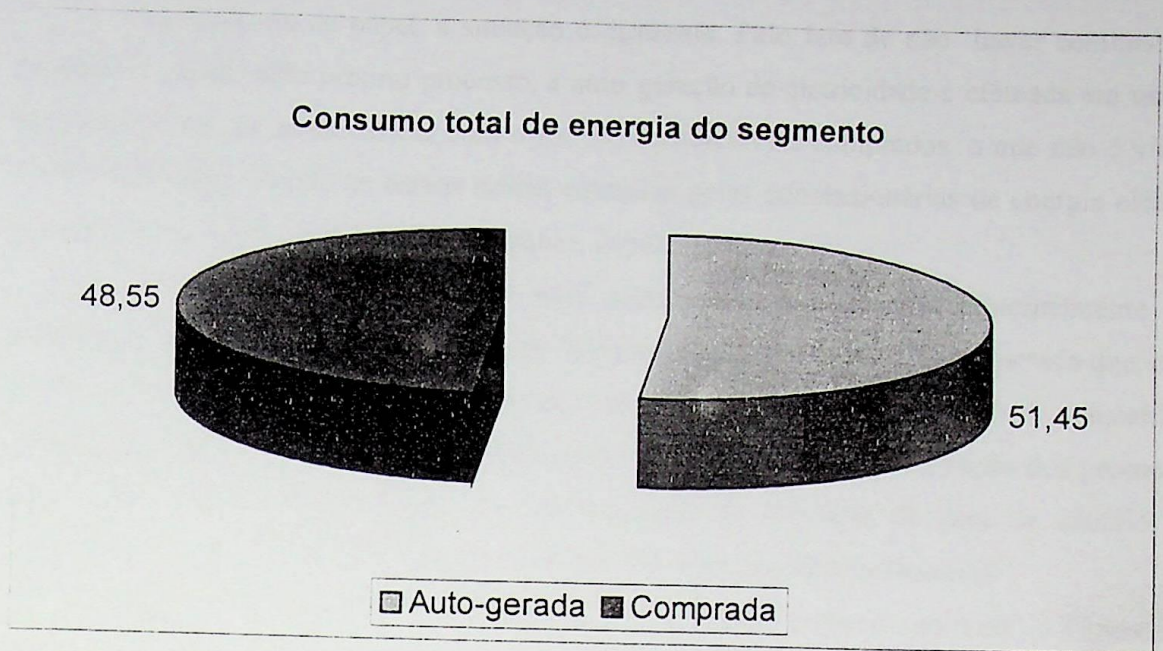


Figura 3.2 – Porcentagem do consumo total de energia do segmento

Fonte: BRACELPA, 1997, apud Velazquez 2000

Nas indústrias de celulose e nas integradas é consumida toda a lixívia produzida, O que reduz substancialmente o consumo de outros combustíveis. Mesmo assim ocorre um consumo de óleo combustível, em particular nos fornos de cal. Recentemente vem ocorrendo o aumento de consumo deste derivado (24% de 1996 para 1997, BRACELPA, 1998), provavelmente devido aos seus preços reduzidos.

Assim, nas indústrias de celulose e integradas, devido à grande disponibilidade de subprodutos do processo, a auto geração de eletricidade é elevada. Nas fábricas de celulose, por exemplo, foi gerada, em 1996, 82.64% da energia elétrica consumida, principalmente a partir da origem termelétrica, queimando lixívia e biomassa, daí o elevado consumo desses combustíveis.

Nas indústrias integradas, a situação de auto produção, apesar da quantidade de eletricidade auto-gerada (64%) ser menor quando comparada com as fábricas de celuloses (82.6%), deve-se observar o fato do consumo de eletricidade ser elevado no setor de papel da fábrica integrada. O perfil do consumo de combustíveis é semelhante ao das indústrias de celulose, sendo mais expressivo o consumo de óleo combustível, pela necessidade de completar a energia gerada por co-geração.

Na indústria de papel, a situação é diferente. Pelo fato de não haver combustível disponível gerado pelo próprio processo, a auto geração de eletricidade é efetuada em usinas hidrelétricas ou em termelétricas com o uso de combustíveis comprados, o que não é viável economicamente, devido às baixas tarifas cobradas pelas concessionárias de energia elétrica (Coelho *et al.*, 1995 e 1993, *apud* Velazquez, 2000).

O gás natural começa a ter uma participação significativa, principalmente nas indústrias localizadas em regiões onde, atualmente há disponibilidade. Era esperado que, com o gás da Bolívia, ocorresse um deslocamento no tipo de combustível consumido, substituindo principalmente o óleo combustível. Porém, em vista da elevação dos preços do gás natural (cotado em dólares), em consequência da elevação da taxa de câmbio, há sinalização da inviabilidade da geração termelétrica a partir deste combustível.

Segundo os valores fornecidos pela BRACELPA, pode-se construir a Figura 3.3, que mostra a participação de cada energético na matriz do segmento, onde se nota que a lixívia é o principal combustível utilizado, representando 48,26% de todo o combustível utilizado. Em seguida vêm os derivados de madeira (lenha, cascas e cavacos) que representam 23,68%, enquanto que os combustíveis fósseis (óleo combustível, gás natural e outros) limitam-se a 21,94%. O restante é composto por vários outros energéticos de pouca representatividade no segmento, como pó por exemplo, bagaço da cana, o carvão mineral e a energia elétrica comprada.

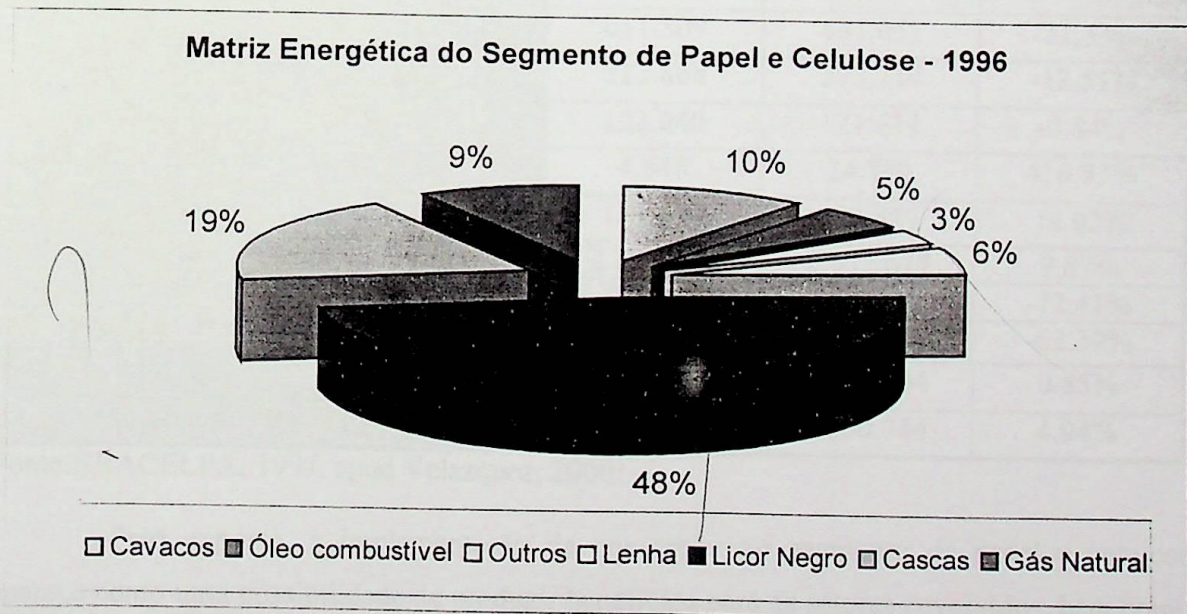


Figura 3.3 – Matriz energética do segmento de papel e celulose, em 1996

Fonte: BRACELPA, 1997, *apud* Velazquez, 2000

O segmento de papel e celulose tem grande potencial para se tornar auto-suficiente em termos energéticos, produzindo todo o vapor necessário para o processo, mas observou-se, que a auto-geração é ainda bastante reduzida.

São bastante conhecidas as dificuldades do setor industrial quanto à garantia de disponibilidade de energia, devido às eventuais falhas e interrupções do sistema elétrico. São também, amplamente conhecidas as vantagens para o setor em garantir o seu suprimento, sem risco de interrupção. A Tabela 3.3 ilustra o consumo de combustível do segmento, disponível (1995 e 1996).

Tabela 3.3 – Consumo de combustíveis, para fins térmicos, no segmento de papel e celulose (teoc, tonelada equivalente de óleo combustível)

	1995	1996	
A – Produção [t]	8.442.882	8.687.778	2.90%
B – Consumo de derivados [t]			
Óleo combustível	763.948	945.000	23.7%
Gás natural	129.990	148.456	14.21%
Outros derivados	9.763	14.643	49.99%
Sub - Total	903.700	1.108.100	22.662%
C – Consumo de alternativos [t]			
Lenha	471.310	441.304	-6.37%
Cavacos	611.509	481.051	-21,33%
Casca	312.868	273.734	-12.51%
Resíduos	122.040	121.019	-0.84%
Bagaço de cana	4.848	24.762	410.73%
Carvão	134.090	152.887	14.02%
Licor preto	2.218.714	2.437.677	9.87%
Energia elétrica	25.950	7.160	-72.41%
Outras alternativas	8.109	3.050	-62.39%
Sub - Total	3.909.437	3.942.644	0.85%
D – Consumo total (B+C) [t]	4.813.138	5.050.744	4.94%

Fonte:BRACELPA, 1997, apud Velazquez, 2000

Pelo exposto, a implementação da cogeração no segmento de papel e celulose aparece como uma possibilidade de produzir benefícios para os setores envolvidos, bem como para a sociedade como um todo.

3.2 – LEVANTAMENTO DE DADOS DE UM GRUPO DE EMPRESAS SELECIONADOS

O segmento de papel e celulose é um dos principais do setor industrial em termos de consumo de energia elétrica, tendo consumido mais de 8.000 GWh de eletricidade em 1996, representando 8% do consumo do setor industrial (BRACELPA, 1997). Entretanto, apesar da grande quantidade de subprodutos de processo existente nas indústrias integradas e de celulose, o segmento apresenta ainda capacidade reduzida de auto-geração. Por outro lado, observou-se um aumento significativo de combustíveis fósseis (20% de 1995 para 1996, BRACELPA, 1997), e uma redução nos combustíveis renováveis, com uma maior emissão de poluentes (Bracelpa, 1997, apud Velazquez, 2000).

Para uma análise preliminar do potencial de cogeração nas indústrias de papel e celulose, foi selecionado um grupo de seis empresas integradas, que apresentam uma produção de 231.265 t/mês de celulose e 181.435 t/mês de papel, correspondente a 45% da produção nacional do segmento. Em média, a energia elétrica produzida por cogeração (210MW) nas empresas escolhidas corresponde a 65% do consumo do grupo (234.388 MWh/mês). Os levantamentos efetuados permitem a avaliação da situação atual dos sistemas de cogeração existentes nas empresas da amostra, bem como a avaliação do potencial de geração de eletricidade com a introdução das tecnologias mais eficientes (Velazquez 2000).

A Tabela 3.4 apresenta o perfil energético do grupo de empresas selecionadas e compara com os dados globais do segmento.

Tabela 3.4 – Perfil energético do grupo de empresas selecionadas comparada ao segmento de papel e celulose.

	Dados Globais**	Grupo de Empresas*
Produção de celulose [t/mês]	514.167	231.265
Produção de papel [t/mês]	511.667	181.435
Energia elétrica auto gerada [MWh/mês]	356.229	151.438
Energia elétrica comprada [MWh/mês]	336.184	82.950
Energia elétrica total [MWh/mês]	692.413	234.388

Fonte:* Velázquez *et al*, 1999 e** BRACELPA, 1997, apud Velázquez, 2000

Como se pode observar na Tabela 3.4, o grupo de empresas selecionadas é responsável por cerca de 45% da celulose do papel produzida pelo segmento. A energia elétrica auto-gerada pelo grupo equivale a 65% da energia total consumida por ele e a 43% da quantidade auto-gerada pelo segmento e sua energia total consumida, a 34% daquela consumida pelo segmento.

Foram analisadas, neste grupo, apenas as indústrias integradas, uma vez que trabalhos anteriores já analisaram o potencial de cogeração com a utilização de turbinas a gás, permitindo até mesmo a geração de excedentes (Velázquez,2000).

CAPÍTULO 4

A GERAÇÃO DE VAPOR E ENERGIA ELÉTRICA NO PROCESSO DE FABRICAÇÃO DE PAPEL E CELULOSE DA CSPC

4.1 – INTRODUÇÃO

Este capítulo se inicia com um breve histórico sobre o Grupo Suzano e da CSPC – Companhia Suzano de papel e celulose. Unidade de negócio de São Paulo – Suzano. A seguir é feita uma descrição da área de utilidades, com enfoque para a geração de vapor e energia elétrica.

Neste capítulo será feito um levantamento da necessidade de vapor e energia elétrica para o caso em estudo.

É realizada também uma descrição detalhada de cada área envolvida na geração de vapor e energia elétrica, com descrição detalhada de cada equipamento envolvido no processo.

4.2 – HISTÓRICO DO GRUPO SUZANO

A CSPC – Companhia Suzano de Papel e Celulose, foi fundada em São Paulo em 1924 com o objetivo de revender papéis nacionais e importados, sua história se confunde com a história da industrialização brasileira. A produção própria começou no final da década de 30, com a instalação da primeira máquina de papel no bairro do Ipiranga, na capital paulista.

O nome da Cia. Suzano surgiu em 1955, quando foi incorporado ao grupo de indústria de Papel Euclides Damiani. Um ano depois a empresa firmava seu pioneirismo no mercado internacional ao inaugurar a produção de papel com 100% de celulose de eucalipto.

Os anos que se seguiram foram marcados por investimentos na expansão da fábrica e diversificação do mix de produtos, uma das grandes características da Suzano até hoje.

A CSPC é hoje a maior fabricante integrada de celulose de eucalipto e papel do País, somado as produções das empresas Suzano Papel e Bahia Sul. Tornou-se a primeira empresa brasileira a produzir papel ECF (Elemental Chlorine Free), substituindo o cloro elementar, uma substância agressiva ao meio ambiente, por oxigênio no processo de branqueamento de papel.

A unidade de negócio Suzano Papel, que desde de 1999, concentra as atividades relativas a papel e celulose, produz 510 mil toneladas/ano de papéis, inclusive papel cartão, e 420 mil toneladas/ano de celulose, consolidando assim, sua liderança em tecnologia e desenvolvimento de produtos de maior valor.

Líder em vários segmentos, a Suzano tem sua produção totalmente integrada, do plantio de eucalipto à produção de papel e papel cartão, sempre em harmonia com os parâmetros de proteção ambiental.

A matéria-prima vem das fazendas de eucaliptos da própria companhia, são 140 milhões de árvores de eucalipto, das quais 47% estão no estado de São Paulo.

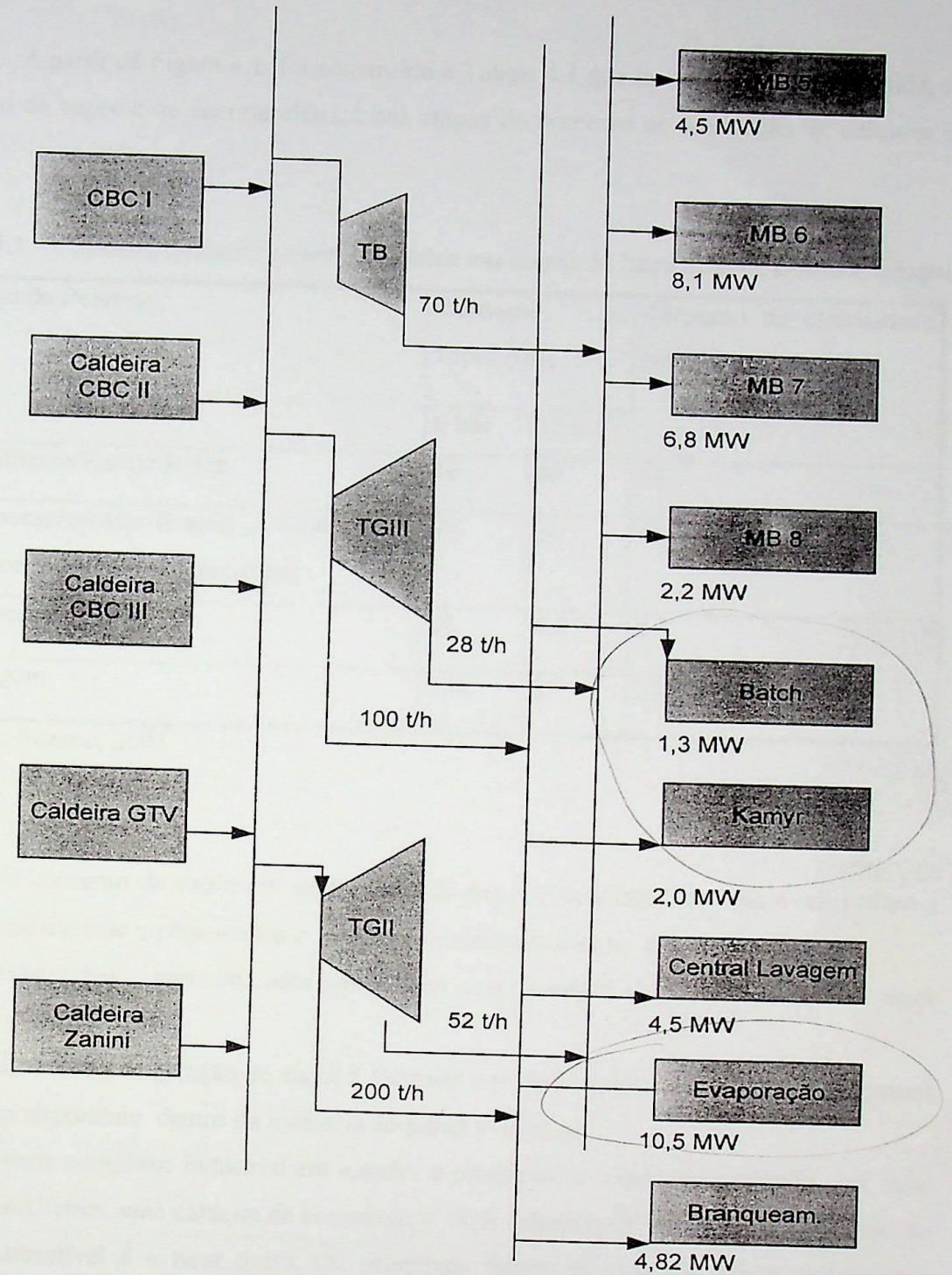
Conta atualmente com 3.500 funcionários e detém 16.6% da produção brasileira de papel para escrita e impressão, 29% da produção nacional de papel cartão de primeira linha e 8.9% do mercado de celulose, no qual trabalha com excedente de produção.

Em fevereiro de 2001, a Cia Suzano passou a deter 72.81% do capital total da Bahia Sul, empresa que criou em 1992 através de uma joint-venture com a Vale do Rio Doce e o BNDESPAR. Sua capacidade anual de produção é de 570 mil toneladas de celulose de eucalipto e de 215 mil toneladas de papel para escrita e impressão.

As duas empresas mantêm administração separadas, mas totalmente integradas em seu compromisso de promover desenvolvimento econômico aliado à preservação ambiental, justiça social e crescimento humano (Suzano, 2002).

4.3 – NECESSIDADES DE VAPOR E ENERGIA ELÉTRICA DO PROCESSO DE FABRICAÇÃO DE PAPEL E CELULOSE

Com a descrição das etapas de fabricação de papel e celulose, abordada neste Capítulo, fica evidente a necessidade de vapor e para atende-las, principalmente no cozimento da madeira nos digestores, no processo de recuperação química da soda utilizada e na secagem do papel. A Figura 4.1 detalha o consumo de vapor e energia elétrica, em cada etapa do processo.



MB5, MB6, MB7 e MB8 são máquinas de papel. TB, TG III e TG II são turbinas a vapor. Batch e Kamyrr são equipamentos utilizados no cozimento do eucalipto.

Figura 4.1 – Distribuição de vapor e energia elétrica

A partir da Figura 4.1, foi construída a Tabela 4.1 que ilustra, de forma resumida, o consumo de vapor e de energia elétrica nas etapas do processo de fabricação de celulose e papel.

Tabela 4.1 – Consumo de vapor e energia elétrica nas etapas de fabricação de celulose e papel

Etapa do Processo	Consumo de vapor [t/h]		Consumo de eletricidade [MW]
	6 bar	12 bar	
Cozimento/Kamyr/Batch	10	60	18
Evaporação/caustificação e Caldeira de recuperação/Caldeira auxiliares	75	30	10,5
Branqueamento	15	0.0	4,5
Secagem	104	27	27

Fonte: Suzano, 2002

* O consumo de vapor em uma planta de papel e celulose é considerável, devido a grande quantidade de equipamentos e principalmente máquinas de papel.

Este trabalho apresenta uma planta com uma produção média de 470 t/h de vapor produzido pelas caldeiras.

* O sistema de geração de vapor é formado por um conjunto de caldeiras e algumas delas muito importante dentro da indústria de papel e celulose.

Neste complexo industrial em estudo, a produção de vapor é constituída por duas caldeiras auxiliares, uma caldeira de biomassa, e duas caldeiras de recuperação químicas, no qual o combustível é o licor preto. Os principais fatores de controle são a pressão e a temperatura de vapor.

A utilização do vapor tem três níveis de aplicação:

- Vapor de alta pressão (50 bar). É fornecido pelas caldeiras e utilizados em dois turbo geradores e em turbinas de pequeno porte que acionam equipamentos;

- Vapor de média pressão (12 bar). É utilizado em caldeiras, equipamentos diversos no processo, sistema de aquecimento e soprador de fuligem;

- Vapor de baixa pressão (6 bar). É consumido quase na sua maioria nas máquinas de papel. Depois de passar pelo processo, este vapor retorna como condensado para o sistema de alimentação de água das caldeiras.

As caldeiras de recuperação e biomassa, tem importante papel na questão ambiental, pois utilizam como combustível resíduo do processo. Estes resíduos são:

* A biomassa que é proveniente da casca e cavaco da madeira utilizada no cozimento:

* O licor preto, que é resultado do cozimento da madeira no digestor. Este cozimento é feito com vapor, e em uma etapa do processo separam-se as fibras do licor Preto. O licor extraído passa ainda por outros processos antes de queimar nas caldeiras.

Do ponto de vista ambiental, é necessário manter estes equipamentos em operação, pois sua disponibilidade operacional é imprescindível para a destruição de parcela significativa dos resíduos gerados no processo, com recuperação de calor.

As caldeiras auxiliares, são importantes no processo, pois mantêm o estabilidade e a demanda de vapor.

A água utilizada no processo de geração de vapor é desmineralizada. A água é bombeada por bombas de alta pressão multi-estágios. A água bombeada vai para um coletor é distribuída nas caldeiras. A Figura 4.2 representa o sistema térmico de vapor, produção e consumo.

A água de alimentação das caldeiras é uma combinação de água desmineralizada e condensados que retornam, principalmente, das máquinas de papel e planta de evaporação.

Este condensado, eventualmente, pode ser desviado para a estação de tratamento de efluentes por contaminação de sílica, alcalinidade alta ou presença de sólidos suspensos.

Como foi visto na Figura 4.1, o vapor, numa fábrica de papel e celulose, é principalmente utilizado para o cozimento da madeira nos digestores, no processo de recuperação química da soda usada no cozimento e para secagem do papel nas máquinas, consumindo, respectivamente, em média 13%, 25% e 38% de todo vapor gerado.

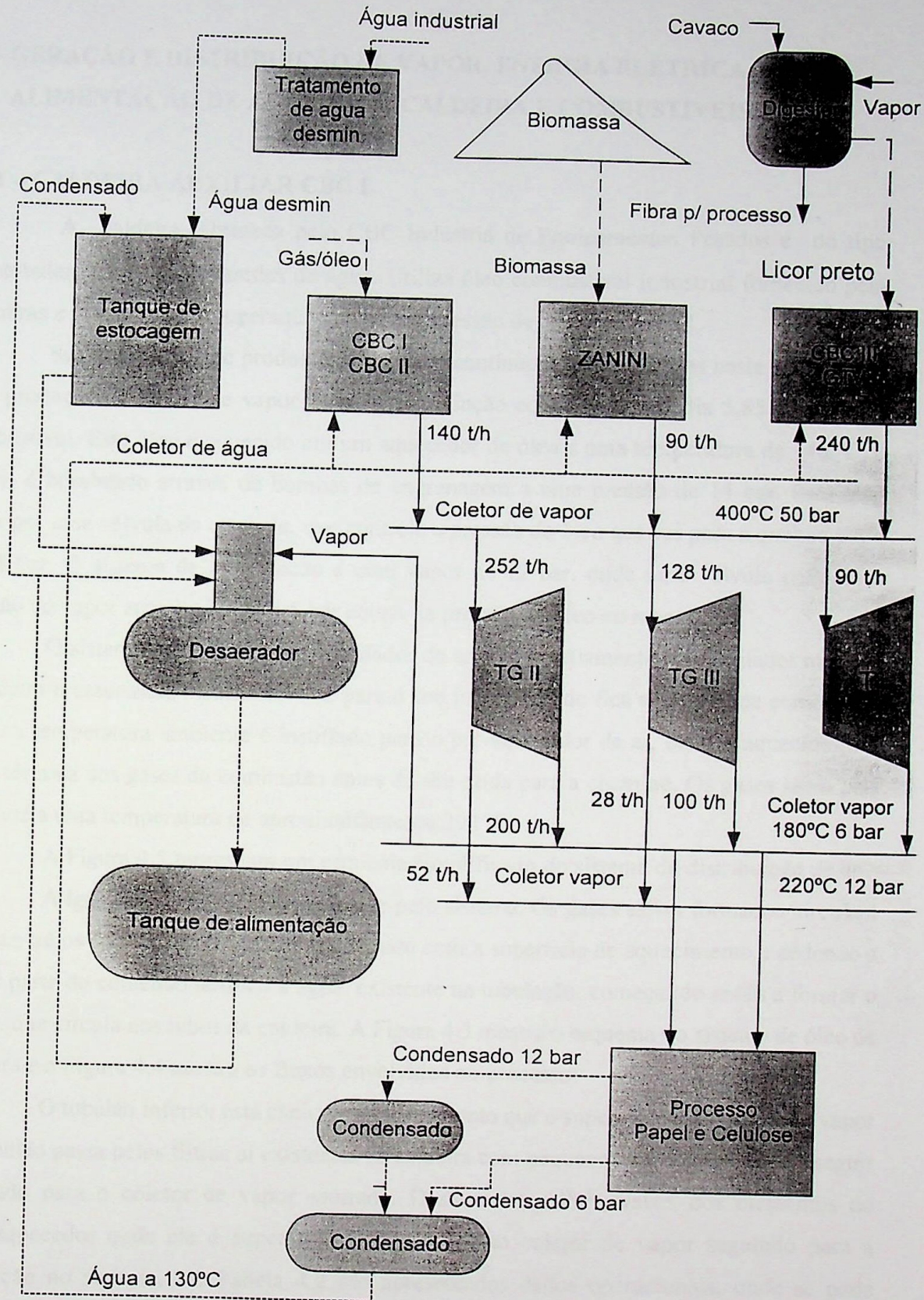


Figura 4. 2 – Fluxograma simplificado do sistema térmico de vapor

4.4 - GERAÇÃO E DISTRIBUIÇÃO DE VAPOR, ENERGIA ELÉTRICA ALIMENTAÇÃO DE ÁGUA PARA CALDEIRA E COMBUSTÍVEIS.

4.4.1 – CALDEIRA AUXILIAR CBC I

A caldeira fabricada pela CBC Indústria de Equipamentos Pesados é do tipo aquotubular, com quatro paredes de água. Utiliza óleo combustível industrial fornecido pela Petrobrás e fornece vapor superaquecido a uma pressão de 50 bar e 400 °C.

Sua capacidade de produção em regime contínuo é de 90 t/h. Mas neste estudo, tem uma produção de 70 t/h de vapor. Para esta produção consome em média 5,85 t/h de óleo combustível. Este óleo é aquecido em um aquecedor de óleo a uma temperatura de 140 °C, e depois é bombeado através de bombas de engrenagem a uma pressão de 14 bar. Este óleo passa por uma válvula de controle, que controla a pressão do óleo que vai para a queima entre 6 a 8 bar. O sistema de atomização é com vapor de 12 bar, onde uma válvula controla a pressão do vapor atomizado em 1,5 bar acima da pressão do óleo no maçarico.

O sistema de ar utiliza um ventilador de ar para insuflamento. O ventilador mantém a caldeira pressurizada insuflando o ar para o seu interior, onde fica a câmara de combustão. O ar na temperatura ambiente é insuflado para o pré-aquecedor de ar, onde é aquecido pela troca térmica dos gases da combustão antes de sua saída para a chaminé. Os gases saem pela chaminé a uma temperatura de aproximadamente 200 °C.

A Figura 4.5 representa um esquema simplificado do sistema de distribuição de ar.

A ignição é dada automaticamente pelo sistema. Os gases assim formados circulam entre os tubos da caldeira, entrando em contato com a superfície de aquecimento e cedendo a maior parte do conteúdo térmico à água existente na tubulação, começando então a formar o vapor, que circula nos tubos da caldeira. A Figura 4.3 mostra o esquema do sistema de óleo da caldeira e a Figura 4.4 mostra os fluxos envolvidos no processo.

O tubulão inferior está cheio de água enquanto que o superior, água e vapor. O vapor do tubulão passa pelos filtros aí existentes da caldeira com pequeno teor de umidade. A seguir é levado para o coletor de vapor saturado. Deste coletor flui através dos elementos do superaquecedor onde ele é superaquecido, e chega ao coletor de vapor seguindo para a utilização no sistema. Na Tabela 4.2 são apresentados dados operacionais, onde se pode comparar os valores de projetos com os reais.

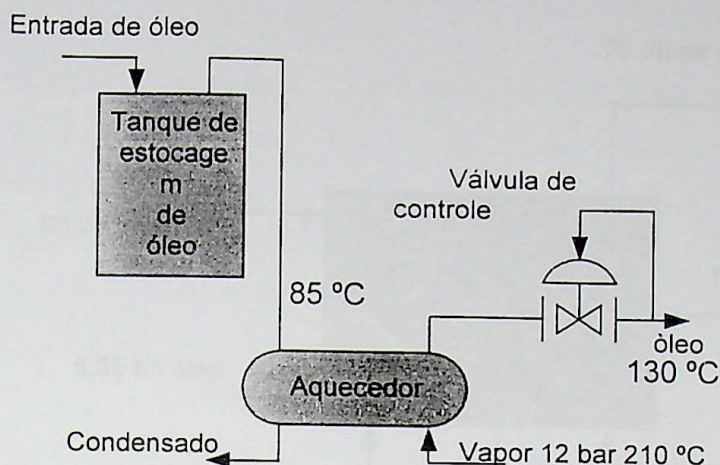


Figura 4.3 – Sistema de óleo da caldeira CBC I.

Tabela 4.2 – Dados técnicos operacionais comparando a condição de projeto com a real.

Descrição técnica da caldeira CBC I (óleo)	Projeto	Real
Capacidade máxima contínua de vapor	90 t/h	70 t/h
Capacidade de ponta	100 t/h	-
Pressão de projeto da caldeira	58 bar	-
Pressão de vapor na saída do vapor	50 bar	50 bar
Temperatura de vapor na saída	400 °C	400°C
Temperatura de água de alimentação	130 °C	127°C
Excesso de ar	15 %	11 %
Oxigênio livre na combustão	6,5 %	2,5%
Sistema de tiragem	Forçado	Forçado
Rendimento ao pci	88 %	74,80 %
Consumo de combustível (óleo) 3A	6,4 t/h	5,85 t/h
Consumo de combustível (gás natural)	0 Nm ³ /H	0 Nm ³ /H
Fluxo de ar	107,8 t/h	95,64 t/h
Fluxo de gás	114,3t/h	101,48t/h
Temperatura do gás na saída da caldeira	370 °C	350 °C
Temperatura do gás na saída do pré-aquecedor	220 °C	200 °C
Temperatura do ar na entrada do pré-aquecedor	25 °C	25 C
Temperatura do ar na saída do pré-aquecedor	190 °C	195 °C

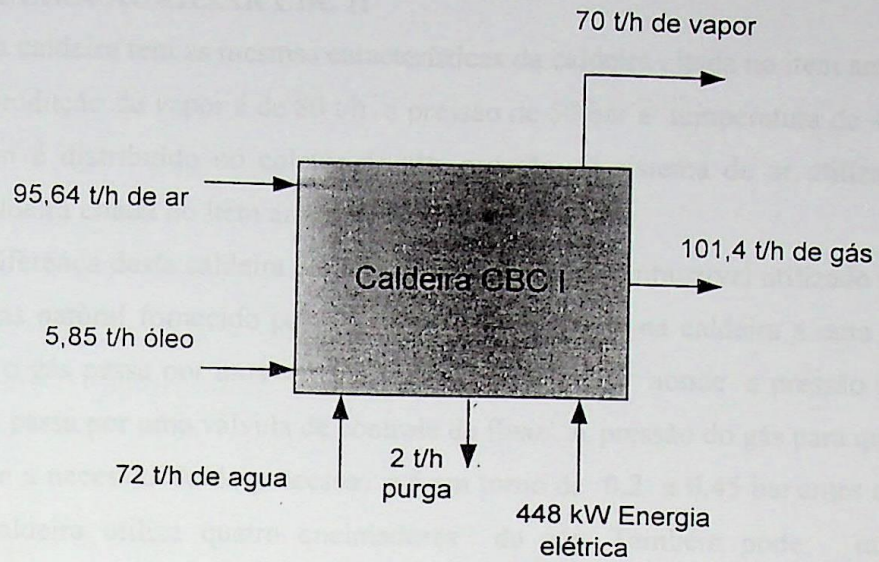


Figura 4.4 – Esquema dos fluxos da caldeira em operação real

O sistema de purga contínua mantém a pureza da água de alimentação no tubulão superior, a fim de manter os índices de sólidos, alcalinidade em níveis pré-estabelecidos e evitar incrustações nas paredes dos tubos das caldeiras.

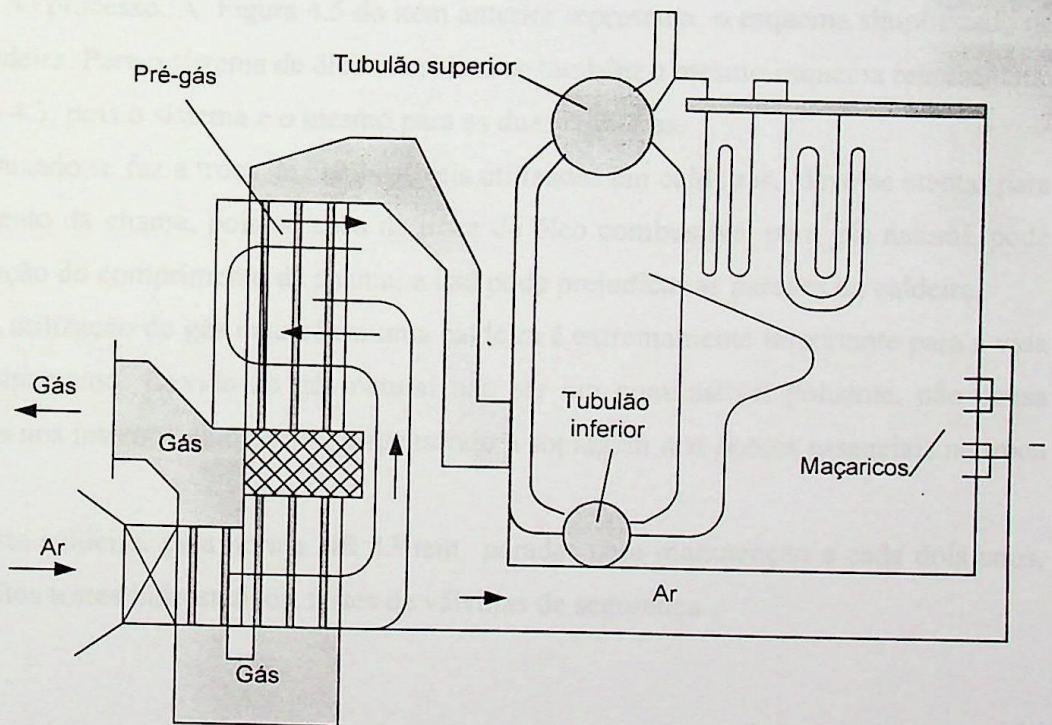


Figura 4.5 – Esquema simplificado do sistema de ar da caldeira

4.4.2 – CALDEIRA AUXILIAR CBC II

Esta caldeira tem as mesmas características da caldeira citada no item anterior.

A produção de vapor é de 80 t/h a pressão de 50 bar e temperatura de 400 °C. Seu vapor também é distribuído no coletor de alta pressão. O sistema de ar utiliza o mesmo método da caldeira citada no item anterior.

A diferença desta caldeira em relação a CBC I é o combustível utilizado na queima. Esta utiliza gás natural fornecido pela Comgas. O gás chega na caldeira a uma pressão de 7 bar, depois o gás passa por uma válvula redutora de pressão aonde a pressão chega a 3 bar. Daí o gás passa por uma válvula de controle de fluxo. A pressão do gás para queima varia de acordo com a necessidade do processo, e é em torno de 0,2 a 0,45 bar antes de ir para a queima. A caldeira utiliza quatro queimadores de gás. Também pode utilizar óleo combustível se necessário. O gás utilizado na queima, entra na caldeira na temperatura ambiente.

O valor apresentado na Tabela 4.3, é uma comparação do sistema em operação, com os valores de projeto. Os valores adotados foram do processo, como sendo uma média mensal, devido à variação diária no processo.

O sistema de ar é idêntico as da caldeira do item anterior, alterando apenas os fluxos envolvidos no processo. A Figura 4.5 do item anterior representa o esquema simplificado de ar desta caldeira. Para o sistema de óleo considera-se também o mesmo esquema representado pela Figura 4.3, pois o sistema é o mesmo para as duas caldeiras.

Quando se faz a troca de combustíveis utilizados em caldeiras, deve-se atentar para o comprimento da chama, pois no caso da troca de óleo combustível para gás natural, pode haver alteração do comprimento da chama, e isto pode prejudicar as paredes da caldeira.

A utilização do gás natural em uma caldeira é extremamente importante para a vida útil do equipamento. Devido ao gás natural não ser um combustível poluente, não causa incrustações nos internos da caldeira, dispensando a sopragem nos pontos essenciais na troca térmica.

Esta caldeira, pela norma NR 13 tem paradas para manutenção a cada dois anos, onde são feitos testes hidrostáticos, testes de válvulas de segurança .

Tabela 4.3 – Dados técnicos operacionais comparando a condição de projeto com a real.

Descrição técnica da caldeira CBC II (gás)	Projeto	Real
Capacidade máxima contínua de vapor	90 t/h	80 t/h
Capacidade de ponta	100 t/h	-
Pressão de projeto da caldeira	58 bar	-
Pressão de vapor na saída do vapor	50 bar	50 bar
Temperatura de vapor na saída	420 °C	420 °C
Temperatura da água de alimentação	130 °C	127 °C
Excesso de ar	15 %	11 %
Oxigênio livre na combustão	6,5 %	2,5%
Sistema de tiragem	Forçado	Forçado
Rendimento ao Pci	88 %	87,6%
Consumo de combustível (óleo)	- t/h	- t/h
Consumo de combustível (gás natural)	4500 kg/h	4464 kg/h
Fluxo de ar	-	122,14 t/h
Fluxo de gás	-	126,6,48 t/h
Temperatura do gás na saída da caldeira	370 °C	390 °C
Temperatura do gás na saída do pré-aquecedor	220 °C	220 °C
Temperatura do ar na entrada do pré-aquecedor	25 °C	25 °C
Temperatura do ar na saída do pré-aquecedor	190 °C	210 °C

Fonte: Suzano , 2001

O valor apresentado na Figura 4.6 , é uma média mensal, devido à variação diária no processo. Esta caldeira foi modificada para utilizar gás natural, e não mais utiliza óleo combustível.

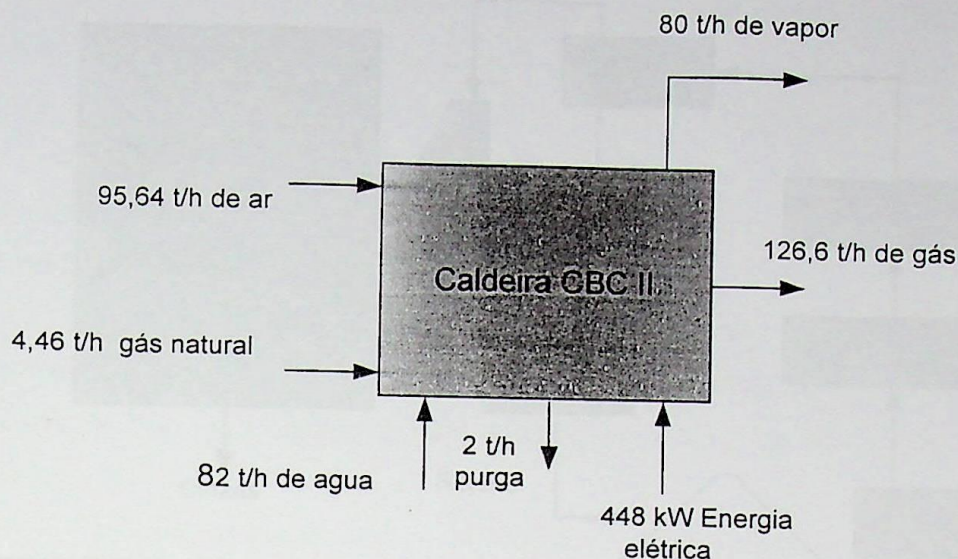


Figura 4.6 – Esquema dos fluxos correntes da caldeira em operação .

4.4.3 – CALDEIRA ZANINI

Além do auxílio na geração de vapor, tem um papel importante para a indústria de celulose na questão econômica e ambiental, porque utiliza como combustível principal a casca e o cavaco do eucalipto, resíduo da matéria-prima utilizada no processo de cozimento, no digestor. Sua operação contínua é importante para o meio ambiente, pois uma parada muito longa acarreta acúmulo de casca, e isto é prejudicial para o processo. Também utiliza como queima auxiliar dois maçaricos de óleo para manter a temperatura do vapor constante.

O transporte da biomassa é feito através da rosca extratora de biomassa BC29, esta abastece o transportador TC13 e este na seqüência alimenta o transportador TC14. Do TC14 a biomassa vai para o transportador BC26. onde a biomassa é distribuída em cinco alimentadores, que direcionam a biomassa para a fornalha. A Figura 4.7 mostra um fluxograma simplificado do sistema de alimentação de biomassa da caldeira.

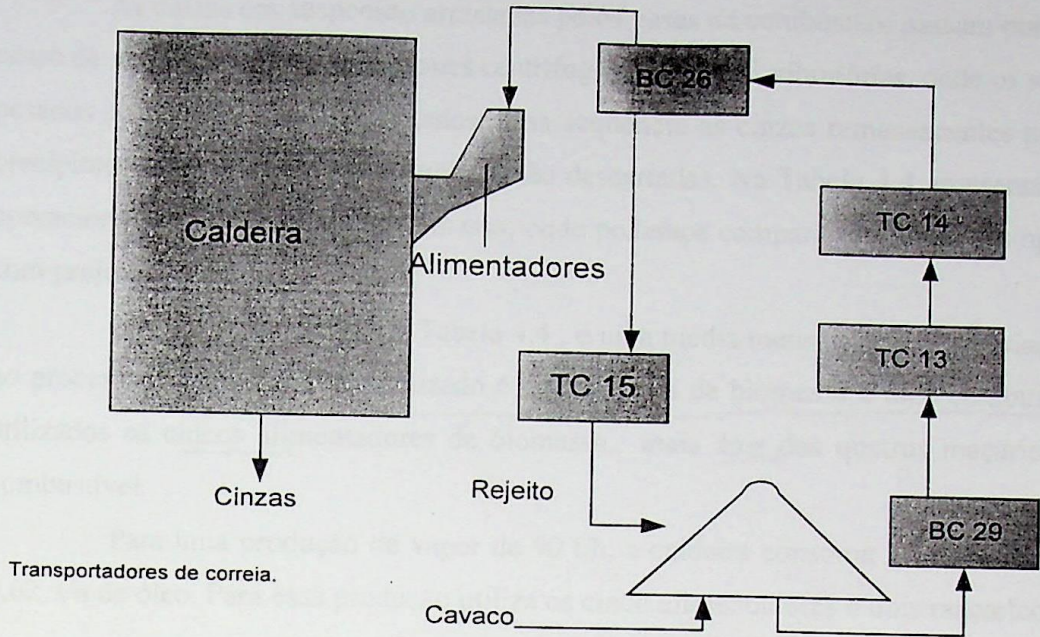


Figura 4.7 – Fluxograma simplificado do sistema de alimentação de biomassa da caldeira

O sistema de combustão da caldeira consiste de uma grelha rotativa, onde na superfície da grelha é mantida uma camada fina e uniforme de biomassa, obtida por distribuição controlada através de distribuidores pneumáticos, para manter em suspensão a biomassa e garantir uma boa combustão. O ar é captado pelo ventilador e insuflado na caldeira passando antes pelo pré-aquecedor. Os gases de combustão são extraídos da fornalha com auxílio do ventilador de tiragem. Na Figura 4.8, apresenta um esquema simplificado do sistema de ar/gás de combustão da caldeira

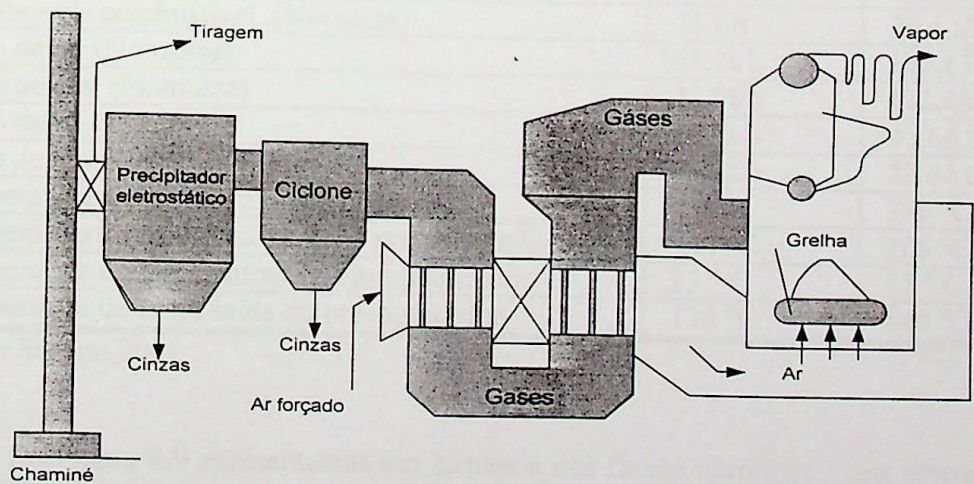


Figura 4.8 – Esquema simplificado do sistema de ar/gases de combustão da caldeira

As cinzas em suspensão arrastadas pelos gases da combustão, passam por um processo de descarte através de ciclones centrífugos e peneiras vibratórias, onde os sólidos mais pesados precipitam e são descartados, e na seqüência as cinzas remanescentes passam pelo precipitador eletrostático, onde também são descartadas. Na Tabela 4.4 apresentamos dados operacionais da caldeira de biomassa, onde podemos comparar as condições operacionais com projeto.

O valor apresentado na Tabela 4.4, é uma média mensal, devido à variação diária no processo. O combustível utilizado é uma mistura de biomassa e óleo combustível. São utilizados os cinco alimentadores de biomassa, mais dois dos quatro maçaricos de óleo combustível.

Para uma produção de vapor de 90 t/h, a caldeira consome 20,4 t/h de biomassa e 0,62 t/h de óleo. Para essa produção utiliza os cinco alimentadores e dois maçaricos de óleo.

Tabela 4.4 – Dados técnicos operacionais comparando a condição de projeto com a real.

Descrição técnica da caldeira Zanini (biomassa/ óleo)	Projeto	Real
Capacidade máxima contínua de vapor	90 t/h	90 t/h
Capacidade de ponta	100 t/h	-
Pressão de projeto da caldeira	58 bar	-
Pressão de vapor na saída do vapor	50 bar	50 bar
Temperatura de vapor na saída	420 °C	400° C
Temperatura de água de alimentação	130 °C	127 °C
Excesso de ar	15 %	11 %
Oxigênio livre na combustão	6,5 %	4,5%
Rendimento ao PCI (biomassa)	88 %	57,4%
Rendimento ao PCI (óleo)	93,04%	73,26 %
Consumo de combustível (óleo)	67,9t/h	1,875 t/h
Consumo de combustível (biomassa)	31 t/h	20,4 t/h
Fluxo de ar (biomassa)	145,2t/h	117,63 t/h
Fluxo de gás (biomassa)	177.t/h	112,48 t/h
Fluxo de ar (óleo)	107.t/h	95,64 t/h
Fluxo de gás (óleo)	114.t/h	27,44 t/h
Temperatura do gás na saída da caldeira	410 C	390 °C
Temperatura do gás na saída do pré-aquecedor	230 °C	205 °C
Temperatura do ar na entrada do pré-aquecedor	25 ° C	25 ° C
Temperatura do ar na saída do pré-aquecedor	170 °C	160 °C

Fonte: Suzano,2001

Na Figura 4.9 apresentamos um esquema dos fluxos correntes que atravessam o volume de controle da caldeira de biomassa.

O sistema de óleo combustível é composto por um aquecedor de óleo, um tanque de estocagem e duas bombas de transferência de óleo.

Existem quatro maçaricos para queima de óleo sem biomassa se necessário, mas geralmente utiliza-se dois maçaricos como queima suplementar para manter uma temperatura constante do vapor. O óleo utilizado na queima é o 3A. A pressão de óleo para queima é de 13 bar e o vapor de atomização é de 14,5 bar.

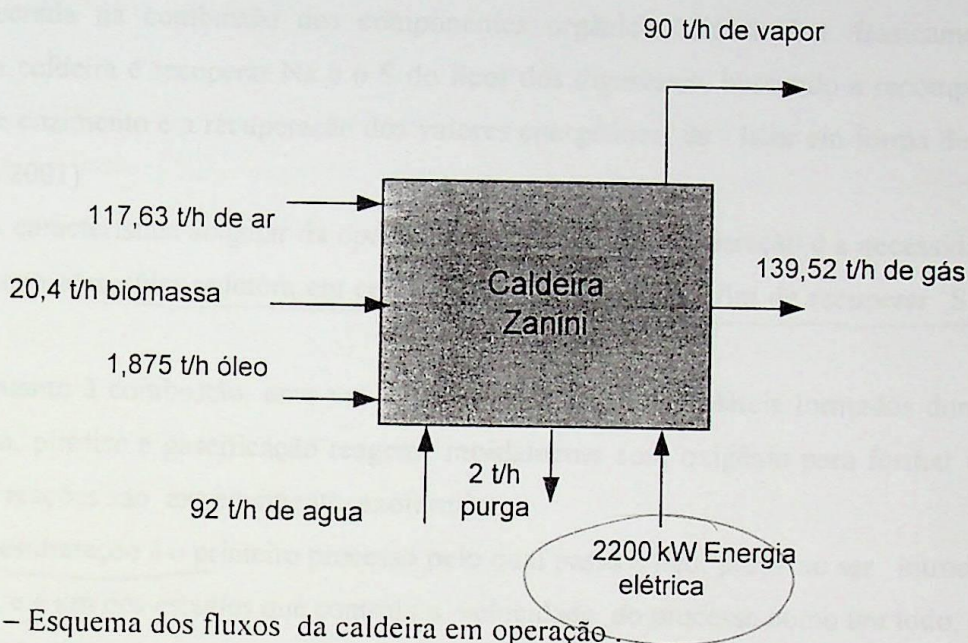


Figura 4.9 – Esquema dos fluxos da caldeira em operação.

4.4.4 – CALDEIRA DE RECUPERAÇÃO QUÍMICA CBC III

A caldeira de recuperação é ao mesmo tempo um reator químico e um gerador de vapor. Como reator químico, tem a função de produzir fundidos com máxima eficiência de redução do sulfato de sódio original contido no licor preto queimado, a sulfeto de sódio. A composição dos fundidos são: Na_2S , Na_2CO_3 , Na_2SO_4 , e NaCl .

Como gerador de vapor, tem a função de produzir vapor para processo aproveitando o calor liberado na combustão da fração orgânica do licor preto. Esta caldeira utiliza como combustível a matéria orgânica que corresponde aproximadamente 2/3 da composição do licor preto.

Fatores ambientais e energéticos condicionaram o desenvolvimento da tecnologia das caldeiras de recuperação.

Ambientais: -fornalhas "low odor ou de baixo odor";
 -emissão máxima de 5 ppm de "TRS";
 -eliminação de ECD ou oxidação do licor;

Energéticos: -aumento de pressão e temperatura, até 110 bar e 500 °C no vapor;
 -aumento de sólidos (eficiência \cong 70%);
 -aumento da capacidade (até 2700 toneladas/dia).

O objetivo da recuperação química é recuperar os reagentes usados no cozimento da madeira ou outras matérias-primas utilizadas na produção de celulose, e recuperação da energia liberada na combustão dos componentes orgânicos dissolvidos. Basicamente o objetivo da caldeira é recuperar Na e o S do licor dos digestores, buscando a recomposição do licor de cozimento e a recuperação dos valores energéticos do licor em forma de vapor (Schreiber, 2001)

A característica singular da operação da caldeira de recuperação é a necessidade de se manter uma atmosfera redutora em certa parte da fornalha a fim de recuperar S como Na₂S.

Quanto à combustão, uma vez em forma de gases os voláteis formados durante a desidratação, pirólise e gaseificação reagem rapidamente com oxigênio para formar CO₂ e H₂O. Essas reações são extremamente exotérmicas.

Desidratação é o primeiro processo pelo qual passa o licor preto ao ser introduzido na fornalha, e é um dos estágios que controla a velocidade do processo como um todo, pois a temperatura do licor permanece constante até que toda água tenha sido removida.

O calor deve ser transferido para o licor de forma a suprir a evaporação da água e o vapor formado deve ser removido.

A transferência de calor se faz basicamente por radiação e convecção pelos gases quentes para a superfície exposta do licor. O transporte do vapor, por sua vez, depende da porosidade do sólido que está sendo secado, e se seu fluxo é impedido geram-se pressões internas no elemento e este pode explodir.

Os fatores que influenciam na desidratação, depende da técnica utilizada para efetuar a introdução do licor na fornalha.

Após a desidratação, a temperatura aumenta mais e ocorre a pirólise.

Reações de pirólise são reações de degradações irreversíveis causadas por efeitos térmicos isolados, que produzem combustíveis voláteis de compostos orgânicos complexos.

Não são reações de oxidação, portanto não necessitam de oxigênio, mas podem ser acompanhados por reações paralelas de oxidação se o oxigênio estiver presente. Pirólise ocorre principalmente quando as partículas de licor estão suspensas, mas se a pirólise não for completada antes que o material chegue no fundo, ela ocorre do mesmo jeito na camada do licor. Pirólise é importante porque ela afeta a produção de combustíveis voláteis e é um fator preponderante no desempenho de gases sulfurosos. Geralmente as reações de pirólise são endotérmicas, mas quando os gases produzidos pela pirólise são ao mesmo tempo queimados, existe no final desprendimento de calor.

Desprendimento de sódio e enxofre com liga orgânica. Como parte do processo de pirólise, sódios de ligas orgânicos e enxofres são desprendidos das moléculas orgânicas. O sódio é desprendido na forma de NaOH que reage com CO_2 para forma Na_2CO_3 . O enxofre de liga orgânica é desprendido como H_2S . A maioria dos H_2S é confinado nas partículas para ser convertido em Na_2S . Essas reações e seus mecanismos são objetos, ainda hoje, de profundos estudos.

Gaseificação é o processo que ocorre durante a queima da camada, o carbono em excesso ao requerido na redução é gaseificando formando combustíveis como CO e H_2 e também CO_2 (Schreiber, 2001).

Este trabalho apresenta um estudo, sobre a caldeira de recuperação química que utilizam concentrações de 72% de sólidos secos no combustível.

A caldeira queima em média 800 t/h de sólidos secos de licor negro, para uma produção de vapor de 130 t/h. O sistema de ar de combustão é feito por três ventiladores, de tiragem, forçado e induzido. A Figura 4.10 apresenta um esquema simplificado do ar e gás da caldeira.

A fornalha é revestida de tubos, ligados ao sistema de geração de vapor, formando paredes resfriadas. O ambiente na parte inferior da fornalha é reduativo, promovendo a redução do sulfato a sulfeto de sódio. A cinza da combustão, representada pela substância inorgânica da lixívia, é composta de diversos sais de sódio com ponto de fusão ao redor de 150°C . Assim a cinza é retirada da fornalha através de bicas resfriadas e dissolvida em lixívia branca fraca, proveniente da caustificação, formando lixívia verde.

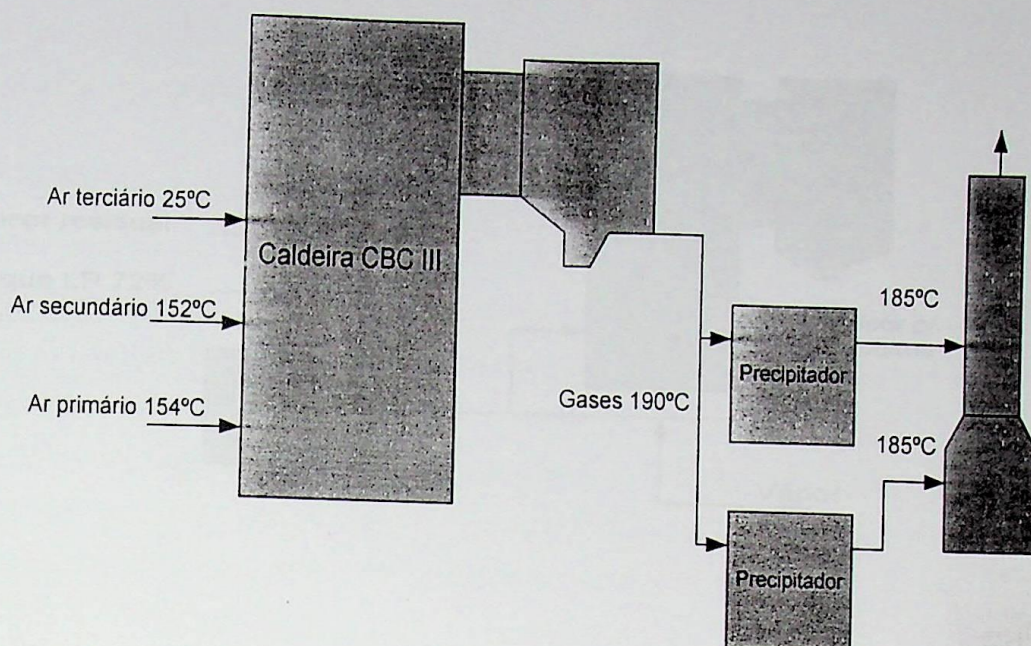


Figura 4.10 – Esquema de ar e gás simplificado da caldeira de recuperação

Para evitar explosões no contato entre a cinza fundida e a lixívia verde, injeta-se vapor e grandes quantidades de lixívia verde em circulação.

A cinza consiste basicamente de carbonato de sódio, com pequenas quantidades de sulfato não reduzido a cloretos. Devido à natureza do sistema de queima, é inevitável que pequenas partículas de licor preto seja arrastada pelos gases, solidificando-se nos tubos da parte superior da fornalha. Necessita-se por isso, de um sistema de sopragem com vapor, para manter os tubos limpos. Uma parte dos sais de sódio é arrastada pelos gases, sendo recuperada em um precipitador eletrostático e retorna ao sistema, nos tanques de licor negro a 72%.

O licor preto proveniente da evaporação 700t, com um teor de sólidos de aproximadamente de 72% é recolhido no tanque de mistura I, onde é misturada com cinza captada pelo precipitador eletrostático, no qual adiciona-se licor residual proveniente da fábrica de dióxido de cloro e sulfato de sódio a granel, necessário para completar a queima de sódio no sistema. A calha recebe a cinza retirada pela sopragem. O tanque I alimenta os maçaricos de queima, injetando-se licor preto no fundo da fornalha. A Figura 4.11 apresenta um esquema do sistema de alimentação do licor preto.

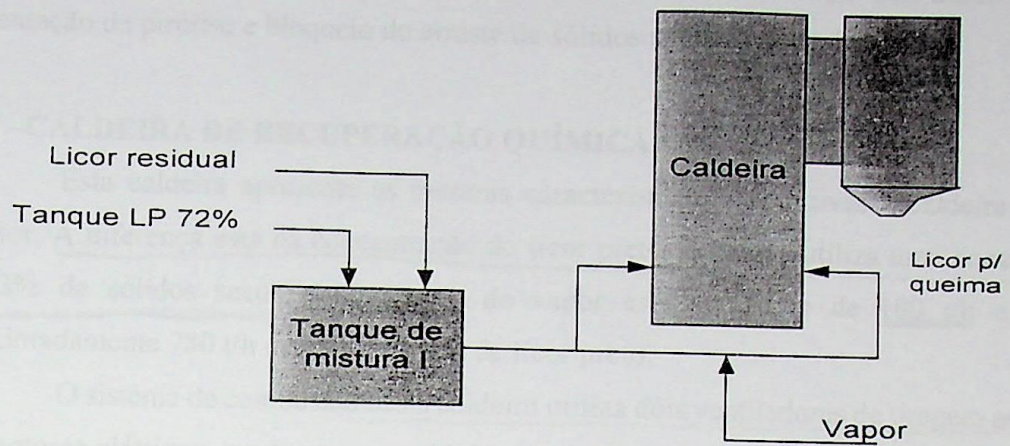


Figura 4.11 - Esquema de alimentação do Licor preto da caldeira CBC III

Ainda não é possível um padrão fixo de volume de ar, para o volume de LP queimado no reator, e não só por causa do volume mas devido a sua variação na concentração de sólidos.

O ar primário é captado pelo ventilador de ar, pré-aquecido a 154°C no aquecedor e injetado na parte inferior da caldeira. A quantidade de ar admitida é controlada para manter uma atmosfera redutora, controlar o escoamento do smelt e a redução de sulfato e sulfeto. Ele é a alma do monte (Chart Bed), seu controle é vital para a produção do smelt e geração de vapor. A temperatura de 150°C é ideal para a performance em caldeiras cujo combustível seja LP 63% a 72% de concentração.

Não devemos permitir que se forme lagos de smelt ao longo do leito, pois se estes lagos forem reoxigenados com ar primário estará se promovendo o aumento da geração de cloreto, e por consequência o entupimento precoce na região dos tubos da caldeira.

Ar secundário promove a desidratação da gota de LP, provocando sua queima. Controla a altura do monte e a performance do movimento dos sólidos incandescentes ao longo do monte em seu cume e, juntamente com o ar terciário promove a pirólise.

O ar terciário garante uma turbulência e completam a combustão dos gases voláteis e compostos inorgânicos. Sua temperatura é ambiente 25°C. Sua temperatura é apropriada, pois promove a selagem mantendo o particulado confinado na fornalha não permitindo assim

grandes escapes de particulado e também ajudando o controle de O_2 e CO , assim como na alimentação da pirólise e bloqueio do arraste de sólidos (Suzano, Ferreira, 2001)

4.4.5 – CALDEIRA DE RECUPERAÇÃO QUÍMICA GTV

Esta caldeira apresenta as mesmas características construtivas à caldeira do item anterior. A diferença está na concentração do licor preto, pois esta utiliza uma concentração de 63% de sólidos secos. A produção de vapor está em torno de 100 t/h e queima aproximadamente 780 t/h de sólidos secos de licor preto.

O sistema de combustão desta caldeira utiliza dois ventiladores de tiragem acionados por motores elétricos, sendo que na caldeira citada no item anterior o ventilador é acionado por turbinas a vapor. O sistema de ar e gás pode ser representado pela Figura 4.12.

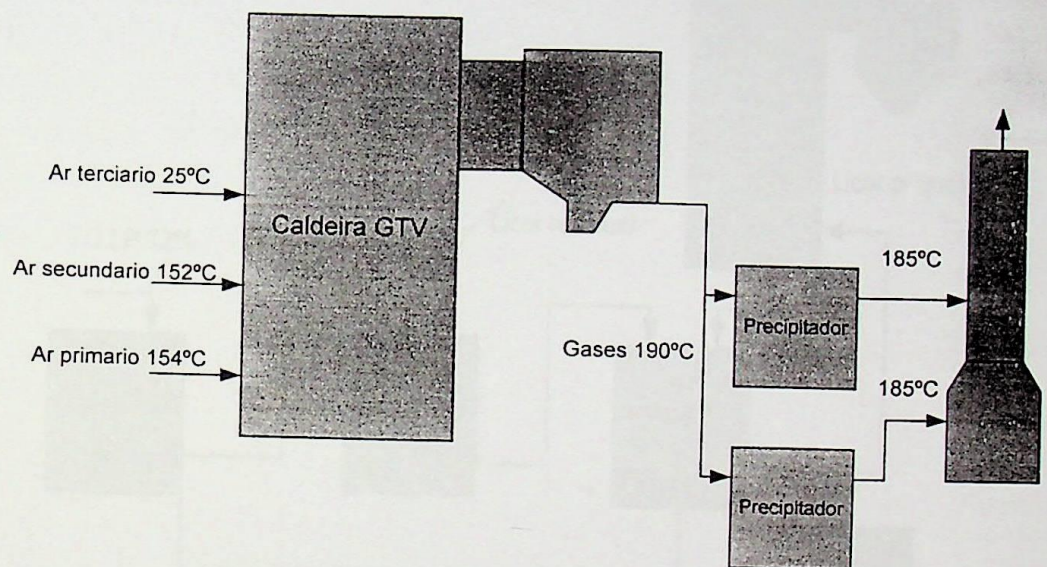


Figura 4.12 – Esquema de ar e gás simplificado da caldeira de recuperação GTV

O licor preto proveniente da evaporação 600t, com um teor de sólidos de aproximadamente de 63% é recolhido no tanque de mistura III, onde é misturada com cinza captada pelo precipitador eletrostático. A mistura é transferida ao tanque II de mistura, no qual adiciona-se licor residual proveniente da fábrica de dióxido de cloro e sulfato de sódio a granel, necessária para completar a queima de sódio no sistema. O licor preto é bombeado ao tanque III, onde esta recebe a cinza seca proveniente da calha de cinza. A calha recebe a cinza retirada pela sopragem. O tanque I alimenta os maçaricos de queima, injetando-se licor preto no fundo da fornalha. Na Figura 4.13 apresenta um esquema do sistema de alimentação do licor preto. A temperatura do licor preto para queima no reator é de 117 °C.

As turbinas a vapor são turbo-máquinas que operam com vapor de alta pressão na entrada, em condição superaquecida, expandindo-se até os níveis mais baixos de pressão. As turbinas a vapor podem apresentar multiplicidade de modelos de tal modo a oferecer soluções particulares para problemas específicos, podendo ser classificada pela maneira com que o vapor deixa a turbina. Neste estudo são utilizadas duas turbinas de contrapressão e extração, que através de um regulador eletrônico mantêm constantes as pressões de vapor de 12 bar e 6 bar.

↘ A Figura 4.14 , apresenta a distribuição do vapor gerado e distribuído no processo.

Todo o vapor de média pressão e baixa pressão é extraído das turbinas aonde o vapor de média vai para o coletor, de onde é distribuído para o processo e o vapor de baixa sai direto para uma rede geral de vapor, e distribuído para o processo.

Nos casos onde a demanda térmica é prioritária sobre a geração elétrica, é freqüente o emprego das turbinas de contrapressão, normalmente operadas com pressão do vapor extraído nas preposições do processo, sendo as flutuações na geração elétrica supridas pela conexão da unidade de processo à rede da concessionária local.

O rendimento da turbina a vapor (relação entre a energia mecânica e a energia térmica decorrente do salto entálpico do vapor) depende do tipo de turbina e da carga a ela imposta (Suzano, 2001).

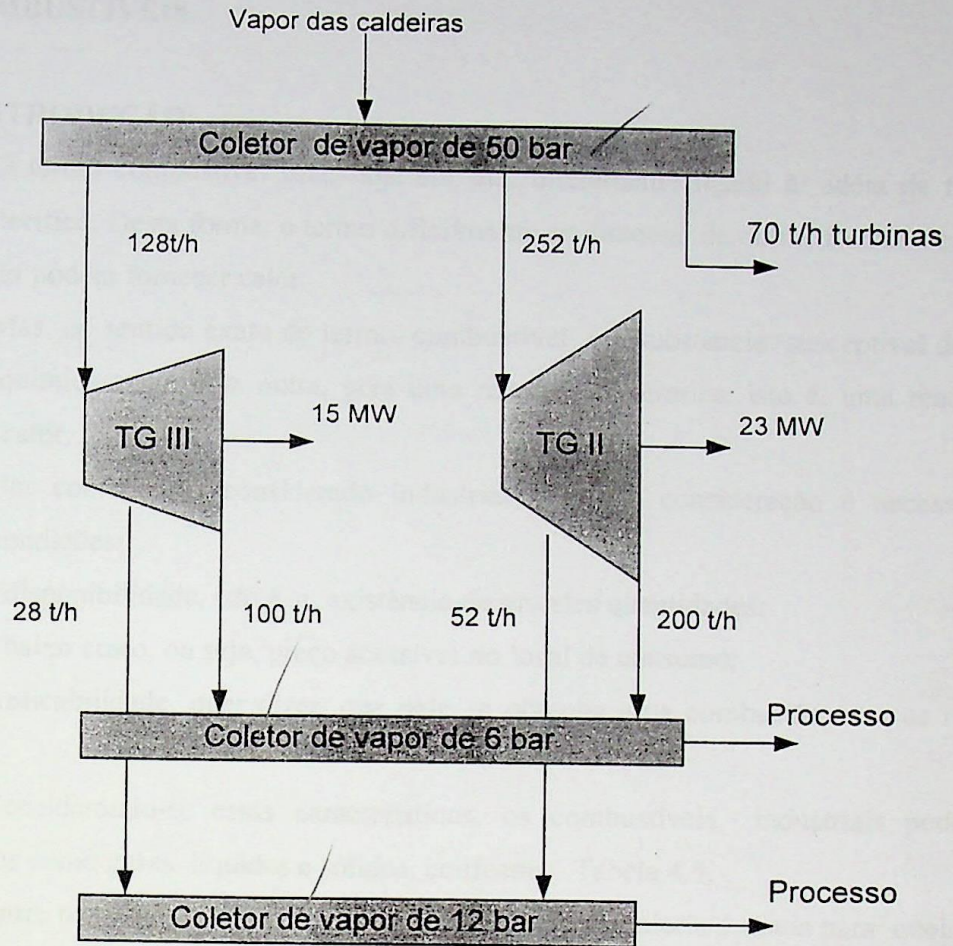


Figura 4.14 – Distribuição de vapor para o processo

Tem-se uma turbina radial de ação Stal Laval para (23 MW) e outra Alstom com capacidade para (15 MW), sendo esta de fluxo axial e reação.

Níveis de pressão e temperaturas mais elevados do vapor de admissão produzem maiores potências mecânicas por unidade de vapor condensado. Entretanto, esses níveis de temperaturas e pressão são limitados por questões tecnológicas das caldeiras.

4.5 – COMBUSTÍVEIS

4.5.1 - INTRODUÇÃO

O termo combustível está, hoje em dia, diretamente ligado à idéia de fonte de energia calorífica. Desta forma, o termo dificilmente se dissocia de outras formas de energia que também podem fornecer calor.

Mas, no sentido exato do termo, combustível é a substância susceptível de, ao se combinar quimicamente com outra, gera uma reação exotérmica, isto é, uma reação que desprende calor.

Um combustível considerado industrial, para tal consideração é necessário as seguintes condições:

- disponibilidade, isto é, a existência de grandes quantidades;
- baixo custo, ou seja, preço acessível no local de consumo;

Aplicabilidade, quer dizer, que dele se obtenha uma combustão com os recursos existentes.

Considerando-se essas características, os combustíveis industriais podem ser classificados como gases, líquidos e sólidos, conforme Tabela 4.5.

Entre os combustíveis mostrados na Tabela 4.5 a maioria é usada para queimar em fornos e caldeiras. Somente uma parte é usada em motores de combustão interna ou turbinas a gás. Também citaremos outros tipos de combustíveis utilizados em caldeiras de recuperação química na indústria de celulose (licor preto).

Além da composição elementar que indica as percentagens em peso de carbono (C) hidrogênio (H) e enxofre (S), principais combustíveis constituintes da maioria dos combustíveis industriais, uma característica importante é seu poder calorífico

Tabela 4.5- Classificação de combustíveis industriais

Combustíveis		
Gases	Líquidos	Sólidos
Gases Naturais	Petróleo	Madeira
Hidrogênio	Óleo de Xisto	Turfa
Butano	Derivados do Petróleo	Linhito
Propano	Alcatrão	Antrácito
Gás de iluminação	Álcool	Hulha
Gás de coqueria		Carvão Vegetal
Gás de óleo		Coque de Carvão
Gás de gasogênio		Coque de Petróleo
Gás de Alto Forno		Briquetes
		Bagaço de cana

Fonte: IPT, 1987

4.5.2 - GÁS NATURAL

O gás natural é um combustível fóssil, encontrado em rochas porosas no subsolo, podendo estar associado ou não ao petróleo.

Sua formação resulta do acúmulo de energia solar sobre matérias orgânicas soterradas em grandes profundidades, do tempo pré-histórico, devido ao processo de acomodação da crosta terrestre. É composto por gases inorgânicos e hidrocarboneto saturados, predominando o metano e, em menores quantidades o propano e o butano, entre outros.

No estado bruto, apresenta também baixos teores de contaminantes, como o nitrogênio, o dióxido de carbono, a água e compostos de enxofre.

Mais leve que o ar, o gás natural dissipa-se facilmente na atmosfera em caso de vazamento. Para que se inflame, é preciso que seja submetido a uma temperatura superior a 620 °C. A título de comparação, vale lembrar que o álcool se inflama a 200 °C e a gasolina a 300 °C. Além disso, é incolor e inodoro, queimando com uma chama quase imperceptível. Por questões de segurança o GN comercializado é odorizado com enxofre.

A principal vantagem do uso do gás natural é a preservação do meio ambiente. Além dos benefícios econômicos, o GN é um combustível não poluente. Sua combustão é limpa, razão pela qual dispensa tratamento dos produtos lançados na atmosfera.

Gás associado, é aquele que no reservatório, está dissolvida no óleo ou sob a forma de capa de gás. O GNA é mais interessante do ponto de vista econômico, devido ao grande acúmulo de propano e de hidrocarbonetos mais pesados.

Gás não associado, é aquele que, no reservatório, está livre ou em presença de quantidades muito pequenas de óleo. Neste caso, só se justifica comercialmente produzir o gás (Gás Energia, 2001).

4.5.2.1 - COMPOSIÇÃO DO GÁS NATURAL

Sua composição pode variar dependendo do fato do gás estar associada ou não ao óleo, ou de ter sido ou não processado em unidades industriais. A composição básica inclui metano, etano, propano e hidrocarbonetos de maior peso molecular (em maiores proporções). Normalmente ele apresenta baixos teores de contaminantes como nitrogênio, dióxido de carbono, água e composto de enxofre.

Na Tabela 4.6 apresentamos a composição do gás natural fornecida pela Gas Energia.

Tabela 4.6 – Composição típica do gás natural em % volume.

COMPOSIÇÃO TÍPICA DO GÁS NAUTRAL			
ELEMENTOS	1- ASSOCIADO	2-NÃO ASSOCIADO	3- PROCESSADO
METANO CH ₄	81,57	85,48	88,56
ETANO C ₂ H ₆	9,17	8,26	9,17
PROPANO C ₃ H ₈	5,13	3,06	0,42
I-BUTANO C ₄ H ₁₀	0,94	0,47	-
N-BUTANO C ₄ H ₁₀	1,45	0,85	-
I-PENTANO C ₅ H ₁₂	0,26	0,20	-
N-PENTANO C ₅ H ₁₂	0,30	0,24	-
HEXANO C ₆ H ₁₄	0,15	0,21	-
NITROGÊNIO N ₂	0,52	0,53	1,20
DIÓXIDO DE CARBONO CO ₂	0,39	0,64	0,65
TOTAL	100	100	100
DENSIDADE	0,71	0,69	0,61
RIQUESA (% MOL C ₃ +)	8,35	5,09	0,42
PODER CAL. INF. (kcal/m ³)	9.916	9.583	8.621
PODER CAL. SUP.(kcal/m ³)	10.941	10.580	9.549

Fonte: GASPETRO (2001)

1 – Gás do campo de Garoupa, Bacia de Campos

2 – Gás do campo de Miranga, Bahia

3 – Saída de UPGN Candeias, Bahia

Especificações técnicas do gás de consumo emitidas pelo antigo Conselho Nacional do petróleo.

- Poder calorífico superior (PCS) a 20 °C e 1 atm: 8.500 a 12.500 kcal/m³

- Poder calorífico inferior (PCI) a 20 °C e 1 atm: 7.600 a 11.500 kcal/m³

- Densidade relativa do ar a 20 °C : 0,60 a 0,81

- Enxofre total: 100 mg/m³ máximo

- H₂S: 29 mg/m³ máximo

- Vantagens macroeconômicas
 - Diversificação da matriz energética
 - Fontes de importação regional
 - Disponibilidade ampla, crescente e dispersa
 - Melhoria do rendimento energético
 - Maior competitividade das indústrias
 - Elimina o custo de estocagem
- Vantagens ambientais de segurança
 - Não apresenta restrições ambientais
 - Reduz a emissão de particulados
 - Elimina tratamento de efluentes dos produtos da queima
 - Baixíssima presença de contaminantes
 - Não emissão de particulares
 - Não exige tratamento dos gases da combustão
 - Rápida dispersão de vazamentos
- Vantagens diretas para o usuário
 - Maior segurança operacional
 - Redução de doenças respiratórias
 - Maior vida útil dos equipamentos
 - Obtenção de curvas de temperaturas ideais
 - Menor custo de manuseio de combustível
 - Menor custo das instalações
 - Combustão facilmente regulável
 - Custo bastante competitivo em outras alternativas.

- O combustível ecologicamente correto

São inúmeras as vantagens do uso do gás natural, mas sua maior contribuição está ligada na melhoria dos padrões ambientais. Devido a sua pureza, produz uma queima limpa e uniforme, sem a presença de fuligem e de outras substâncias que possam prejudicar o meio ambiente.

Numa época em que as atenções estão cada vez mais voltadas para o meio ambiente, o gás natural se apresenta como a melhor alternativa energética de hoje. Um combustível versátil, econômico e limpo que será disponibilizado em escala compatível com a demanda nacional. (Gás Energia, 2000)

4.5.3 - ÓLEO COMBUSTÍVEL

Os óleos combustíveis podem ser obtidos nas refinarias por vários processos. Os sub-produtos de várias operações nas modernas refinarias são utilizados como componente dos óleos combustíveis. A destilação atmosférica produz uma série de destilados, incluindo o óleo diesel, os gasóleos leve e pesado e um resíduo pesado. Esse resíduo pode ser usado como componente para óleo combustível, ou pode ser processado a seguir em uma torre de vácuo. Sob pressão reduzida se obtém: gasóleo, destilados pesados adequados para produzir lubrificantes e parafina e também para cargas de craqueamento catalítico, e um resíduo. Esse resíduo de operação no vácuo, dependendo do cru, pode ser usado como óleo combustível ou como asfalto. De um modo geral, os óleos combustíveis podem ser classificados em destilados e residuais. Ambos os tipos podem ser produtos primários ou craqueados. No Brasil, a Norma CNP – 05 prevê 4 tipos de óleo combustíveis:

Tipo A (B.P.F.) Baixo ponto de fluidez;

Tipo B (A.P.F.) Alto ponto de fluidez;

Tipo C Óleo nº4;

Tipo D (B.T.E) Baixo teor de enxofre

Os óleos combustíveis, tanto os destilados, mais leves, como os residuais mais pesados, devem queimar nos vários tipos de queimadores e atomizadores sem problemas. Um bom óleo combustível deverá ser isento de contaminantes ácidos, abrasivos, matérias fibrosas ou outras impurezas que possam obstruir ou danificar queimadores e válvulas.

Podemos resumir as características e requisitos de desempenho assim :

- Bom poder calorífico, propriedade ligada à densidade e ao teor de carbono, hidrogênio, oxigênio, e enxofre do combustível.

-Boa bombeabilidade e escoamento em temperaturas baixas, características relacionadas com o ponto de nevoa e fluidez.

-Não ser corrosivo, o que depende do teor de enxofre e vanádio.

-Ser limpo e isento de matérias estranhas, como água, sedimentos, areia, ferrugem etc.

-Ter volatilidade adequada, o que para os óleos leves em uma curva de destilação bem balanceada, assim como um ponto de fulgor adequado para os óleos pesados.

-Ter viscosidade correta para ter uma boa atomização no queimador.

-Não formar depósitos, tendências avaliadas pelo resíduo de carbono.

-Ter boa estabilidade, não formar gomosidade e sedimentos insolúveis.

Nas misturas de tipos de óleo diferentes, a compatibilidade química é muito importante. Na Tabela 4.7 apresenta a composição elementar do óleo utilizado na queima das caldeiras

Tabela 4.7 - Composição elementar do óleo combustível

Óleo	
Composição	%
C	86,55
H ₂	12,70
S	0,41

Fonte: Petrobrás (2001)

O óleo utilizado neste estudo é fornecido pela Petrobrás. É recebido e estocado em dois tanques. Este óleo é utilizado para queima de combustível nas caldeiras e fornos.

É mantido aquecido no tanque através de serpentina a uma temperatura de aproximadamente 70°C. Especificações e seu significado incluem um certo número de controle que permitem garantir a uniformidade e o bom desempenho do produto. A Tabela 4.7 apresenta as especificações brasileiras para os óleos combustíveis. Quanto ao tipo de óleo, os combustíveis de destilação direta possuem, em geral, um grau API maior que o de óleos craqueados. A densidade isoladamente, não tem muito significado como indicação para as características de queima de óleo.

O ponto de fulgor das informações sobre a volatilidade do produto e sua inflamabilidade, sendo muito útil para avaliar a segurança no armazenamento.

O uso do óleo com ponto de fulgor muito baixo pode provocar problemas no preaquecimento, pois um volume excessivo de vapor pode causar pré-ignição no queimador.

Ponto de fluidez superior é uma indicação da menor temperatura que um óleo pode suportar sem perder sua capacidade de escoamento através de linhas, válvulas e em tanques de armazenamento. As instalações que possuem pré-aquecimento do óleo permitem a utilização de combustíveis com um ponto de fluidez mais elevado.

O teor do enxofre dos óleos combustíveis depende não somente do petróleo que lhes deu origem, como também do processo de refinação a que foram submetidas. Na combustão o enxofre se converte nos óxidos de enxofre (SO_2 e SO_3) e se os gases condensarem em superfícies frias ocorre uma corrosão forte pelos ácidos que formam. Além disso, o enxofre em combinação com complexo de sódio e vanádio, contribui para a formação de depósitos nas superfícies externas dos tubos de superaquecedores, economizadores e aquecedores de óleo, resultando em corrosão do equipamento e perda da eficiência térmica (IPT, 1987).

Em geral, os óleos craqueados têm um API mais baixo que os de destilação direta, fornecendo assim mais calor por volume. Veja no exemplo na Tabela 4.8 a comparação de óleos craqueados e destilados.

Tabela 4.8 - Comparação entre um combustível destilado e um combustível craqueado.

Descrição do óleo	°API	[BTU/gal]
Óleo nº 2 destilado	38	137.000
Óleo nº 2 destilado	30	141.800
Óleo nº 5 destilado	22	146.800
Óleo nº 5 destilado	13	152.600

Fonte: IPT (1987)

4.5.4 - BIOMASSA

Em função da recente conscientização da sociedade mundial a respeito da rápida extinção das reservas tradicionais de combustíveis de origem fóssil como petróleo, carvão e turfa, houve um rápido aumento de custos de energia e uma intensa procura de fontes alternativas, especialmente as chamadas renováveis (Gasa, 1994).

No Brasil, uma das evidentes soluções é o uso energético da biomassa, por ser um país de clima tropical em sua maior parte e dotado de grandes extensões territoriais livres. O uso de energia solar, captada nos vegetais através da fotossíntese, surge hoje como uma das grandes alternativas do futuro (Gasa 1994).

Acredita-se que se houver um correto planejamento energético, a nível das empresas, rapidamente se conduzirá o uso energético da biomassa ao seu real patamar de importância no panorama estratégico do país.

O uso da biomassa como fonte energética transcendem aos cálculos econômicos imediatos. É um combustível de baixíssimo teor de cinzas com teores ínfimo de enxofre. As razões econômicas, por si evidentes, somam-se aos benefícios sociológicos.

No Brasil, destacam-se para fins de energia a madeira, proveniente tanto de florestas naturais (lenha nativa), como cultivadas, e o bagaço da cana, resíduo da produção do álcool e açúcar. Atualmente esta duas forças somadas correspondem por cerca de 30% do consumo energético nacional (Gasa, 1994).

Segundo Gasa, 1994, tem-se o seguinte exemplo, para uma usina termoelétrica, para geração de 1 MW com as seguintes condições:

• Umidade da madeira	35%
• Poder calorífico inferior	2580 kcal/kg
• Fator de carga da usina	0,6
• Rendimento gravimétrico da floresta	25 t/hectares/ano
• Eficiência da instalação	30%
• Eficiência da caldeira de biomassa	85%

Supondo um funcionamento contínuo ao longo do ano (24h x 365 dias = 8760 h), teremos a seguinte demanda energética:

$$((1000 \times 8760) / 0,30) \times 0,6 = 17.520.000 \text{ kWh/ano ou, em energia térmica}$$

equivale: 1 kWh \cong 860 kcal

$$17.520.000 \times 860 = 15.067.200.000 \text{ kcal/ano}$$



Supondo que o processo gerado de energia térmica tenha eficiência de 85%, e sendo poder calorífico de 2850 kcal/kg de madeira, temos:

$$(15.067.200.000/0,85 \times 2580) \cong 6.870.000 \text{ kg de madeira /ano}$$

Ao rendimento de 25 t/hectáres/ano, a área necessária é:

$$6.780.000 / 25.000 \cong 275 \text{ hectares}$$

Portanto, uma área de 275 hectares é suficiente para alimentar, indefinidamente, uma usina de 1MW.

No plantio, diversos fatores influirão no rendimento final em toneladas de madeira por hectare por ano: espécie, clima, qualidade do solo, fertilização, hidrografia, pluviometria, época de plantio e corte, espaçamento, ausência de pragas e doenças. A conjugação otimizada dos fatores conduzirá a rendimentos ideais.

A biomassa pode ser utilizada como combustível integralmente ou parcialmente. As formas mais comuns são as naturais (lenha, bagaço, cavaco) ou já compostas, em forma de vegetal ou gases. Os principais meios de obtenção destes sub-produtos são:

- Pirólise/gaseificação;
- Hidrólise;
- Fermentação.

A pirólise é, resumidamente, a decomposição da biomassa por efeito da temperatura, em um ambiente fechado com ausência de oxigênio. A gaseificação corresponde basicamente ao mesmo efeito, porém, com adição de quantidades controladas de ar e/ou água (Gasa, 1994).

A pirólise libera gradativamente vapor de água, gases, líquidos orgânicos, alcatrão, restando ao final o carvão vegetal e cinzas. comportamento da madeira sob pirólise reflete as características dos seus 3 principais componentes:

Hemicelulose - degrada-se entre 225 a 325 °C;

Celulose - degrada-se entre 325 a 375 °C;

Lignina - degrada-se entre 250 a 500 °C.

Na realidade, já a partir de 100°C começa a observar modificações estruturais. Destacam-se 4 etapas em função da temperatura e do produtos, representadas na Tabela 4.9.

Tabela 4.9 – Etapas do processo de pirólise

Endotérmico (secagem)	100 – 200 °C	H ₂ O
Endotérmica	170 – 270 °C	CO ₂ , CO, H ₂ O CH ₃ OH, CH ₃ CHO, CH ₃ CO ₂ H Alcatrão
Exotérmico	270 – 280 °C	CO ₂ , CO, H ₂ O H ₂ , CH ₄ CH ₃ OH, CH ₃ CHO CH ₃ CO ₂ H Alcatrão

Fonte: Forest Energy and Economic Development, D. E. Earl (1975) apud Gasa (2000).

O poder calorífico de uma amostra, tal como determinado em calorímetros, é denominado Poder Calorífico Superior (PCS). No entanto no uso prático, o vapor de água contido nos gases de combustão não é condensado no processo, perdendo-se, portanto, o calor de vaporização. Existe essa perda para a água formada quimicamente na reação do hidrogênio da madeira com o oxigênio, água de constituição, e existe a perda na evaporação da umidade contida higroscopicamente na madeira (Gasa, 2000).

Apresentamos na Tabela 4.10 a composição elementar da biomassa utilizadas nas caldeiras.

Tabela 4.10 – Composição elementar de biomassa

Combustíveis	H	C	O	N	S	Z	U	PCS	CP
Bagaço da cana	6,7	48,4	44,8	0	0,1	0	0	18.827,6	1,66
Carvão mineral	3,1	41,5	8,4	0,8	1,2	45	0	16.641,6	1,35
Carvão vegetal	4,4	93	0	0	2,5	0	0	18.628,5	1,5
Casca de eucalipto	5	45,3	48,8	0,8	0,1	0	255,1	16.735,8	1,344
Cavaco de eucalipto	5,8	48,3	45,2	0,6	0,1	0	115,1	19524,99	1,344

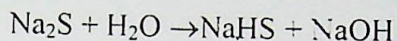
Fonte: Instituto de Pesquisa Tecnológico, 2001

PCS [kJ/kg] e CP [kJ/ kgK]

4.5.5 – LICOR PRETO

O licor é uma mistura complexa de compostos orgânicos e inorgânicos. Enquanto alguns compostos se originam diretamente da madeira ou do licor de cozimento, muitos são formados por reações químicas no cozimento.

Durante o cozimento Kraft, a lignina é extraída da madeira reagindo com soda para formar lignatos de sódio. Nas condições internas do digestor todo o Na_2S via licor branco transforma-se em sulfito ácido de sódio:



Durante o cozimento, as hemiceluloses e parte da celulose degradam formando ácidos carboxílicos orgânicos. Mais ou menos 2/3 dos ácidos carboxílicos são:

- ácidos hidroxílicos
- ácido acético
- ácido fórmico

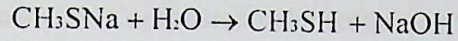
Os ácidos graxos, chamados de ácidos extrativos, são presentes na madeira e são extraídos no cozimento. Estes ácidos formam o sabão no licor preto. O conteúdo de sabão no licor preto pode variar de 1 a 7%. O sabão é insolúvel, com um limite de solubilidade de 0,5%. A eficiência de remoção de sabão do licor é aproximadamente de 75% do sabão insolúvel. A quantidade de sabão no licor preto queimado é tipicamente de 2% dos sólidos destes ácidos orgânicos. O alcali residual efetivo presente no licor preto ajuda a evitar o efeito stripping de H_2S , CH_3SH durante a evaporação, e ajuda a manter a viscosidade num nível baixo aceitável. O álcali efetivo residual tem normalmente 10g/l Na_2O com pH de 10 a 12 (Schreiber, 2000).

Os compostos voláteis no licor preto são terebintina, metanol, etanol, acetona, fenóis e H_2S , CH_3SH , $(\text{CH}_3)_2\text{S}$ e $(\text{CH}_3)_2\text{S}_2$ sendo os últimos 4 sendo designados de TRS (total reduced sulf):

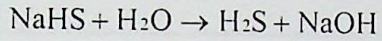
- Terebintina, presente na madeira inicialmente;
- Metanol e fenóis são formados de reações envolvendo a lignina;
- Etanol é produzido da fermentação aeróbica da madeira;
- Acetona se forma da degradação da hemicelulose;
- TRS são compostos produzidos por reações com Na_2S .

Os sólidos inorgânicos são geralmente o Na_2SO_4 e Na_2CO_3 e elementos químicos como K, Cl, Al, Si, Mn e P.

Normalmente o licor preto é alcalino, com ph de 11,5 ou mais. Em ph de 11 o licor preto libera o CH_3SH :



Em pH de 9,5 libera-se o H_2S



Na Tabela 4.11 apresentamos a composição elementar do licor fraco, esta é a parte orgânica do combustível.

Tabela 4.11 - Composição de sólidos do licor fraco, em % peso

Orgânicos	42
Lignina degradada	28
Sais de ácidos sacarínico	9,6
Sais de ácidos alifáticos	3
Sais de ácidos Graxos	0,6
Total	83,2

Fonte: IPT, 2001.

A Tabela 4.12 apresenta a composição elementar inorgânica do licor fraco.

Tabela 4.12 – Composição elementar dos sólidos do licor fraco inorgânico em % peso.

Inorgânicos	% Peso
NaOH	5,7
NaHS	3,9
Na ₂ CO ₃	4,9
Na ₂ SO ₄	1,3
Na ₂ S ₂ O ₃	0,25
Na ₂ SO ₃	0,10
Polisulfetos	0,06
NaCl	0,57
Inertes	0,02
total	16,8
+ orgânicos	83,2
Total geral	100

Fonte: IPT, 2001

A Tabela 4.13 apresenta a composição elementar do licor preto em % peso de sólidos secos.

A Tabela 4.14 apresenta o poder calorífico de alguns compostos.

Tabela 4.13 – Composição elementar dos sólidos do licor fraco inorgânico em % peso.

Carbono	42,6
Hidrogênio	3,6
Enxofre	3,6
Sódio	18,3
Oxigênio	31,7
Inerte	0,2
Total	100

Fonte: IPT, 2001.

Tabela 4.14 – Valores normais de poder calorífico.

Compostos	BTU/lb	kcal/kg	kJ/kg
Lignina	9400	5217	21.744,5
Ácidos carboxílicos	4200	2331	9.715,6
Ácidos Graxos	14600	8103	33.773,3
Sólidos de licor preto	6000	3330	13.879,4

Fonte: IPT, 2001.

Viscosidade do licor preto é um fator importante na evaporação do licor preto e no controle do tamanho da partícula no bico de licor preto. A viscosidade é afetada pela concentração, temperatura, pH e relação orgânica / inorgânica.

As variáveis dominantes são a concentração e a temperatura, mas o pH também pode ser importante. A lignina existente no licor preto apresenta-se como uma macromolécula que é estabilizada pela presença de grupos ionizados hidrófios, principalmente de hidroxilas fenólicas e ácidos carboxílicos. Estes grupos ionizados impõem uma carga elétrica na partícula coloidal. Esta carga atrai moléculas de água, que formam

uma capa de proteção e serve para estabilizar o colóide. Mudanças no pH do licor preto de-ionizam os grupos ionizados causando a perda da estabilidade dos colóides.

Este fenômeno ocorre quando a lignina precipita do licor preto a baixos níveis de pH.

A lignina precipita do licor preto a valores de pH abaixo de 11,5. Este é o ponto no qual a maioria dos grupos fenólicos ionizados e ácidos carboxílicos tem sido de-ionizados para causar desequilíbrio na suspensão coloidal. O aumento na viscosidade é atribuído à aglomeração de partículas de lignina causadas pela diminuição gradual na estabilidade no colóide.

A adição de NaOH reduz a viscosidade do licor.

Em experiências de laboratórios foi verificado que a viscosidade do licor preto forte decresce de 400 cp a 200 cp quando o pH aumenta de 11,6 a 11,8. Acima de pH 11,8 não houve variação de viscosidade quando o pH do licor foi elevado para 12,4. Portanto, existe um impacto muito forte do pH sobre a viscosidade. Suzano, (Schreiber 2000).

4.6 – DISTRIBUIÇÃO DE ENERGIA ELÉTRICA

- Central Elétrica – Descrição do processo;

O vapor gerado nas caldeiras é recebido no coletor de 50 bar. Uma parte do vapor é enviada aos turbos geradores, onde há uma extração de vapor de 12 bar, que é enviado ao coletor de 12 bar. A extração de 6 bar é enviada à linha de distribuição de vapor 6 bar.

Atualmente, a geração de energia elétrica opera em separado com a rede da concessionária EBE, de modo que parte da fábrica é ligada aos turbos geradores e outra parte à EBE. A parte ligada aos turbos geradores é inferior a capacidades destes.

A energia elétrica gerada pelos geradores é de aproximadamente de 38 MW, e a demanda contratada da concessionária é na ponta 40,4 MW e fora de ponta 40,4 MW. A energia comprada da concessionária é transformada em três transformadores de 88/11 kV, 12.500 kVA e um transformador de 88/11 kV, 20.000 kVA. Há ainda na estação transformadora um transformador de 88/11 kV, 10.000 kVA.

A energia é distribuída na fábrica com uma tensão de 11 kV. Os turbos geradores e os transformadores alimentam quatro sistemas de barramento I, II, III e IV.

No barramento há 19 cubículos ligados para recebimento e distribuição. No barramento II há 15 cubículos e no III e IV há 7 cubículos em cada um.

Na Figura 4.15, representa o sistema de geração e distribuição de energia elétrica.

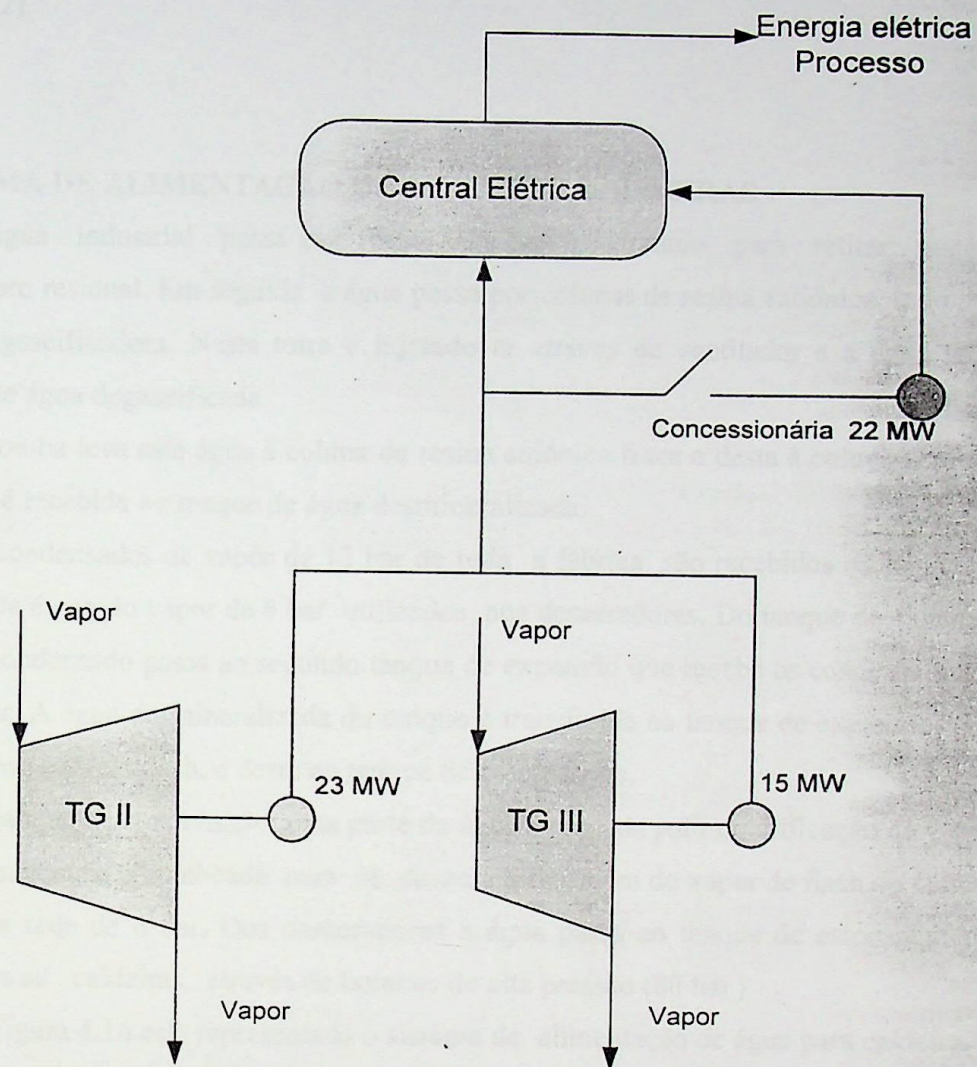


Figura 4.15 – Processo de geração e distribuição de energia elétrica

Cada cubículo de distribuição pode ser ligado individualmente a barramento dos turbinas geradores ou da concessionária, e alimenta uma ou diversas subestações de 11/0,38 kV distribuídas nos diversos blocos da fábrica. Basicamente são ligados ao barramento dos turbinas geradores as partes da fábrica que não podem sofrer interrupções sem prejuízo direto. Estes transformadores podem ser colocados em paralelos entre si.

Os geradores são de 30 MVA e 5 MVA, respectivamente, sendo que no de 5 MVA a tensão gerada é de 6 kV, havendo um transformador elevador de 6/11 kV entre os barramentos de distribuição. O gerador de 30 MVA gera em 11kV diretamente no barramento (Suzano, 2002).

4.7 – SISTEMA DE ALIMENTAÇÃO DE ÁGUA DAS CALDEIRAS

A água industrial passa por filtros de carvão ativado para retirar matéria orgânica e cloro residual. Em seguida a água passa por colunas de resina catiônica, indo para uma torre degaseificadora. Nesta torre é injetado ar através de ventilador e a água vai o reservatório de água degaseificada.

A bomba leva esta água à coluna de resina aniônica fraca e desta à coluna aniônica forte. A água é recebida no tanque de água desmineralizada.

Os condensados de vapor de 12 bar de toda a fábrica são recebidos no tanque de expansão, onde é gerado vapor de 6 bar utilizados nos desaeradores. Do tanque de expansão de 12 bar o condensado passa ao segundo tanque de expansão que recebe os condensados de vapor de 6 bar. A água desmineralizada do tanque é transferida ao tanque de expansão, para condensar os vapores de flash, e deste ao tanque de condensado.

Do tanque de condensado, uma parte da água é enviada para umidificação de vapor. A água de alimentação é bombeada para os desaeradores, além do vapor de flash do tanque, entra vapor da rede de 6 bar. Dos desaeradores a água passa ao tanque de estocagem e é bombeada para as caldeiras, através de bombas de alta pressão (80 bar).

Na Figura 4.16 esta representada o sistema de alimentação de água para caldeira.

São utilizados para o bombeamento de água para a caldeira sete bombas de alta pressão, sendo quatro delas acionadas por motores elétricos e o restante acionadas por turbinas a vapor. Geralmente utiliza-se seis bombas em operação, e uma fica na reserva.

É muito importante no sistema de bombeamento, que nas instalações dos equipamentos tenham mesmas vazões e pressões, garantindo assim melhor eficiência no processo e um melhor rendimento do equipamento (Suzano, 2002).

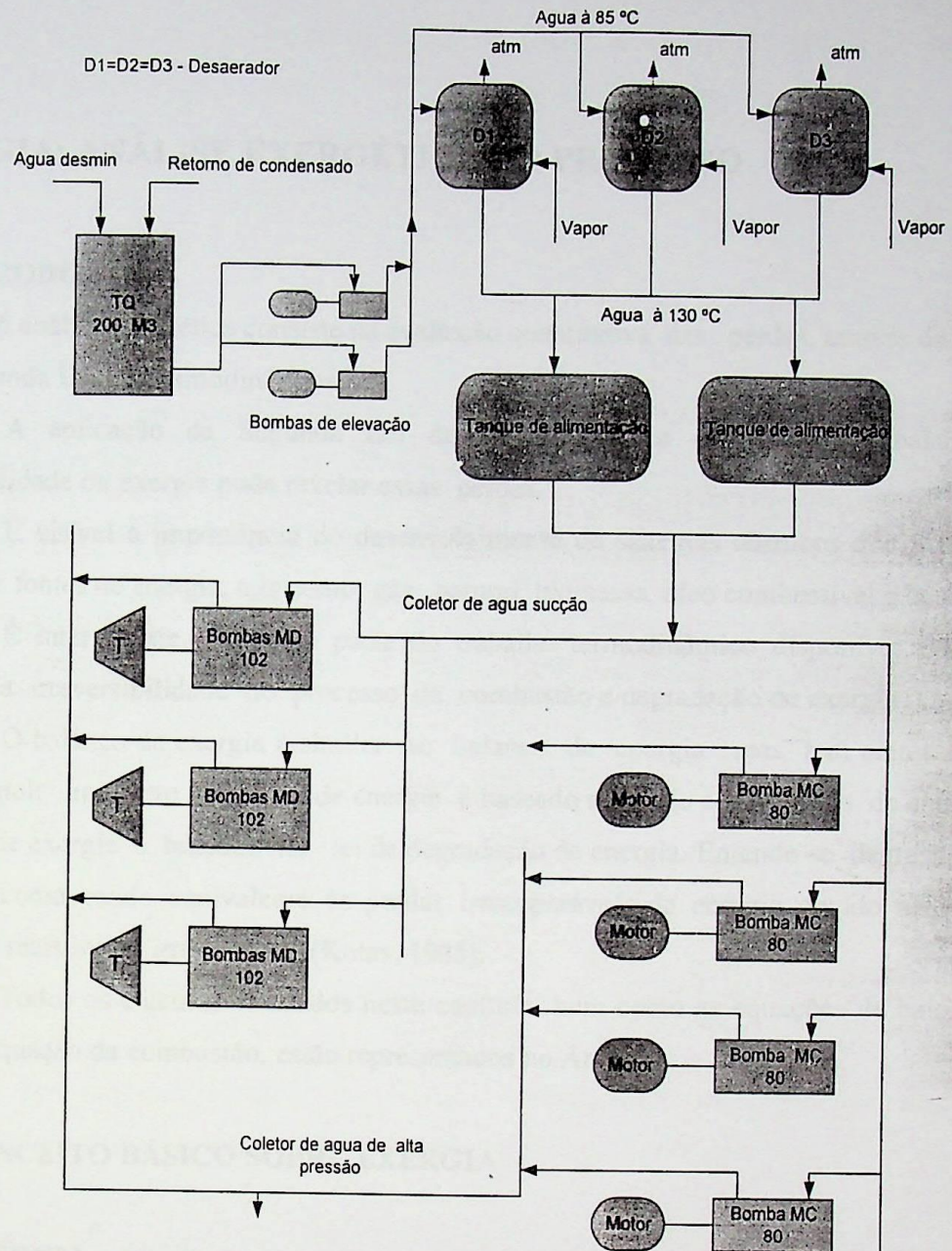


Figura 4.16- Sistema de alimentação de água para caldeiras (Suzano, 2002).

CAPÍTULO 5

EXERGIA: ANÁLISE EXERGÉTICA DO PROCESSO

5.1-INTRODUÇÃO

A análise exergética consiste na avaliação quantitativa das perdas, através da análise pela Segunda Lei da Termodinâmica.

A aplicação da Segunda Lei da Termodinâmica na forma de balanço de disponibilidade ou exergia pode revelar essas perdas.

É visível a importância do desenvolvimento de sistemas térmicos que fazem uso efetivo de fontes de energia, tais como; gás natural, biomassa, óleo combustível e licor preto.

É interessante notar que parte do trabalho termodinâmico disponível é perdido através da irreversibilidade do processo de combustão e degradação de exergia.

O balanço de exergia é similar ao balanço de energia mas tem uma diferença fundamental: enquanto o balanço de energia é baseado na lei de conservação de energia, o balanço de exergia é baseado na lei de degradação de energia. Entende-se degradação de exergia como sendo equivalente às perdas irrecuperáveis de energia devido a todos os processos reais serem irreversíveis (Kotas, 1985).

Todos os cálculos efetuados neste capítulo, bem como as equações de balanço de massa e equação da combustão, estão representados no Anexo.

5.2 – CONCEITO BÁSICO SOBRE EXERGIA

5.2.1-EXERGIA

A exergia é o máximo trabalho disponível que pode ser obtido de uma determinada forma de energia utilizando as condições do ambiente em sua volta, como estado referencial (Kotas, 1985, apud Santana, 1998).

Para um sistema energético que opera em condições adversas à temperatura de referência, pode-se dizer que a exergia é a parte útil da energia, isto é, a parte da energia que pode ser transformada em outra forma de energia.

Em processos reais, uma parte desta energia ao ser transformada é destruída e uma outra é perdida. As duas podem ser identificadas através da análise exérgica.

Segundo Moran e Shapiro (2000), a exergia específica (exergia por unidade de massa) de um sistema pode ser expressa como:

$$b = (u - u_0) + p_0 \cdot (v - v_0) - T_0 \cdot (s - s_0) + \frac{C^2}{2} + gz + ex^{ch} \quad (5.1)$$

sendo:

u , v , s são energia específica interna, volume e entropia, respectivamente, para um dado estado, u_0 , v_0 , s_0 , são as mesmas propriedades específicas nas condições de equilíbrio termodinâmico com o meio, $\frac{C^2}{2}$ é a energia cinética específica, gz é a energia potencial gravitacional específica e ex^{ch} é exergia química.

Em muitas aplicações práticas, tem-se interesse em exergia associada com fluxo contínuo entrando ou saindo de um volume de controle; nesse caso, tem-se que a exergia específica é dada por:

$$b = (h - h_0) - T_0 \cdot (s - s_0) + \frac{c^2}{2} + gz + ex^{ch} \quad (5.2)$$

sendo,

h_0 , s_0 são entalpia e entropia específica nas condições de equilíbrio termodinâmico com o meio.

Para sistemas energéticos é suficiente considerar apenas as parcelas referentes ao equilíbrio termodinâmico com o meio, ou seja, a exergia é dada por:

$$B = \dot{m} \cdot [(h - h_0) - T_0 \cdot (s - s_0)] \quad (5.3)$$

não havendo reações químicas e os efeitos das energias cinéticas e potencial são desprezadas (Kotas, 1985).

5.2.2 – EXERGIA DE UMA SUBSTÂNCIA

Este item apresenta meios para avaliar a exergia das substâncias encontradas no processo. Este processo envolve substâncias tal como vapor de água, água líquida, mistura de gases e combustíveis líquidos e sólidos. Por outro lado quando se trata de avaliar onde são

envolvidos a queima de gás, as equações que serão aplicadas para alcançar este objetivo são, segundo Kotas (1985) os valores para exergia dos gases (B_g) podem ser calculada por:

$$B_g = n m g . b^{\circ} M g + (T_g - T_o) . \sum_k n g k . C_p^{b_{gk}} \quad (5.4)$$

onde, o primeiro termo corresponde à parcela da exergia química e o segundo termo, à exergia física. A exergia química de mistura é definida por:

$$b^{\circ} M g = \sum_k y g k . b^{\circ} g k + R . T_o . \sum_k (y g k . \ln y g k) \quad (5.5)$$

Os valores de $C_p^{b_{gk}}$ utilizado na Equação (5.4) leva em conta a variação de entalpia e entropia num dado intervalo de temperatura.

A exergia química padrão é definida por Szargut (1988), como:

$$b^{\circ} g k = \Delta G^{\circ} + \sum_{e l} n e l . b^{\circ} e l \quad (5.6)$$

No caso dos sólidos, a exergia da mistura é dada por:

$$B_s = n m s . b^{\circ} M g + \sum_k n k . [(h - h_o) - T_o . (s - s_o)]_k \quad (5.7)$$

onde:

$$\sum_k n k . [(h - h_o) - T_o . (s - s_o)]_k = \sum_k n s k . \left[\int_{T_o}^{T_s} C_{p k} . dT - T_o . \int_{T_o}^{T_s} C_{p k} . \frac{dT}{T} \right] \quad (5.8)$$

Os valores para exergia dos sólidos e gases podem ser calculados levando-se em conta a variação da exergia física e química dos compostos sólidos e gasosos. Assim, segundo Kotas (1985) os valores para exergias dos gases (B_g) podem ser calculados pela Equação (5.4) e (5.5).

Szargut e Styeulska, desenvolveram uma relação de aproximação para combustíveis sólidos e líquidos com composição complexa e/ou desconhecida, onde a entropia da reação (Δs°) não é determinável. Assumiram que a relação da exergia química (ϵ°), com o poder calorífico inferior (NCV) é a mesma para substâncias químicas puras com mesmas razões de constituintes químicos (C,H,N,O e S). Essa relação é dada por:

$$\varphi = \frac{\epsilon^{\circ}}{P c i^{\circ}} \quad (5.9)$$

Onde, segundo Zsargut e Styeulska, φ obtidos para combustíveis puros, com as mesmas razões de constituintes ($\frac{h}{c}$, $\frac{o}{c}$, $\frac{n}{c}$, etc), sejam válidas para combustíveis industriais.

Para o óleo combustível essa correlação é dado por:

$$\varphi = 1,041 + 0,1728 \cdot \left(\frac{h}{c}\right) + 0,2169 \cdot \left(\frac{s}{c}\right) \cdot \left(1 - 2,0628 \cdot \left(\frac{h}{c}\right)\right) \quad (5.10)$$

onde:

h é o hidrogênio contido no combustível em, % peso;

c é o carbono contido no combustível em, % peso;

s é o enxofre contido no combustível em, % peso.

A margem de aproximação dos resultados é de $\pm 0,38\%$.

Para o cálculo exerético do combustível industrial, no caso, óleo combustível industrial a exergia é dada por:

$$B = m_c \cdot \mathcal{E}^o \quad (5.11)$$

Onde,

m_c fluxo de combustível em kg/s.

\mathcal{E}^o exergia química industrial do combustível em, kJ/kg.

O cálculo de φ , para biomassa é dado pela equação:

$$\varphi = \frac{1,0412 + 0,2160 \cdot \frac{H_2}{C} - 0,2499 \cdot \frac{O_2}{C} \cdot \left[1 + 0,7884 \cdot \frac{H_2}{C}\right] + 0,045 \cdot \frac{N_2}{C}}{\left[1 - 0,335 \cdot \frac{O_2}{C}\right]} \quad (5.12)$$

sendo,

$$H_2/C = 0,1086$$

$$O_2/C = 0,7892$$

$$N_2/C = 0,003856$$

Para esta equação a margem de aproximação dos resultados é de $\pm 1,5\%$ com aplicação da relação de $O_2/C \leq 2,67$.

Desse modo o cálculo da exergia da biomassa é dado pela Equação (5.11).

No caso dos sólidos, a exergia é calculada levando-se em conta a mistura de componentes orgânicos e inorgânicos, que formam o combustível sólido, neste caso o licor preto. Assim a exergia da mistura é dada pela Eq. (5.7).

$$B_s = n m_s \cdot b^o M_g + \sum n_k \cdot [(h - h_o) - T_o \cdot (s - s_o)]_k$$

onde, (5.8).

$$\sum n_k \cdot [(h - h_o) - T_o \cdot (s - s_o)]_k = \sum n_{sk} \cdot \left[\int_{T_o}^{T_s} C_{pk} \cdot dT - T_o \cdot \int_{T_o}^{T_s} C_{pk} \cdot \frac{dT}{T} \right].$$

Os valores relativos aos calores específicos dos compostos utilizados nos cálculos da exergia dos gases e sólidos, foram obtidas a partir dos dados reportados por Carvalho et al. (1977) e Perry and Chilton (1982). Já os dados relativos a exergia química padrão foram obtidos de Szargut et al (1988).

5.3- DEFINIÇÃO DA EFICIÊNCIA RACIONAL

A eficiência dos sistemas podem ser avaliadas utilizando o conceito de eficiência exergética (η_e), a partir de uma análise dos fluxos de exergia dos sólidos, gases e líquidos considerando o sistema e os subsistemas.

As eficiências, como tradicionalmente tratadas (eficiência mecânica, térmica, etc), não se baseiam na Segunda Lei da Termodinâmica, geralmente dão mais ênfase ao ponto de vista da 1ª Lei da Termodinâmica.

Desenvolvimentos recentes na análise exergética permitem a definição de novos critérios de desempenho, que ofereçam vantagens sobre os critérios tradicionais.

Segundo Gallo (1998) a eficiência exergética é a relação entre a variação da exergia desejada e o consumo de exergia necessária ao processo.

Neste caso representado por uma instalação de geração de vapor e energia elétrica, isto é, corrente de gases, líquidos e sólidos (combustíveis, energia elétrica e vapor), assim a eficiência racional pode ser definida de acordo com Kotas (1985), como:

$$\psi = \frac{\text{Variação da exergia desejada}}{\text{Consumo de exergia necessário ao processo}} \quad (5.13)$$

5.4 – ANÁLISE EXERGÉTICA DA CALDEIRA CBC III

Após um levantamento dos principais compostos que entram na composição dos fluxos, que atravessam o volume de controle na caldeira, destacam-se o licor preto e o smelt. O licor preto é o combustível utilizado para queima e o smelt é resíduo obtido através da reação química do licor preto na fornalha.

O licor preto é um sólido composto por substâncias orgânicas e inorgânicas. Em decorrência das reações presentes na fornalha da caldeira são gerados compostos nos gases de combustão como Na_2SO_4 , Na_2S , Na_2CO_3 , K_2CO_3 , NaCl , SO_2 .

A substância que compõem o combustível para queima é: C, Na, S, H_2 , Cl, K e O_2 .

A variação da entalpia e entropia dos compostos químicos em função da temperatura foi calculada segundo as Eq. (5.14) e (5.15) abaixo, com $T_0 = 298,15 \text{ K}$.

$$(h - h_0) = 4,186 \cdot (A \cdot T_s + B \cdot (1 \times 10^{-3} \cdot T_s) + C \cdot 1 \times 10^5 \cdot \frac{1}{T_s} + D) \quad (5.14)$$

$$(s - s_0) = 4,186 \cdot [A \cdot \ln\left(\frac{T_s}{T_0}\right) + 2 \cdot B \cdot 1 \times 10^{-3} \cdot (T_s - T_0) + \frac{C}{2} \cdot 1 \cdot 10^5 \cdot \left(\frac{1}{T_s^2} - \frac{1}{T_0^2}\right)] \quad (5.15)$$

As constantes utilizadas nas Eqs. (5.14) e (5.15) levantadas por Carvalho et al (1977), e a exergia química padrão (Zsargut, 1988), são apresentados na Tabela 5.2.

O sistema analisado a seguir é um gerador de vapor fabricado pela CBC, possui capacidade de produção de vapor para 140 t/h de vapor.

Utiliza como combustível, o licor preto, e seu consumo é aproximadamente 800 t/dia de sólidos secos. A composição química do combustível utilizado nesta instalação é apresentada na Tabela (5.1).

Tabela 5.1 – Composição química do licor preto

Composição química do combustível		Composição química do Smelt
Orgânicos (% PESO)	Inorgânicos (% PESO)	Smelt (% PESO)
C – 37	Cl - 0,4	Na ₂ S - 9,37
H ₂ – 3,3	K- 0,4	Na ₂ SO ₄ - 1,9
S – 4,2	Na - 1,87	NaCO ₃ - 30
O ₂ – 36		K ₂ CO ₃ - 2,12
		NaCl – 1,0

Fonte : IPT, 2000

A Figura 5.1 apresenta um esquema do balanço de massa para o licor preto onde apresenta para queima licor preto concentrado a 72% de sólidos secos.

A partir dos valores apresentados na Tabela 5.1, para as composições químicas, bem como do Smelt estes foram transformados em kmol/s, conforme apresentado na Tabela (5.2), de modo a permitir os cálculos das exergias da corrente dos sólidos.

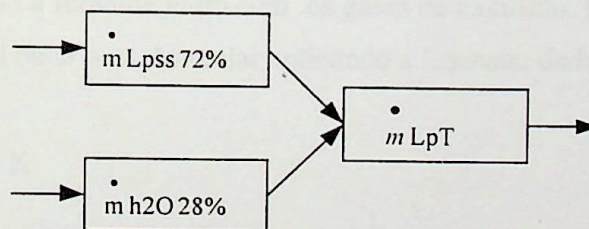


Figura 5.1 – Fluxograma dos fluxos de licor preto e água

O fluxo total do licor preto queimado é a soma do fluxo mássico do licor preto de sólidos secos somado ao fluxo mássico de água. Essa água é retirada ainda no evaporador aumentando a concentração de 15% para 72%.

Aplicando a Eq. 5.16 para o licor preto, obtém-se o fluxo mássico em kg/s, assim:

$$\dot{m}_{Lp}[72\%] = \left[\frac{803,95 [\text{tss}/24\text{h}] \times 1000}{24 \times 3600} \right] = 9,305 \text{ kg/s} \quad (5.16)$$

Com o resultado da Eq. 5.16 pode-se aplicar a Equação 5.17 para se obter o fluxo molar em kmol/s para cada composto do licor preto, onde é dado por:

$$n_{Lp} = \left[\frac{\dot{m}_{Lp}}{M_i} \right] \times Y_i \quad (5.17)$$

onde,

M_i Massa molecular de cada composto, em kg/kmol.

Y_i Porcentagem peso de cada composto do combustível.

\dot{m}_{Lp} Fluxo mássico do licor preto, em kg/s de sólidos secos.

O resultado dos cálculos obtidos através da Eq. 5.17 para o licor preto está representado na Tabela (5.2), de modo a permitir os cálculos das exergias da corrente dos sólidos.

Através de um balanço de massa dos sólidos e gases, foram obtidos quantidades de fundidos (Smelt) que deixam a fornalha junto com os gases de exaustão. Para cada composto do smelt e do gás é possível obter a vazão molar aplicando a Equação dada por:

$$n_{st} = \left[\frac{\dot{m}_{st}}{M_i} \right] \times Y_i \quad (5.18)$$

onde,

M_i Massa molecular de cada composto, em kg/kmol.

Y_i Porcentagem peso de cada composto do fundido (Smelt).

\dot{m}_{st} Fluxo mássico do licor preto, em kg/s de sólidos secos.

Tabela 5.2 – Vazão molar dos sólidos secos do Licor Preto, Smelt e água.

Vazão molar do combustível		Vazão molar do Smelt
Orgânicos [kmol/s]	Inorgânicos [kmol/s]	Smelt [kmol/s]
C – 0,2869	Cl - 0,001063	Na ₂ S - 0,011779
H ₂ – 0,1535	K- 0,0009593	Na ₂ SO ₄ - 0,001245
S – 0,01221	Na - 0,07565	Na ₂ CO ₃ - 0,026334
O ₂ – 0,1046		K ₂ CO ₃ - 0,001429
H ₂ O – 0,2010		NaCl - 0,0016043

Fonte: Para o Smelt, os valores foram obtidos segundo, Terry, American Paper Institute, 1988.

Os valores da Tabela 5.2 são função da vazão mássica do combustível entrando para queima na fornalha. Estes valores serão utilizados para o cálculo exerético e balanço de massa para o cálculo de O₂ livre na combustão da Caldeira.

5.4.1 - CÁLCULO DA EXERGIA DO FLUXO DE LICOR PRETO

A composição do licor foi apresentada na Tabela (5.2) e transformada em kmol/s para os cálculos conforme apresenta a Tabela (5.3).

A vazão de licor preto para queima utilizada é de 803,95 toneladas de sólidos seco por dia.

Transformando o fluxo de licor em 9,305 kg/s e aplicando um balanço de massa dada pela Equação 5.16, obtém-se o fluxo de combustível em kmol/s.

Como neste caso o licor preto é um combustível sólido com uma concentração de 72%, aplica-se para o cálculo exerético a Eq. (5.7).

As constantes utilizadas na Eq. (5.7) levantadas por Carvalho et al: (1977), e a exergia química padrão (Szargut. 1988), são apresentadas na Tabela (5.3).

Tabela 5.3 – Coeficientes utilizados nas Equações (5.14) e (5.15) e valores da Exergia Química Padrão (b°).

Compostos	A	B	C	D	b° [kJ/kmol]
C	4,03	0,57	2,04	-1936	410.820
S	5,26	-0,05	-0,36	-1443	598.850
H ₂	6,52	0,39	-0,12	-1938	238.490
O ₂	7,16	0,50	-0,24	-1404	3.970
Na	6,83	-1,08	--	-1107	343.380
Cl	5,53	-0,08	0,23	-1719	163.940
K	4,97	--	--	-1482	371.520
H ₂ O	7,30	1,23	--	-2286	3.120

Fonte: Carvalho et al. (1977), Perry and Chilton (1982), Szargut et al. (1988)

O combustível está concentrado a (72%) para uma queima segura sem combustível auxiliar. Com a concentração aumentam a viscosidade e o APE (aumento do ponto de ebulição).

O poder calorífico é 13.506 kJ/kg, isto depende muito da relação de orgânicos e inorgânicos e da composição elementar. Estes valores são normais para o licor de eucalipto.

A Tabela 5.4 apresenta os coeficientes utilizados nos cálculo da entalpia, entropia e exergia química padrão dos fundidos.

A Tabela 5.5 apresenta os coeficientes utilizado nos cálculo da entalpia e entropia, gases da combustão e exergia química padrão

Tabela 5.4 – Coeficientes utilizados no cálculo da entalpia e entropia dos fundidos (Smelt), e química padrão dos fundidos (b°).

Compostos	A	B	C	D	b° [kJ/kmol]
Na ₂ S	19,81	0,82	--	-5979	921.400
Na ₂ SO ₄	47,18	--	--	-10190	21.400
NaCl	16	--	--	260	14.300
Na ₂ CO ₃	45	--	--	-13.100	41.500

Fonte: Carvalho et al. (1977), Perry and Chilton (1982), Szargut et al. (1988)

Para o cálculo da entalpia e entropia, utilizam-se os valores de c_p , calculados a partir da integral de $c_p = A + B.T - C.T^{-2}$.

Tabela 5.5 – Coeficientes utilizados no cálculo da entalpia e entropia dos gases da combustão, e química padrão dos fundidos (b°).

Compostos	A	B	C	D	b° [kJ/kmol]
CO	10,57	1,05	2,06	-3936	19.870
SO ₂	11,04	0,94	1,84	-3992	313.400
H ₂ O	7,30	1,23	--	-2286	9.500
O ₂	7,16	0,50	0,40	-2313	3970
N ₂	6,83	0,45	0,12	-2117	720

Fonte: Carvalho et al. (1977), Perry and Chilton (1982), Szargut et al. (1988)

A redução do Na₂SO₄ para Na₂S ocorre principalmente no fundo da câmara de licor. A reação envolve Na₂SO₄ e C como reagentes, para produzir Na₂S, CO e CO₂.

O licor preto contém pequenas quantidades de Na₂S₂O₃ e Na₂SO₃, neste caso despreza-se o Na₂S₂O₃, pois apresenta quantidade desprezível.

O enxofre, sob a forma de SO₂, presente nos gases é absorvido parcialmente pelo Na₂S.

A quantidade de água contida no combustível é evaporada na câmara de combustão, juntando-se aos gases.

O excesso de O₂ livre, é da ordem de 6,5 % (base seca).

Sabe-se que na equação da combustão o número de moles de Na contido nos reagentes deve ser igual ao número de moles de Na contido nos produtos. Então é necessário fazer esta verificação..

Pode-se aplicar agora um balanço de massa para os produtos da combustão, pois sabe-se que toda Na do LP reage formando o Na₂S, Na₂SO₄, NaCl e Na₂CO₃. Com os valores da vazão molar dos componentes do Smelt apresentados na Tabela 5.2, obtém-se os seguintes valores dado por:

Balanço de massa para Na:

$$\text{Na}_2\text{S} \rightarrow 0,0111779 \cdot 2 = 0,0223558 \text{ kmol/s} \quad (5.19)$$

$$\text{Na}_2\text{SO}_4 \rightarrow 0,001245 \cdot 2 = 0,00249 \text{ kmol/s} \quad (5.20)$$

$$\text{NaCl} \rightarrow 0,0016043 \text{ kmol/s}$$

$$\text{Na}_2\text{CO}_3 \rightarrow 0,0263540 \cdot 2 = 0,0526698 \text{ kmol/s} \quad (5.21)$$

Total de Na = 0,0791199 kmol/s, presentes nos produtos.

0,07565 moles de Na nos reagentes \neq 0,0791199 moles de Na nos produtos.

Logo, o número de moles de Na dos reagentes é diferente do número de moles presente nos produtos. Então é necessário fazer a correção para o Na. Como o Na_2S é um dos principais composto do smelt, faz-se a correção para o Na_2S .

Então do valor de Na presente no smelt, retira-se a parcela de Na obtida pela Eq. (5.19) dado pela Eq. (5.22).

$$0,0791199 - 0,0223558 = 0,0567641 \text{ kmol/s de Na} \quad (5.22)$$

Agora subtrai-se do valor de Na presente nos reagentes da equação da combustão, mostrado na Tabela 5.2, o Na obtido pela Eq. (5.22), e obtém-se a parcela de Na_2S corrigida, contida no Smelt.

$$n_{\text{LpNa}} - n_{\text{smt}[\text{Na}_2\text{S}]} = [0,07565 - 0,0567641] \cdot \frac{1}{2} = 0,00944295 \text{ kmol/s de Na}_2\text{S} \quad (5.23)$$

Logo, a somatória do número de moles da Na nos produtos da combustão é:

$$0,0188859 + 0,00249 + 0,0526698 + 0,0016043 = 0,07565 \text{ kmol/s de Na.}$$

Balanço de massa para o S:

Subtraindo o valor de Na_2S da Eq. (5.23), mais o valor de Na_2SO_4 da Eq. (5.20) da parcela de enxofre (S) que entra na composição do Licor preto obtido pela Eq. (5.16), obtém-se assim a parcela de (SO_2) resultante do balanço, em kmol/s. Esta parcela foi calculada por:

$$0,01221 [S] - 0,009443 [Na_2S] - 0,00249 [Na_2SO_4] = 0,000277 \text{ kmol/s de } SO_2 \quad (5.24)$$

Subtraindo o valor de SO_2 da Eq. (5.24) do valor para o enxofre (S) obtido pela Eq. (5.16), obtém-se assim a parcela de SO_2 que sai no smelt.

$$n_{Lp} [S] - n_{smt} [SO_2] = 0,01221 - 0,000277 = 0,011933 \text{ kmol/s } SO_2 \quad (5.25)$$

Balço de massa para o Cl:

Sabe-se que o Cl reage na fornalha com Na formando o NaCl. Ento subtraindo o valor de NaCl contido no smelt, do valor de Cl que entra no Licor preto obtido pela Eq. (5.18) e que est na Tabela 5.2, obtém-se assim uma parcela de Na dado pela Equao (5.26):

$$n_{Lp} [Cl] - n_{smt} [NaCl] = 0,001063 - 0,0016043 = 0,0005413 \text{ kmol/s Na} \quad (5.26)$$

Logo esta parcela de Na obtida pela Eq. 5.26, tambm reage na fornalha formando Na_2S . Portanto para o valor de 0,0005413 kmol/s de Na $\rightarrow 0,0005413 \cdot \frac{1}{2} = 0,000271$ kmol/s de Na_2S . Adiciona-se este valor de Na_2S , ao valor de Na_2S obtido pela Eq. 5.23, obtendo assim o valor de Na_2S , logo:

$$0,000271 - 0,009443 = 0,009714 \text{ kmol/s } Na_2S \quad (5.27)$$

Devido a formao de Na_2S , como resultante do balço de massa para o Cl, deve-se corrigir o balço de massa feito para o SO_2 . Esse valor de SO_2 corrigido é dado por:

$$0,000277 SO_2 - 0,000271 Na = 0,000006 \text{ kmol/s } SO_2 \quad (5.28)$$

Balço de massa para o O_2 :

Tem-se que o valor em kmol/s de O_2 no Licor preto é 0,1046 kmol/s;

Da Eq. (5.20) obtém-se $(0,00249 \cdot 2 \text{ de } Na_2SO_4)$ 0,00498 kmol/s de O_2 .

Da Eq. (5.21), obtém-se $(0,0526698 \cdot 1,5)$ 0,079047 kmol/s de O_2 .

Somam-se ento as duas parcelas e obtém-se 0,084 kmol/s de O_2 contidos no smelt.

Do Carbono (0,2689 kmol/s) contido no licor, subtrai-se a parcela de Na_2CO_3 (0,0526698 kmol/s), obtido pela Eq. (5.21) e obtém-se a parcela de O_2 (0,23423 kmol/s), presente em CO_2 .

Tem-se 0,1535 kmol/s de H contido no licor, então $0,1535 \cdot \frac{1}{2} = 0,07449$ kmol/s de O_2 presente em H_2O .

Aplica-se a somatória dos valores obtidos para o balanço de O_2 :

$$\Sigma[(0,0847 + 0,000006 + 0,07675 + 0,23423) - 0,1046] = 0,290610 \text{ kmol/s} \quad (5.29)$$

Sabe-se que a porcentagem de O_2 livre na combustão é de 6,5%. Pode-se calcular então o valor de O_2 livre aplicando a Equação (5.30).

$$\% \text{ de } O_2 \text{ Livre} = \frac{O_2}{n_t + 4,76 \cdot O_2} \quad (5.30)$$

onde,

% de O_2 livre é 0,065

n_t é a $\Sigma n(SO_2) + n(N_2) + n(CO_2) = 1,2820632$ kmol/s.

O resultado para a Eq. (5.30) foi, 0,1204424 kmol/s de O_2 livre na combustão.

Portanto para o N_2 tem-se 0,4528634 kmol/s.

Aplicando a Equação (5.31), obtém-se a porcentagem do O_2 livre na combustão.

$$O_{2L} = \frac{n O_2}{n O_2 + n N_2 + n t} \quad (5.31)$$

O_{2L} Porcentagem de oxigênio livre na combustão.

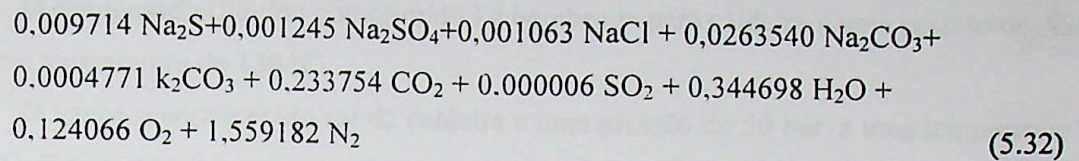
$n O_2$ Vazão molar de O_2 livre na combustão, em kmol/s.

$n N_2$ Vazão molar de Nitrogênio, em kmol/s.

$n t$ Vazão molar total do ar na saída dos gases

Agora pode-se escrever a Equação da combustão corrigida para, 6,5 % de O_2 livre.

A equação da combustão que resultou do balanço de massa foi:



Aplicando a Eq. 5.33, obtém-se a vazão mássica dos gases à saída da fornalha.

$$\dot{m}_g = \sum (n_i) \cdot M_i + [(n)_{\text{O}_2} + (n)_{\text{N}_2}] \cdot M_{\text{ar}} \quad (5.33)$$

onde,

n_i vazão molar de cada composto contido no gás de combustão, em kmol/s.

M_i Massa molar de cada composto contido nos gases de combustão, em kg/kmol.

M Massa molar do ar, em kg/kmol.

A Figura (5.2) nos permite visualizar os fluxos mássicos das correntes da mistura do licor e do ar de combustão entrando na caldeira e a saída dos gases e fundidos.

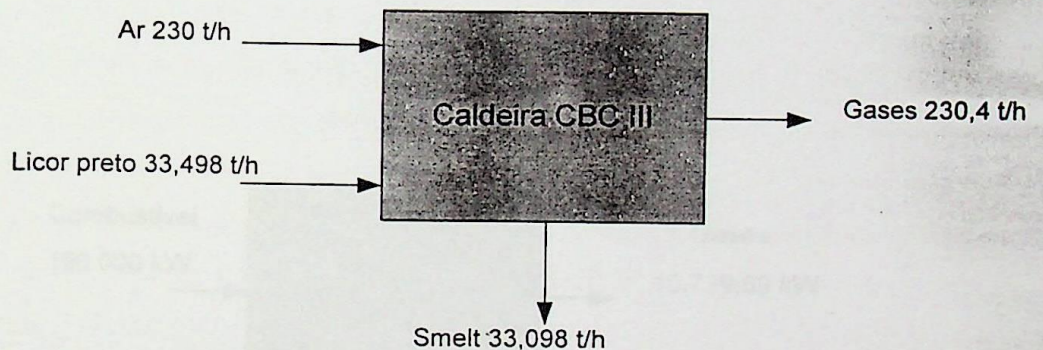


Figura 5.2 – Esquema dos fluxos mássicos do combustível, gases, e fundidos (Smelt)

5.4.2 - CÁLCULO DA EXERGIA DE VAPOR E CONDENSADO

Em muitas aplicações práticas, tem-se interesse em exergia associada com fluxo contínuo entrando ou saindo de um volume de controle.

De acordo com Wall (1990), Silveira e Laçava, (1992) apud Yerko (1993) para sistemas energéticos é suficiente considerar apenas as parcelas referente ao equilíbrio termo-mecânico com o meio, ou seja, a exergia é dada pela Equação (5.13), não havendo reações químicas e os efeitos das energias cinética e potencial são desprezadas (Kotas, 1985).

O vapor utilizado para os cálculos, é superaquecido.

O condensado (líquido comprimido) é bombeado para caldeira a uma pressão de 80 bar e uma temperatura de 130 °C.

O vapor superaquecido sai da caldeira a uma pressão de 50 bar a uma temperatura de 400 °C. Este vapor vai para um coletor de onde é distribuído para os turbos geradores e os demais equipamentos do processo.

5.4.3 - EFICIÊNCIA EXERGÉTICA

Para a determinação do cálculo das eficiências exergéticas é usada a Equação (5.13) aplicada para cada componente do sistema, neste caso para a caldeira de recuperação de licor.

Para a caldeira, a eficiência exergética é dada pela Equação (5.13).

A variação da exergia desejada, pode ser considerada a exergia do vapor.

O consumo da exergia de necessária ao processo, pode ser considerado a exergia do condensado, energia elétrica, exergia dos fundidos e a exergia do licor preto.

Os resultados dos cálculos relativos á exergia das correntes que atravessam o volume de controle da caldeira são apresentados na Figura 5.3, considerando as cinco subdivisões desta, constituídas pela caldeira.

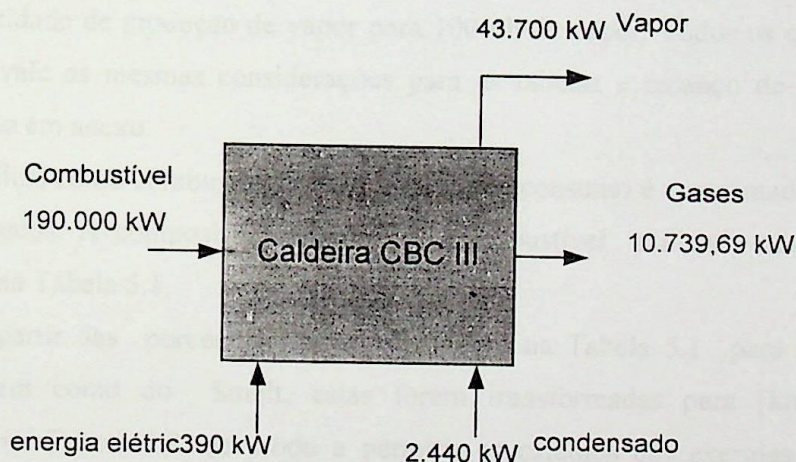


Figura 5.3 – Exergia da corrente de gases, sólidos, vapor, condensado e trabalho elétrico.

A partir dos valores apresentados na Fig. 5.3, pode-se calcular a Eficiência Racional (ψ), definida pela Equação (5.13), para a caldeira.

Os valores calculados para a eficiência de 1ª Lei e Eficiência Racional são apresentados na Tabela 5.6.

Tabela 5.6 – Resultado do Cálculo da Eficiência de 1ª Lei e Eficiência Racional para a Caldeira de Recuperação CBC III.

Sistema	Eficiência de 1ª Lei	Eficiência de 2ª Lei
Caldeira de Recuperação CBC III	$\eta_e=74,80 \%$	$\Psi= 25,12 \%$

A eficiência foi calculada considerando o calor residual dos gases que deixam a fornalha e que não possui nenhum tipo de aproveitamento saindo pela chaminé logo após a passagem pelo precipitador eletrostático.

As irreversibilidades geradas na combustão dos componentes orgânicos e inorgânicos e as perdas do gás de exaustão contribuem para uma baixa Eficiência Racional neste processo.

5.5 – ANÁLISE DA CALDEIRA DE RECUPERAÇÃO QUÍMICA GTV

O sistema analisado, a seguir, é um gerador de vapor de fabricado pela GTV, possui capacidade de produção de vapor para 100 t/h de vapor. Todos os cálculos efetuados neste item, vale as mesmas considerações para as tabelas e balanço de massa. Todos os cálculos estão em anexo.

Utiliza como combustível, licor preto e seu consumo é aproximadamente 780 t/24h de sólidos secos. A composição química do combustível utilizado nesta instalação foi apresentada na Tabela 5.1.

A partir das porcentagens apresentadas na Tabela 5.1 para as composições químicas, bem como do Smelt, estas foram transformadas para [kmol/s], conforme apresentado na Tabela 5.8, de modo a permitir os cálculos das exergias da corrente dos sólidos. O combustível utilizado na queima tem concentração de 63%.

A Figura 5.4 apresenta um esquema do balanço de massa para o licor preto onde apresenta para queima licor preto concentrado a 63% de sólidos secos.

O fluxo total do licor preto queimado é a soma do fluxo mássico do licor preto de sólidos secos somado ao fluxo mássico de água. Essa água é adicionada ainda no evaporador aumentando a concentração de 15% para 63%.



Aplicando um balanço de massa para o licor preto, obtém-se o fluxo mássico em kg/s dado pela Equação 5.34 abaixo:

$$\dot{m}_{Lp[63\%]} = \left[\frac{780 \text{ [tss/24h]} \times 1000}{24 \times 3600} \right] = 9,03 \text{ kg/s} \quad (5.34)$$

Com o resultado da Eq. (5.34) pode-se aplicar a Equação (5.17) para se obter o fluxo molar em kmol/s para cada composto do licor preto.

O resultado dos cálculos obtidos através da Eq. (5.17) para o licor preto está representado na Tabela 5.7, de modo a permitir os cálculos das exergias da corrente dos sólidos. A vazão de água apresentada na Tabela 5.7 refere-se a água adicionada na evaporação e enviada para queima.

Tabela 5.7 – Vazão molar dos sólidos do Licor Preto

Composição química do combustível		Composição química do Smelt
Orgânicos [kmol/s]	Inorgânicos [kmol/s]	Smelt [kmol/s]
C - 0,278425	Cl - 0,001032	Na ₂ S - 0,0108475
H ₂ - 0,148995	K - 0,0009261	Na ₂ SO ₄ - 0,00120823
S - 0,011851	Na - 0,0734178	Na ₂ CO ₃ - 0,025556
O ₂ - 0,101587		NaCl - 0,00155689
H ₂ O - 0,2944		

Fonte: Resultado dos cálculos.

5.5.1 - CÁLCULO DA EXERGIA DO FLUXO DE LICOR PRETO

A composição do licor apresentada na Tabela (5.1) e transformada em [kmol/s] para os cálculos exergéticos conforme a Eq. 5.17 e representada na Tabela (5.7).

A vazão de licor preto utilizado para queima é de 780 toneladas de sólidos secos ao dia..

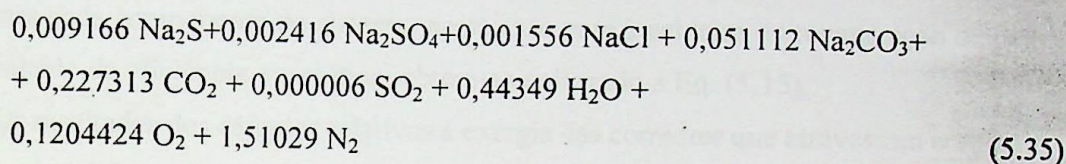
Como neste caso o licor preto é um combustível sólido com uma concentração de 63%, aplica-se para o cálculo exergético da mistura a Eq. (5.7).

O excesso de O_2 livre, é da ordem de 6.5 % (base seca).

Através de um balanço de massa aplicado aos sólidos e gases, foram obtidas as quantidades de fundidos (Smelt) que deixam a fornalha pela parte inferior do reator e os gases de exaustão que saem pela chaminé após passarem pelo precipitador eletrostático.

Neste item, será verificada a igualdade do número de moles presentes na equação da combustão, como foi feito nos cálculos para a caldeira CBC III, e a seguir um balanço de massa para os produtos da combustão. Os cálculos referente à este item estão no Anexo II.

A equação da combustão que resultou do balanço de massa foi:



Aplicando agora a Eq. (5.33) obtém-se a vazão mássica dos gases à saída da fornalha.

A Figura (5.4) nos permite visualizar os fluxos mássicos das correntes da mistura do licor e do ar de combustão entrando na caldeira e a saída dos gases e fundidos.

Assim, aplicando a Equação (5.4) para os gases da combustão, obtemos a exergia do fluxo dos gases. Os cálculos estão no Anexo II.

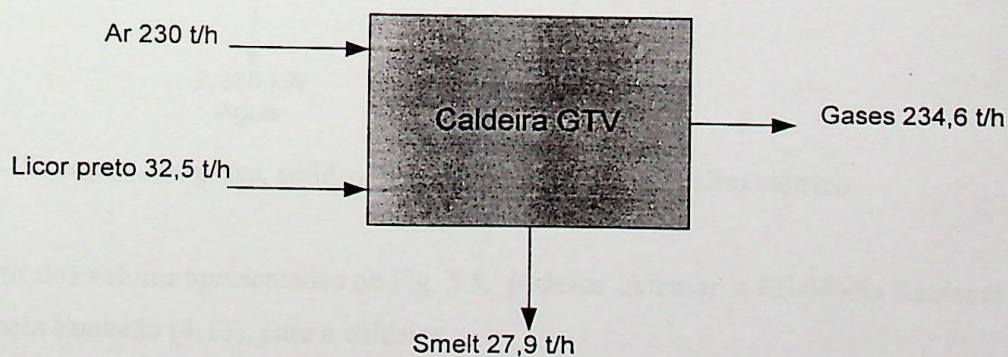


Figura 5.4 – Esquema dos fluxos mássicos do combustível

5.5.2 - CÁLCULO DA EXERGIA DE VAPOR E CONDENSADO

O balanço de exergia para a análise exérgica desta caldeira, deve ser levado em consideração as mesmas considerações feitas na análise da caldeira GTV.

As temperaturas de vapor e condensado, bem como suas respectivas pressões são iguais para todas as caldeiras. Neste caso, a vazão de vapor é de 100 t/h e a vazão de condensado é 102 t/h. As seqüências de cálculos que referem-se a este item estão no Anexo II.

O cálculo da exergia do vapor e condensado é dado pela Eq. (5.13). O desenvolvimento dos cálculos estão no anexo II.

5.5.3 - EFICIÊNCIA EXERGÉTICA

Para a determinação do cálculo das eficiências exérgicas é usada a Equação (5.13) aplicada para cada componente do sistema, neste caso para a caldeira de recuperação de licor GTV. O cálculo da eficiência exérgica, obtém-se aplicando a Eq. (5.13).

Os resultados dos cálculos relativos à exergia das correntes que atravessam o volume de controle da caldeira são apresentados na Figura 5.5, considerando as cinco subdivisões desta, constituídas pela caldeira.

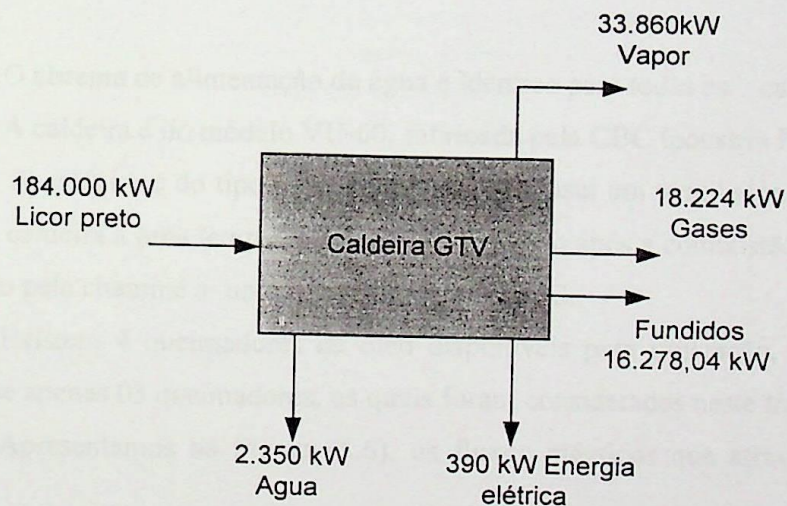


Figura 5.5 – Exergia dos gases, sólidos, vapor, condensado e trabalho elétrico.

A partir dos valores apresentados na Fig. 5.5, pode-se calcular a Eficiência Racional (ψ), definida pela Equação (4.13), para a caldeira.

Os valores calculados para a Eficiência de 1ª Lei e Eficiência Racional, são apresentados na Tabela 5.8.

Tabela 5.8 – Resultado do Cálculo da Eficiência de 1ª Lei e Eficiência Racional para a Caldeira de Recuperação GTV.

Sistema	Eficiência de 1ª Lei	Eficiência de 2ª Lei
Caldeira de Recuperação GTV	$\eta_e = 81,84 \%$	$\Psi = 20,82 \%$

5.6– ANÁLISE DA CALDEIRA AUXILIAR CBC I

A análise exérgica da instalação em estudo refere-se a uma caldeira com queima de óleo combustível industrial (BPF), cuja composição química está representada na Tabela (5.10). O consumo de óleo combustível é aproximadamente de 1,75 kg/s, para uma produção de 70 t/h de vapor.

A caldeira possui uma capacidade de produção de vapor de até 90 t/h.

Para análise neste caso, os dados considerados são para uma produção de vapor de 70 t/h, onde o vapor superaquecido sai para o processo com temperatura de 400 °C e pressão de 50 bar..

O sistema de alimentação de água é idêntico para todas as caldeiras.

A caldeira é do modelo VU-60, fabricada pela CBC Industria Pesada.

A caldeira é do tipo pressurizada, onde possui um ventilador que insufla o ar para dentro da caldeira a uma temperatura ambiente e logo após a combustão expulsa os gases de combustão pela chaminé a uma temperatura de 200 °C.

Existem 4 queimadores de óleo disponíveis para utilização, porém normalmente utilizam-se apenas 03 queimadores, os quais foram considerados neste trabalho.

Apresentamos na Figura (5.6), os fluxos mássicos que atravessam o volume de controle.

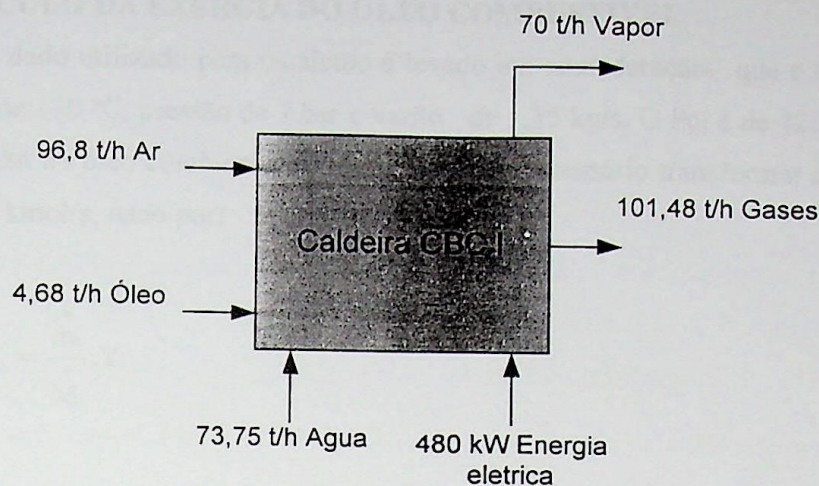


Figura 5.6 – Fluxos mássicos das correntes

Os valores apresentados na Figura (5.6), referem-se a uma produção de vapor em condições normais de operação, não havendo portanto qualquer variação no sistema.

Na Tabela 5.9 refere-se a composição elementar do óleo combustível utilizado nos cálculos da exergia .

Tabela 5.9 - Composição elementar do óleo combustível

Óleo combustível	
Composição	%
C	86,55
H	12,70
S	0,41

Fonte: Petrobrás, 2000

O calor dos gases gerados na combustão logo após passarem pelo pré-aquecedor de gás, vão direto para a chaminé não tendo aproveitamento nenhum.

Nos valores apresentados para os gases na exaustão foram considerados 2,5 % de O_2 , livre nos gases. O combustível é atomizado na caldeira a uma pressão de 7 bar e uma temperatura de 130 °C.

5.6.1 - CÁLCULO DA EXERGIA DO ÓLEO COMBUSTÍVEL

No dado utilizado para o cálculo é levado em consideração que o óleo está a uma temperatura de 130 °C, pressão de 7 bar e vazão de 1,35 kg/s. O Pci é de 42.305 kJ/kg. Para utilizar a vazão do óleo combustível nos cálculos, foi necessário transformar a vazão do óleo em kg/s para kmol/s, dado por:

$$\dot{\eta}_{\text{óleo}} = \frac{\dot{m}_c}{M_i} \cdot Y_i \quad (5.36)$$

onde,

\dot{m}_c Vazão mássica do óleo combustível, em kg/s.

M_i Massa molar de cada composto, em kg/kmol.

Y_i Porcentagem peso de cada componente do combustível.

A Tabela 5.10 apresenta os valores referentes ao resultado dos cálculos da vazão molar.

Tabela 5.10 - Vazão molar do óleo combustível

Composto	Massa Molar [kg/kmol]	Vazão molar [kmol/s]
C	12	0,117609
H ₂	2	0,10310
S	34	0,002198

Os cálculos referentes ao balanço de massa para o combustível estão no anexo II.

A Equação 5.11, determina a exergia para o óleo combustível

5.6.2 - CÁLCULO DA EXERGIA DOS FLUXOS DE GASES

A análise dos cálculos dos gases, levam em consideração 2,5 % de O₂ livre nos gases de combustão.

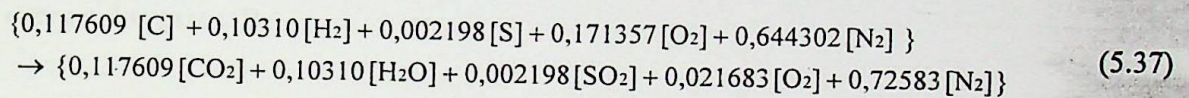
Na Tabela 5.11 apresenta-se a composição elementar dos gases na saída da fornalha, que serão utilizados nos cálculos de exergia.

A combustão é uma combinação química de uma substância combustível com o ar, objetivando a produção de gases como resultado da reação. O componente da caldeira responsável pela realização deste processo é a câmara de combustão.

Para estabelecer a equação da combustão é necessário verificar a porcentagem de O₂ livres à saída dos gases. Sabe-se que a porcentagem de O₂ livre na combustão é de 2,5%.

Pode-se calcular então o valor de O₂ livre aplicando a Equação 5.30. O desenvolvimento dos cálculos estão no Anexo II.

A equação da combustão que resultou do balanço de massa é dado por:



onde, o termo do lado esquerdo representa o combustível e o ar que vem do ventilador enquanto o termo do lado direito representa os gases resultante da combustão.

Aplicando agora a Eq. 5.38 obtém-se a vazão mássica dos gases à saída da fornalha.

$$m_{\text{B C B C I}} = [n.M]_{CO_2} + [n.M]_{H_2O} + [n.M]_{SO_2} + [(n)_{O_2} + (n)_{N_2}].28.97 \quad (5.38)$$

onde,

n Numero de kmol de cada composto dos gases, em kmol/s.

M Massa molar de cada composto dos gases, em kg/kmol.

Tabela- 5.11 – Composição elementar dos gases à saída da fornalha da caldeira

Gases		
Composição	[kmol/s]	[t/h]
CO ₂	0,117609	18,63
H ₂ O	0,10310	6,7
SO ₂	0,002198	0,51
O ₂	0,021683	2,5
N ₂	0,72583	73,16
Total		101,5

O fluxo mássico dos gases foi obtido através de um balanço de massa do segundo termo da Equação (5.14). Na Tabela 5.12 apresentamos valores utilizados para o cálculo da exergia dos gases (B_g).

Tabela 5.12 – Calor específico e exergia química padrão dos gases

Compostos	Cp [kJ/kmol]	b° [kJ/kmol]
CO ₂	43,82	20140
SO ₂	42,88	303500
H ₂ O	35,12	11710
O ₂	30,88	3970
N ₂	29,49	720

Fonte: Kotas, 1985.

A temperatura dos gases utilizados para obter Cp, neste caso é de 200° C , saindo do pré-aquecedor a gás direto para chaminé.

Assim aplicando a Equação (5.4) para os gases da combustão, obtém-se a exergia do fluxo dos gases.

Os resultados dos cálculos relativos à exergia dos fluxos no volume de controle da caldeira são apresentados na Figura 5.7.

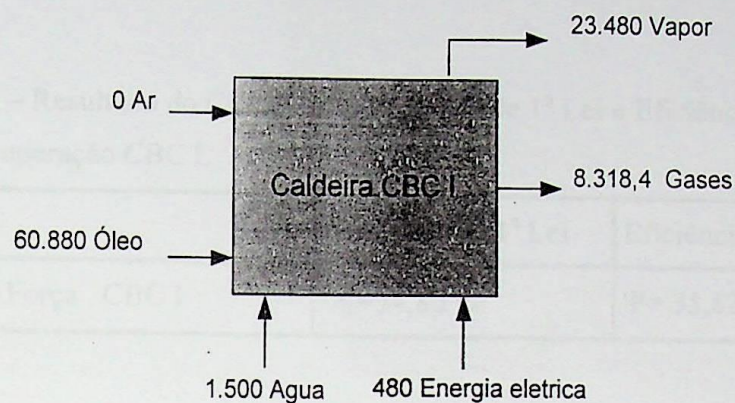


Figura 5.7– Exergia dos fluxos, em kW.

A irreversibilidade gerada na combustão dos componentes orgânicos e as perdas do gás de combustão contribuem para a baixa eficiência no processo.

5.6.3 - CÁLCULO DA EXERGIA DE VAPOR E CONDENSADO

As condições operacionais para o vapor e condensado com relação as pressões e temperatura não mudam, apenas variando os fluxos dos mesmos.

Assim para o vapor tem-se uma vazão de 80 t/h e para o condensado uma vazão de 82 t/h.

A exergia para o vapor e condensado é calculada pela Eq. 5.13. Os cálculos que referem-se a este item estão no anexo II.

5.6.4 - EFICIÊNCIA EXERGÉTICA

Para a determinação do cálculo das eficiências exergéticas é usada a Equação (5.13), aplicada para cada componente do sistema, neste caso para a caldeira auxiliar CBC I.

O cálculo da eficiência exergética, obtém-se aplicando a Eq. (5.13).

Os resultados dos cálculos relativos a exergia das correntes que atravessam o volume de controle da caldeira são apresentados na Figura 5.7, considerando as cinco subdivisões desta, constituídas pela caldeira.

A partir dos valores apresentados na Fig. 5.7, pode-se calcular Eficiência Racional (Ψ), definida pela Equação (5.13), para a caldeira.

Os valores calculados para a Eficiência de 1ª Lei e Eficiência Racional, são apresentados na Tabela 5.13.

Tabela 5.13 – Resultado do Cálculo da Eficiência de 1ª Lei e Eficiência Racional para a Caldeira de Recuperação CBC I.

Sistema	Eficiência de 1ª Lei	Eficiência de 2ª Lei
Caldeira de Força CBC I	$\eta_e=74,80 \%$	$\Psi= 35,82 \%$

5.7 – ANÁLISE DA CALDERIA AUXILIAR CBC II

A análise exérgica da instalação em estudo refere-se a uma caldeira idêntica a anterior, que utiliza gás natural como combustível, cuja composição química está representada na Tabela 5.14. O consumo de gás natural é aproximadamente de 1,24 kg/s, para uma produção de 80 t/h de vapor.

A caldeira possui uma capacidade de produção de vapor de até 90 t/h.

Para análise neste caso, os dados considerados são para uma produção de vapor de 80 t/h, onde o vapor superaquecido sai para o processo com temperatura de 420 °C e pressão de 50 bar.

O sistema de alimentação de água é idêntico para todas as caldeiras.

A caldeira é um modelo VU-60, fabricada pela CBC Indústrias Pesadas.

As demais características da caldeira são idênticas as da caldeira na análise anterior. Existem 4 bocais de gás disponíveis para utilização, porém normalmente utilizamos apenas 03 bocais, inclusive neste trabalho.

Os fluxos mássicos que atravessam o volume de controle são apresentados na Figura (5.8) e seus respectivos valores, referem-se a uma produção de vapor em condições normais de operação, não havendo portanto qualquer variação no sistema.

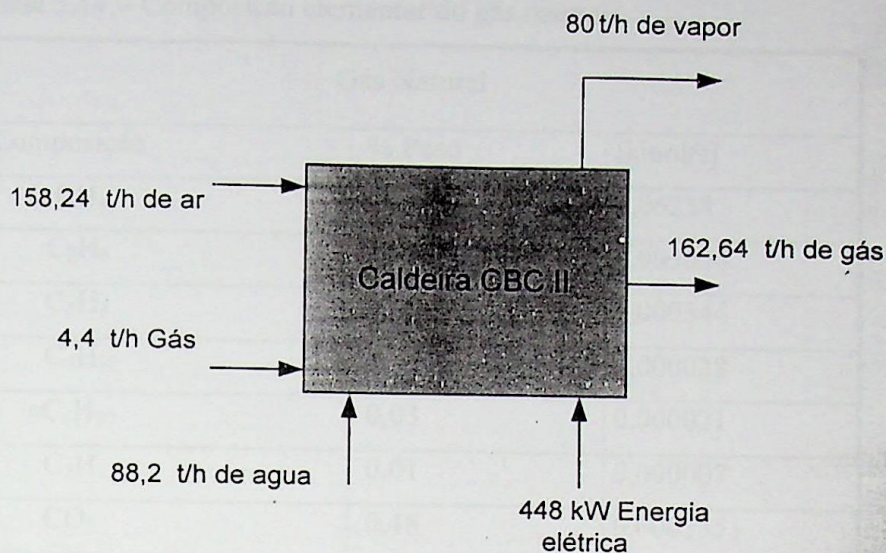


Figura 5.8 – Fluxos mássicos das correntes.

A vazão do gás natural, se apresenta em m^3/h , então necessita-se transformar essa vazão de gás para kmol/s para compatibilizar as unidades.

A vazão desse gás em kmol/s , é dado por:

$$n_i = \frac{P \cdot \dot{V}}{R \cdot T} \quad (5.39)$$

onde,

P Pressão atmosférica local, em 10^5 [Pa]

\dot{V} Vazão mássica do gás natural, em m^3/s .

T Temperatura do gás natural, em K.

R Constante universal dos gases, em $\text{N.m}/\text{kmol.K}$

Aplicando a Eq. (5.51) para cada componente da mistura, obtém-se os valores apresentados na Tabela 5.14.

A Tabela 5.14 apresenta a composição elementar do gás natural utilizada nos cálculos de exergia.

Tabela 5.14 - Composição elementar do gás natural

Gás Natural		
Composição	% Peso	[kmol/s]
CH ₄	89,35	0,06238
C ₂ H ₆	8,03	0,005606
C ₃ H ₈	0,78	0,000544
C ₄ H ₁₀	0,04	0,000028
nC ₄ H ₁₀	0,03	0,000021
C ₅ H ₁₂	0,01	0,000007
CO ₂	0,48	0,0003351
N ₂	1,28	0,0008937
Total	100	0,069825

Fonte: Comgas 2001

Os gases gerados na combustão logo após passarem pelo pré-aquecedor de gás, vão direto para a chaminé não tendo aproveitamento nenhum.

Os valores apresentados para os gases foram obtidas pela condensação de um teor de 2,5 % de O₂, livre nos gases.

5.7.1 - CÁLCULO DA EXERGIA DO GÁS NATURAL

O combustível analisado é uma mistura de hidrocarbonetos leves, que sob temperatura ambiente e pressão atmosférica permanecem no estado gasoso.

Sua composição elementar foi apresentada na Tabela 5.14.

O valor utilizado para o cálculo, leva em consideração que o gás está a uma temperatura de 25°C, pressão de 0,7 bar e vazão de 1,24 kg/s. O PCI é de 45.423 kJ/kg.

Na Tabela 5.15 são apresentados os valores das Exergias Química Padrão da composição do gás natural.

Tabela 5.15 - Exergia Padrão Química do gás natural

Composição	b° [kJ/kmol]
CH ₄	836.510
C ₂ H ₆	1.504.360
C ₃ H ₈	2.163.190
C ₄ H ₁₀	2.819.930
nC ₄ H ₁₀	2.819.930
C ₅ H ₁₂	3.477.050
CO ₂	20.140
N ₂	720

Fonte: Kotas, 1985

Para este caso, como o gás natural está a uma temperatura ambiente a parcela referente a variação do calor específico é nula.

Assim, o cálculo da exergia da mistura do gás natural é dada pela Equação (5.4), (5.5), onde retrata cada termo da equação.

5.7.2 - CÁLCULO DA EXERGIA DOS FLUXOS DE GASES

Para obter-se a Equação da combustão é necessário fazer um balanço de massa dos componentes do combustível.

Assim, fazendo o balanço para o C através da Equação dada por:

$$\sum n_i \cdot N_i \quad (5.40)$$

onde,

n_i Vazão molar de cada composto do combustível, em kmol/s.

N_i Número de moléculas de cada composto.

Aplicando a Equação (5.40), obteve-se o valor para o carbono que é de 0,0757895 kmol/s.

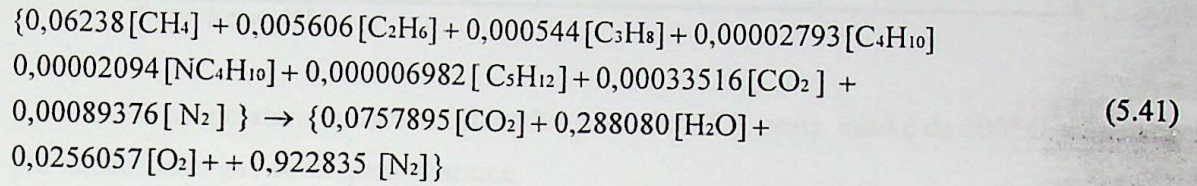
Agora aplica-se a Eq. (5.40) para o Hidrogênio [H], e obtém-se o valor para o H que é de 0,288080 kmol/s.

A análise dos cálculos dos gases, levam em consideração 2,5 % de O₂ livre nos gases de combustão.

Para estabelecer a Equação da combustão é necessário verificar a porcentagem de O₂ livres à saída dos gases. Sabe-se que a porcentagem de O₂ livre na combustão é de 2,5%.

Pode-se calcular então o valor de O₂ livre aplicando a Equação (5.30) e (5.31).

Agora pode-se escrever a Equação da combustão corrigida para, 2,5 % de O₂ livre.



Aplicando agora a Eq. (5.42) obtém-se a vazão mássica dos gases à saída da fornalha.

$$m_{\text{gCBCH}} = [n.M]_{\text{CO}_2} + [n.M]_{\text{H}_2\text{O}} + [(n)_{\text{O}_2} + (n)_{\text{N}_2}] \cdot 28,97 \quad (5.42)$$

A composição elementar dos gases de combustão está na Tabela 5.16.

Tabela 5.16 – Vazão molar e mássica dos gases à saída da fornalha da caldeira.

GASES DA COMBUSTÃO		
Composição	[kmol/s]	[t/h]
CO ₂	0,0757895	12
H ₂ O	0,288080	18,67
O ₂	0,0256057	2,95
N ₂	0,922835	93,02
Total		126,64

Na Tabela (5.17) apresenta-se dados utilizados para o cálculo da exergia dos gases (B_g).

Tabela 5.17 – Calor específico e exergia química padrão dos gases

Compostos	C_p [kJ/kmol]	b° [kJ/kmol]
CO ₂	43,82	20140
H ₂ O	35,12	11710
O ₂	30,88	3970
N ₂	29,49	720

Fonte: Kotas, 1985 .

A temperatura dos gases utilizados para obter C_p , neste caso é de 200° C, saindo do pré-aquecedor a gás direto para chaminé.

Assim aplicando a Equação (5.4) para os gases da combustão obtém-se a exergia do fluxo dos gases.

Os resultados dos cálculos relativos à exergia dos fluxos corrente no volume de controle da caldeira são apresentados na Figura 5.9.

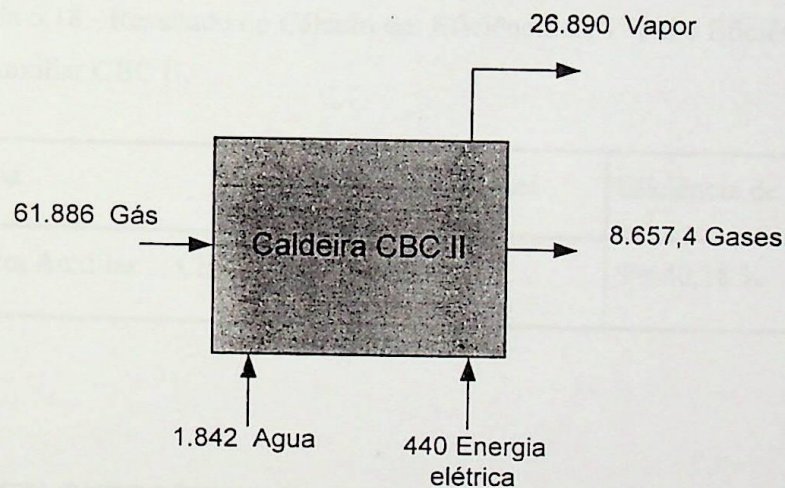


Figura 5.9 – Exergia dos fluxos, em kW

5.7.3 - CÁLCULO DA EXERGIA DE VAPOR E CONDENSADO

Os fluxos de vapor e condensado são respectivamente, 80 t/h e 82t/h. As outras variáveis do processo (Pressão e Temperatura) são iguais para o restante do processo.

Os cálculos da exergia do vapor e condensado é dado pela Eq. (5.13), e seu desenvolvimento está no Anexo II.

5.7.4 - EFICIÊNCIA EXERGÉTICA

Para a determinação do cálculo das eficiências exergéticas é usada a Equação (5.13) aplicada para cada componente do sistema, neste caso para a caldeira auxiliar CBC II.

O cálculo da eficiência exergética, obtém-se aplicando a Eq. (5.13).

Os resultados dos cálculos relativos á exergia das correntes que atravessam o volume de controle da caldeira são apresentados na Figura 5.9, considerando as cinco subdivisões desta, constituídas pela caldeira.

A partir dos valores apresentados na Fig. 5.9, pode-se calcular Eficiência Racional (ψ), definida pela Equação (5.13), para a caldeira.

Os valores calculados para a eficiência Racional, são apresentados na Tabela 5.18.

Tabela 5.18 - Resultado do Cálculo da Eficiência de 1ª Lei e Eficiência Racional para a Caldeira Auxiliar CBC II.

Sistema	Eficiência de 1ª Lei	Eficiência de 2ª Lei
Caldeira Auxiliar CBC II	$\eta_e = 65,20 \%$	$\Psi = 40,18 \%$

5.8 – ANÁLISE EXERGÉTICA DA CALDEIRA ZANINI

O sistema analisado, a seguir, é um gerador de vapor fabricado pela Zanini, possui capacidade de produção de vapor para 100 t/h de vapor.

Utiliza como combustível, casca e cavaco do eucalipto utilizado no processo para a produção de celulose. Também utiliza na queima suplementar dois maçaricos de óleo para manter a estabilidade da temperatura do vapor de saída.

Os valores utilizados para os cálculos foram baseado na produção média de 90 t/h de vapor, pressão de 50 bar e temperatura de 400 °C.

A água de alimentação para este caso é de 92 t/h.

O consumo de biomassa para uma produção de vapor acima citada é de 20,4 t/h e 1,875 t/h de óleo respectivamente.

A composição elementar e vazão molar dos combustíveis são representadas na Tabela 5.19.

É necessário fazer um balanço de massa para os combustíveis, biomassa e óleo e transformar a vazão mássica (kg/s), para molar em kmol/s. Pode-se aplicar a Eq. (5.36) para calcular a vazão molar do óleo combustível. Para o cálculo da vazão da casca da biomassa pode-se aplicar a equação dada por:

$$\eta_{\text{bio}} = \frac{\dot{m}_c}{\dot{M}_i} \cdot Y_i \quad (5.43)$$

onde,

\dot{m}_c Vazão mássica da biomassa, em kg/s.

\dot{M}_i Massa molar de cada composto, em kg/kmol.

Y_i Porcentagem peso de cada componente do combustível.

Tabela 5.19 – Composição elementar e vazão molar dos combustíveis utilizados caldeira de biomassa.

Biomassa			Óleo combustível		
Composto	%	[kmol/s]	Composto	%	[kmol/s]
S	0,06	0,0001	S	4,8	0,000003
H ₂	3,38	0,095823	H ₂	11,3	0,01249
C	31,12	0,1470	C	83,50	0,03623
H ₂ O	37,50	0,11812	H ₂ O	0,10	0,000028
N ₂	0,12	0,000243	N ₂	0,28	0,000052
O ₂	24,56	0,04351			

Os valores apresentados na tabela acima em unidade kmol/s, foi obtido de um balanço de massa dada utilizando a Eq. (5.36) para o óleo e Eq. (5.43) para a biomassa.

O ar de combustão, utiliza 03 ventiladores, onde o primeiro insufla o ar para dentro da fornalha, o segundo retira os gases proveniente da combustão e o terceiro, mantém a biomassa em suspensão dentro da fornalha.

5.8.1 - CÁLCULO DA EXERGIA DO COMBUSTÍVEL

O cálculo da exergia para os combustíveis, biomassa e óleo foram possíveis a partir dos valores apresentados na Tabela 5.19. A quantidade de oxigênio livre na saída dos gases é de 4%. As cinzas descartadas do processo não foram levadas em consideração neste estudo, porque grande parte volta para a fornalha.

Nos dados utilizados para o cálculo, foi levado em consideração que o óleo está a uma temperatura de 130 °C, pressão de 7 bar, vazão de 0,52 kg/s e o PCI é de 42.305 kJ/kg.

O consumo médio de biomassa é de 1400 st/dia, onde 1 st de casca de eucalipto é aproximadamente igual a 350 kg/m³, este valor é obtido através de inventário. Vale a pena lembrar que para a casca do eucalipto 1 st \cong 1 m³ de casca. Não vale como regra prática para outros tipos de biomassa.

Logo a vazão mássica em kg/s é dado por:

$$\dot{m} = \frac{\dot{m}_{st} \cdot \rho}{86400} = \frac{1400 \cdot 350}{86.400} = 5,67 \text{ kg/s de casca} \quad (5.44)$$

onde,

\dot{m}_{st} Vazão da biomassa, em st/dia.

ρ Densidade da biomassa para 1 st, em kg/m³.

A exergia química para a biomassa e óleo pode-se obter aplicando a Eq. (5.9) e para o cálculo da exergia a Eq. (5.11).

5.8.2 - CÁLCULO DA EXERGIA DOS FLUXOS DE GASES

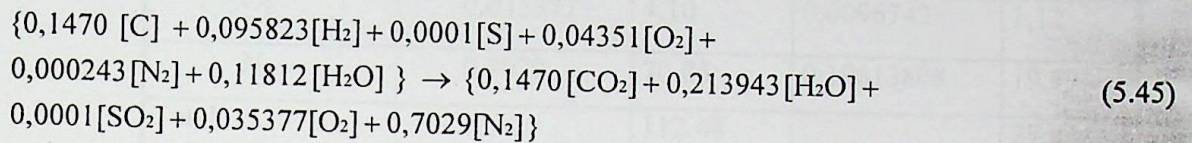
A análise dos cálculos dos gases, levam em consideração 4 % de O₂ livre nos gases de combustão.

Para estabelecer a Equação da combustão é necessário verificar a porcentagem de O₂ livres à saída dos gases. Sabe-se que a porcentagem de O₂ livre na combustão é de 4%. Pode-

se calcular então o valor de O_2 livre aplicando a Equação (5.30), para o óleo combustível e a biomassa.

O desenvolvimento dos cálculos para determinar a porcentagem de oxigênio livre e a massa dos gases estão no Anexo II.

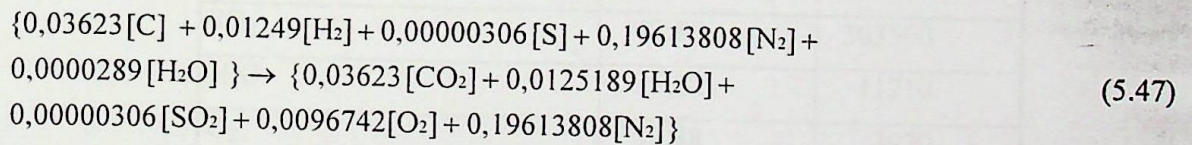
Agora pode-se escrever a Equação da combustão corrigida para a biomassa, 4 % de O_2 livre.



Aplicando agora a Eq. (5.46) obtém-se a vazão mássica dos gases à saída da fornalha para a biomassa.

$$\dot{m}_{g \text{ zan bio}} = [n.M]_{CO_2} + [n.M]_{H_2O} + [n.M]_{SO_2} + [(n)_{O_2} + (n)_{N_2}].28.97 \quad (5.46)$$

Agora pode-se escrever a Equação da combustão corrigida para o óleo combustível, 4 % de O_2 livre.



Aplicando agora a Eq. (5.48) obtém-se a vazão mássica dos gases à saída da fornalha para o óleo combustível.

$$\dot{m}_{g \text{ óleo}} = [n.M]_{CO_2} + [n.M]_{H_2O} + [n.M]_{SO_2} + [(n)_{O_2} + (n)_{N_2}].28.97 \quad (5.48)$$

Na Tabela 5.20 estão os valores das vazões molar e mássica dos gases à saída da fornalha.

Tabela 5.20 - Vazão molar e mássica dos gases à saída da fornalha da caldeira

GASES DA COMBUSTÃO				
Composição	BIOMASSA		ÓLEO	
	[kmol/s]	t/h	[kmol/s]	t/h
CO ₂	0,1470	23,3	0,03623	5,74
H ₂ O	0,213943	13,86	0,0125189	0,81
SO ₂	0,001	0,37	0,00000306	0,00070
O ₂	0,035377	4,10	0,0096742	1,12
N ₂	0,7029	70,85	0,19613808	19,77
Total		112,48		27,44

O fluxo mássico dos gases foi obtido através de um balanço de massa do segundo termo da Equação (5.47).

Na Tabela 5.21 apresenta-se dados utilizados para o cálculo da exergia dos gases (B_g).

Tabela 5.21 – Calor específico e exergia química padrão dos gases

Compostos	Cp [kJ/kmol]	b° [kJ/kmol]
CO ₂	43,82	20140
SO ₂	42,88	303500
H ₂ O	35,12	11710
O ₂	30,88	3970
N ₂	29,49	720

Fonte: Kotas, 1985 .

Assim aplicando a Equação (5.4) para os gases da combustão obtém-se a exergia do fluxo dos gases.

Os resultados dos cálculos relativos à exergia dos fluxos no volume de controle da caldeira são apresentados na Figura 5.10.

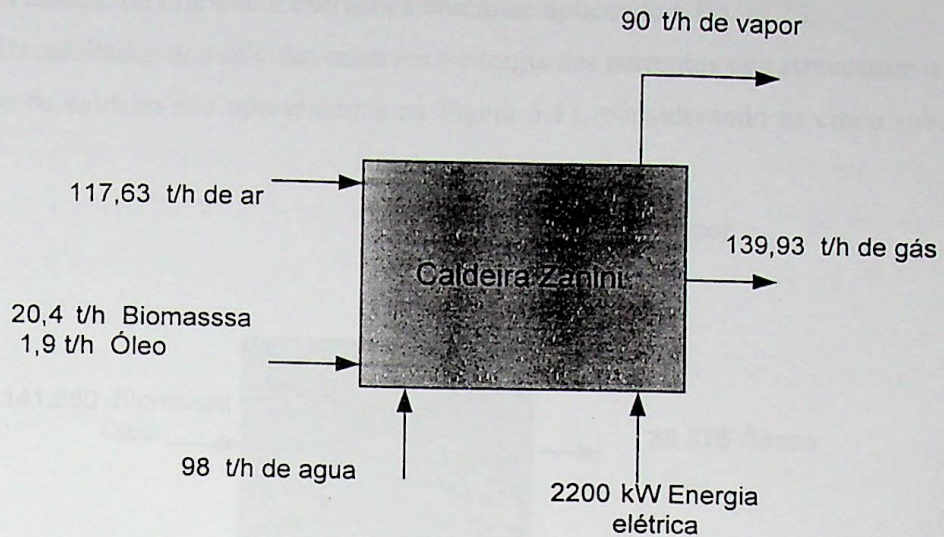


Figura 5.10 – Fluxo mássicos das correntes.

A irreversibilidade gerada na combustão dos componentes orgânicos e as perdas do gás de combustão contribuem para a baixa eficiência no processo.

A exergia total dos gases da combustão é dada pela equação:

$$B_g = B_{g_{\text{bio}}} + B_{g_{\text{óleo}}} \quad (5.49)$$

5.8.3 – CÁLCULO DA EXERGIA DE VAPOR E CONDENSADO

O balanço de exergia para a análise exérgica desta caldeira, deve ser levado as mesmas condições das análises anteriores.

Para o vapor os dados utilizados foram:

Pressão de 80 bar e temperatura de 400°C, para uma vazão de 90 t/h de vapor.

Aplicamos a Equação (5.3) para o cálculo da exergia de vapor e condensado.

Para a água de alimentação da caldeira a pressão e temperatura são as mesmas dos cálculos anteriores, mas a vazão é de 92 t/h.

5.8.4 - EFICIÊNCIA EXERGÉTICA

Para a determinação do cálculo das eficiências exérgicas é usada a Equação (5.13) aplicada para cada componente do sistema, neste caso para a caldeira auxiliar zanini.

O cálculo da eficiência exergética obtém-se aplicando a Eq. (5.13).

Os resultados dos cálculos relativos a exergia das correntes que atravessam o volume de controle da caldeira são apresentados na Figura 5.11, considerando as cinco subdivisões desta.

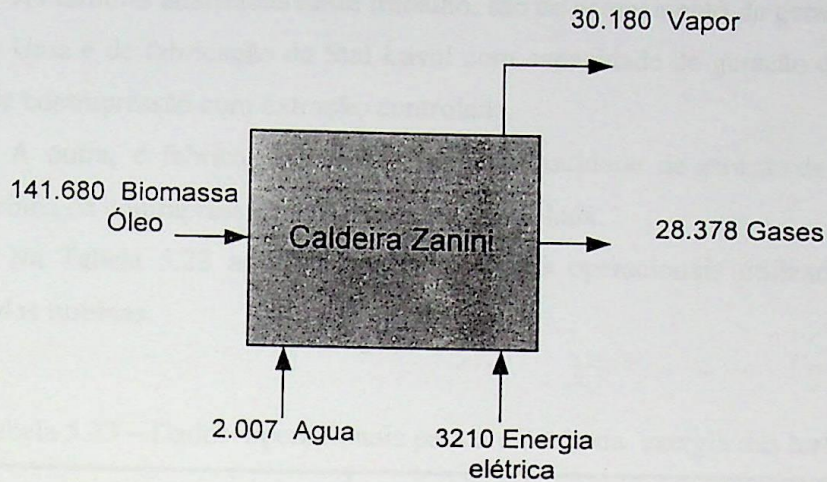


Figura 5.11 – Exergia dos gases, vapor, condensado e energia elétrica, em kW.

A partir dos valores apresentados na Fig. 5.11, pode-se calcular a Eficiência Racional (ψ), definida pela Equação (5.13), para a caldeira.

Os valores calculados para a Eficiência de 1ª Lei e Eficiência Racional, são apresentados na Tabela 5.22.

Tabela 5.22 – Resultado do Cálculo da Eficiência de 1ª Lei e Eficiência Racional para a Caldeira Zanini

Sistema	Eficiência de 1ª Lei	Eficiência de 2ª Lei
Caldeira de biomassa Zanini	$\eta_e = 52,79 \%$	$\Psi = 20,07 \%$

5.9 – ANÁLISE EXERGÉTICA DAS TURBINAS E BOMBAS

A turbina a vapor é uma máquina motriz que transforma a energia térmica contida no vapor, primeiro em energia cinética e a seguir em energia mecânica de rotação no eixo da turbina. O eixo da turbina é conectada diretamente, ou indiretamente através de redutores de velocidade, à máquina acionada.

Durante uma parte do tempo considerável de operação, as turbinas a vapor operam com cargas diferentes da nominal. Isto está relacionado com a necessidade de cobertura de uma demanda irregular de consumo de energia elétrica no sistema energético. Por isso é muito importante analisar as particularidades do trabalho da turbina e de seus estágios.

As turbinas analisadas neste trabalho, são de acionamento de geradores elétricos.

Uma é de fabricação da Stal Laval com capacidade de geração de 30 MW. É uma turbina de contrapressão com extração controlada.

A outra, é fabricada pela ABB com capacidade de geração de 15 MW. Também é uma turbina de contrapressão com extração controlada.

Na Tabela 5.23 apresentam-se os valores operacionais utilizados no cálculo da exergias das turbinas.

Tabela 5.23 – Dados operacionais para o cálculo da exergia das turbinas

Equipamentos	P [bar]	T [C°]	Vazão [kg/s]	Ce Vapor [t/MW]	Potência [kW]
Alstom (ABB)	50	400	252	8	23000
Stall Laval	50	400	110	11,5	15000

O consumo específico C_e , leva em consideração a extração totalmente fechada. O fluxo de vapor da extração e contrapressão variam de acordo com as necessidades do processo.

A Figura 5.12, apresenta um esquema simplificado das turbinas de geração de energia elétrica do processo.

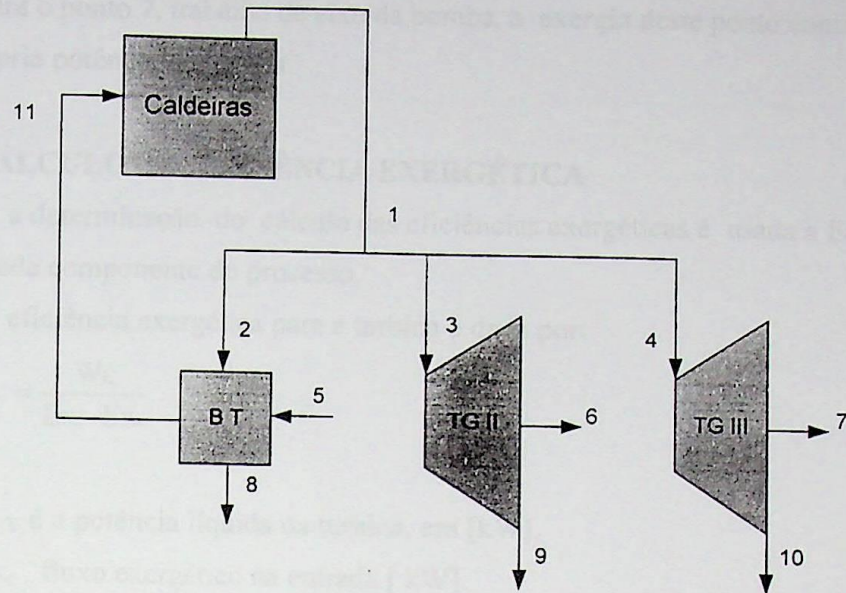


Figura 5.12 – Esquema de fluxo das turbinas de geração de energia

Onde:

- Os pontos 1, 2, 3 e 4 correspondem as entradas de vapor superaquecido;
- Os pontos 8, 9 e 10, representam as saídas de contrapressão;
- Os pontos 6 e 7, representam a energia elétrica;
- O ponto 5, líquido comprimido a 130°C.
- O ponto 11, é líquido bombeado a alta pressão para as caldeiras.

5.9.1 - CÁLCULO DAS EXERGIAS

As expressões para o cálculo das exergias são escritas em termos de exergias específicas, considerando-se como estado de equilíbrio termodinâmico o meio ambiente, a pressão de 101 kPa e temperatura de 25 °C.

As condições termodinâmicas dos pontos 1, 2, 3, 4, 8, 9 e 10 são as seguintes:

Ponto 1, 2, 3 e 4 - vapor superaquecido a 400 °C.

Ponto 8, 9 e 10 - vapor saturado na pressão de saturação.

Com as condições acima, e usando as tabelas termodinâmica dada por Moran e Shapiro (2000), determinam-se as propriedades termodinâmicas para os pontos acima.

Para o ponto 6 e 7, a exergia deste considera-se como sendo a própria potência da turbina.

A exergia para os pontos 1, 2, 3, 4, 8, 9, 10 e 11 é dada pela Equação (5.3).

Para o ponto 7, trabalho de eixo da bomba, a exergia deste ponto considera-se como sendo a própria potência da bomba.

5.9.2 - CÁLCULO DA EFICIÊNCIA EXERGÉTICA

Para a determinação do cálculo das eficiências exergéticas é usada a Equação (5.13) aplicada a cada componente do processo.

A eficiência exergética para a turbina é dada por:

$$\Psi_T = \frac{W_L}{EX_e - EX_s} \quad (5.50)$$

onde:

W_{LT} é a potência líquida da turbina, em [kW].

EX_e fluxo exergético na entrada [kW].

EX_s fluxo exergético na saída [kW].

A eficiência exergética para a bomba é dada por:

$$\Psi_B = \frac{EX_s - EX_e}{W_L} \quad (5.51)$$

W_{LB} é a potência líquida da bomba, em [kW].

EX_e fluxo exergético na entrada, em [kW].

EX_s fluxo exergético na saída, em [kW].

5.10-EFICIÊNCIA DOS EQUIPAMENTOS

A Tabela 5.24, apresenta os valores de eficiência dos equipamentos do processo.

No diagrama de Grassmann, pode-se visualizar onde ocorrem as irreversibilidades dentro de um determinado processo.

Para os coletores de água e vapor, despreza-se as perdas de cargas, por apresentarem valores insignificantes para o processo.

Tabela 5.24 – Eficiência de 2º Lei para os equipamentos do processo de geração de vapor e energia elétrica

	Subsistema	Eficiência de 2º Lei
1	Caldeira CBC I	0,3631
2	Caldeira CBC II	0,4299
3	Caldeira Zanini	0,3077
4	Caldeira CBC III	0,2324
5	Caldeira GTV	0,1844
6	Coletor de água de alimentação	1
7	Bombas e Turbinas do processo	0,6974
8	Bombas e motores do processo	0,9662
9	Coletor de vapor de alta pressão	1
10	Turbina do gerador II	0,8974
11	Turbina do gerador III	0,9708
12	Coletor de vapor de média pressão	1
13	Coletor de vapor de baixa pressão	1

O diagrama de Grassmann (Szargut et al, 1988) do processo de geração de vapor e energia elétrica, está representado na Figura 5.13.

As correntes para as caldeiras estão fora de escala, bem como as correntes do sistema de alimentação de água para caldeiras (BT eBM).

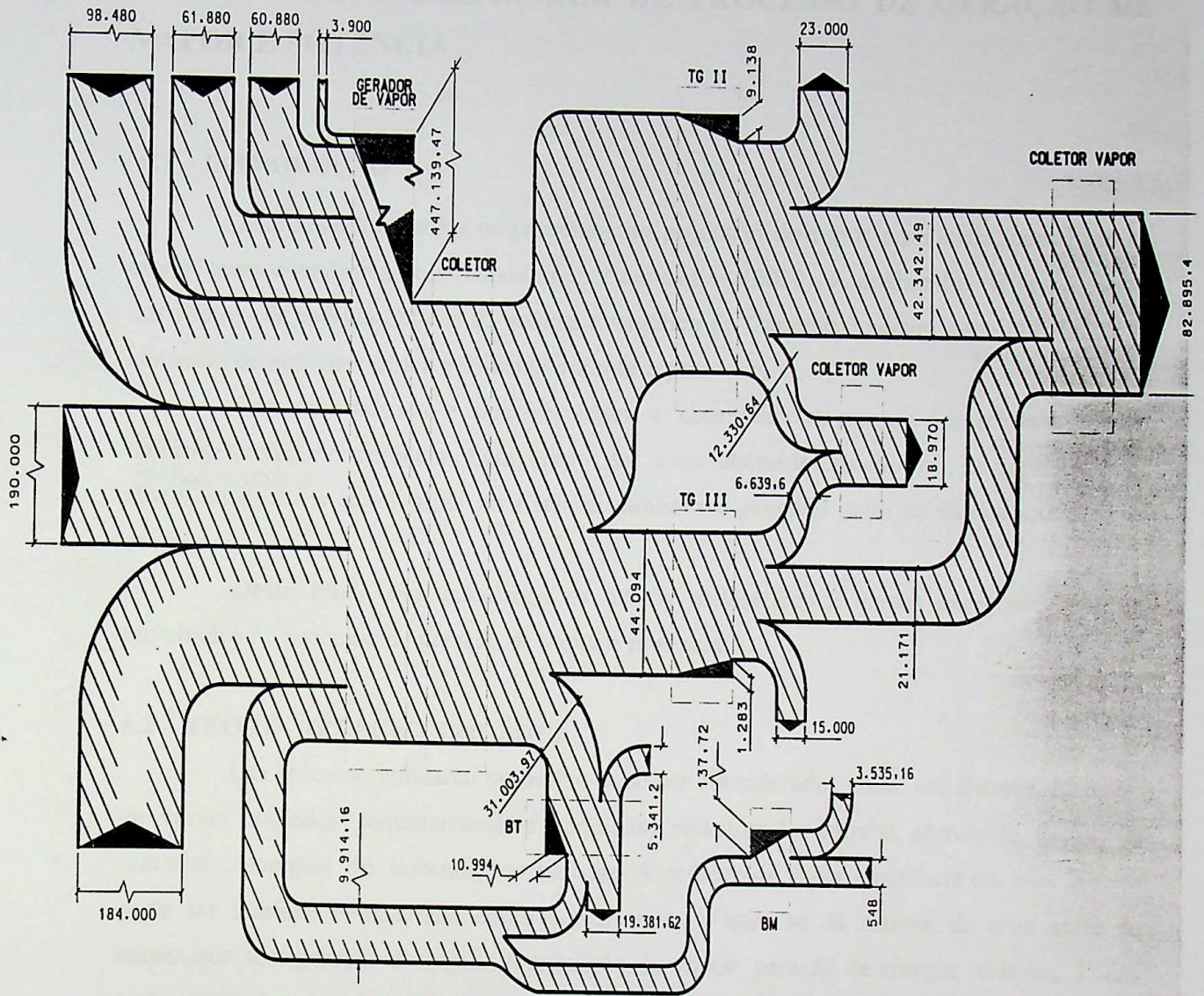


Figura 5.13 – Diagrama de Grassmann para o processo e geração de vapor e energia elétrica, com dados da exergia calculada no processo. Os valores no diagrama estão em kW.

CAPÍTULO 6

ANÁLISE TERMOECONÔMICA DE PROCESSO DE GERAÇÃO DE VAPOR E POTÊNCIA

6.1 – INTRODUÇÃO

Este capítulo analisa os processos de produção de vapor e potência, com base na teoria termoeconômica desenvolvida por Valero et al. (2000). A análise foi feita a partir dos fluxos de exergia obtidos na análise exergética do Capítulo 5, assim como, os dados de consumo de energia elétrica verificada durante o processo.

Com esse método é possível obter a quantidade de exergia necessária à geração unitária de vapor e potência, bem como de suas etapas intermediárias. Se conhecidos os custos monetários envolvidos no sistema, também é possível obter os custos unitários de produção.

Desse modo são calculados os custos exergéticos e custos exergoeconômicos, envolvidos no processo de geração de vapor e potência.

6.2 – TEORIA TERMOECONÔMICA

Um processo industrial produtivo pode ser considerado como um sistema formado de várias unidades (equipamentos e máquinas), relacionados entre si, através de fluxos de materiais, energias ou informações trocadas. A geração de vapor e potência em uma fábrica pode ser também considerada como um sistema, a qual se dá através de uma série de etapas, que são: geração de vapor, distribuição de vapor, geração de energia elétrica. Todas estas etapas desempenham funções próprias, permitindo uma análise particular de sua função dentro do processo global de produção.

A exergia como um parâmetro (uma vez definidas as condições ambientais) reflete a quantidade mínima dispendida para se obter um produto a partir do ambiente de referência. Assim, pode-se dizer que a exergia é independente do processo utilizado para a fabricação de um produto e representa um 'custo mínimo' (em termos energéticos) necessário para produzi-lo. Como todos os processos reais são irreversíveis, verificando-se destruição ou perdas de exergia, ter-se-á sempre que a exergia necessária para obter um produto funcional, denominado aqui de 'Custo Exergético' (B^*), será função do processo utilizado,

incorporando as perdas exergéticas do processo, e qualquer que seja este, o custo exergético será sempre maior que a exergia (Lozano e Valero, 1987). Assim:

$$\text{Custo Exergético} > \text{Exergia}$$

Desse modo, a otimização energética do processo deve caminhar no sentido de maximizar o valor da eficiência exergética " η ", e de minimizar o valor do custo exergético unitário " k ", cujas definições são apresentadas a seguir:

$$\eta_B = \frac{\text{Exergia}}{\text{Custo Exergético}} \quad (6.1)$$

$$k = \frac{\text{Custo Exergético}}{\text{Exergia}} \quad (6.2)$$

Para o cálculo dos Custos Exergéticos (B^*) em um sistema é necessário, inicialmente, definir os fluxos de calor, trabalho ou matéria, nos volumes de controles, representados por fluxos de materiais sólidos, gases ou energia, definindo aqueles que atuam como fontes de exergia (ou combustíveis), denominados de " RECURSOS " (F), necessários a fabricação à de um determinado " PRODUTO " (P), pelo sistema. Assim, a exergia contida em um produto obtido num sistema analisado, será dada por:

$$\text{PRODUTO (P)} = \text{RECURSOS (F)} - \text{PERDAS (L)} - \text{DESTRUIÇÃO (D)} \quad (6.3)$$

A eficiência exergética global (η_B) do processo no sistema pode ser calculadas pelas seguintes relações:

$$\eta_B = \frac{\text{UNIDADES DE PRODUTOS OBTIDOS (P)}}{\text{RECURSOS UTILIZADOS PARA OBTÊ - LOS (F)}} \quad (6.4)$$

ou da Eq. (6.3), tem-se:

$$\eta_B = 1 - \frac{\text{PERDAS (L)} + \text{DESTRUIÇÃO (D)}}{\text{RECURSOS (F)}} \quad (6.5)$$

A inversa da eficiência exergética representa o consumo de exergia requerido por uma instalação para a obtenção de um produto, representado pelo custo exergético unitário (k), o qual pode ser calculado pela relação entre:

$$k = \frac{1}{\eta_B} = \frac{\text{RECURSOS (F)}}{\text{PRODUTO (P)}} \quad (6.6)$$

$$k = 1 + \frac{\text{PERDAS (L) + DESTRUIÇÃO (D)}}{\text{PRODUTOS (P)}} \quad (6.7)$$

No processo de geração de vapor e potência são considerados como RECURSO (F): a exergia sob a forma de energia elétrica fornecida para o acionamento de motores de ventiladores, bombas, compressores e precipitadores eletrostático; a exergia fornecida pela queima de combustíveis nas caldeiras; exergia fornecida pelo sistema de alimentação de água para as caldeiras e exergia fornecida pelo vapor na geração de energia elétrica.

São considerados como PRODUTOS, a exergia do vapor de saída das caldeiras e a exergia sob a forma de energia elétrica dos geradores.

Os gases quentes que são emitidos através da chaminé da caldeira para a atmosfera sem nenhum aproveitamento, são considerados como PERDAS, e no cálculo do Custo Exergético o seu valor é considerado nulo. Igualmente o mesmo ocorre com as perdas de calor para o ambiente, pela transferência de calor através dos revestimentos de refratários das caldeiras e isolamentos das turbinas.

6.2.1 - MATRIZ DE INCIDÊNCIA E DEFINIÇÃO DE F, P, e L

Para se realizar a análise termodinâmica de uma planta ou de um processo, esta deverá definir-se previamente como um conjunto de equipamentos ou subsistemas, de tal forma que todos eles constituam a planta como um todo, e de outro conjunto de fluxos de matéria, calor e trabalho, através dos quais estes se relacionam entre si e com o entorno da planta.

Deste modo pode-se dizer que:

Sistema Energético = Subsistemas ou Equipamentos
+ Fluxos de matérias e/ou Energia

A relação entre os fluxos e subsistemas se estabelece mediante a Matriz de Incidência $A(n,m)$, na qual n representa o número de subsistema e m o número de fluxos

(Valero et al. , 1987). A Figura 6.1 apresenta um exemplo de um sistema energético genérico, com os respectivos subsistemas e fluxos correspondentemente.

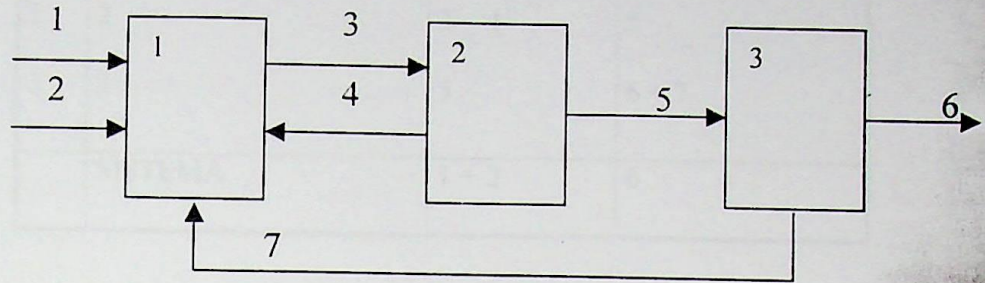


Figura 6.1 – Esquema de um sistema energético genérico.

A Tabela 6.1 representa a matriz do sistema energético genérico, na qual os elementos da matriz a_{ij} tomam o valor de +1 se o fluxo j entra no subsistema i , e de -1, se o abandona, sendo 0, se não existe relação física entre eles. Desta forma, fica caracterizada a estrutura física da planta.

Tabela 6.1 – Matriz de Incidência do Sistema Genérico apresentado.

Fluxos	1	2	3	4	5	6	7
Subsistemas							
1	1	1	-1	1	0	0	1
2	0	0	1	-1	-1	0	0
3	0	0	0	0	1	-1	-1
SISTEMA	1	1	0	0	0	-1	0

A estrutura produtiva do Sistema apresentado na Fig. 6.1 é apresentado na Tabela 6.2, onde são identificados os fluxos de RECURSOS e de PRODUTO.

Tabela 6.2 – Estrutura Produtiva de um Sistema Genérico

i	SUBSISTEMA	FUEL (L)	PRODUTO (P)
1	1	1 + 2 + 7	3 - 4
2	2	3 - 4	5
3	3	5	6 + 7
	SISTEMA	1 + 2	6

Em caso de funcionamento do regime permanente, os balanços de, energia e exergia é dado por:

$$A \times M = 0, \quad A \times E = 0 \quad \text{e} \quad A \times B = D,$$

onde M, E e B são vetores coluna de dimensão (m), cujos elementos correspondem, respectivamente, à massa, energia e exergia dos fluxos.

Quando o elemento j dos vetores M, E, e B corresponde a um fluxo de massa: M_j – representa a massa; E_j – representa a energia $(h_j - h_{j,o})$; B_j – a exergia $(\Delta h_j - T_o \cdot \Delta s_j)$. Se o elemento j corresponde a um fluxo de calor ou trabalho, então: $M_j = 0$, E_j é Q_j ou W_j e B_j é $Q_j (1 - T_o/T_j)$ ou W_j . O elemento D_i do vetor D de dimensão (n) representa a exergia destruída no equipamento i, sendo a causa das irreversibilidades internas (Losano e Valero, 1988).

Em forma matricial, a definição F-P-L do conjunto de equipamentos deverá cumprir a condição:

$$F - P - L = D$$

e como $A \times B = D$, as novas matrizes. A_F , A_P e A_L , podem ser definidas como apresentado a seguir, onde:

$$A_F \times B = F$$

$$A_P \times B = P$$

$$A_L \times B = L$$

e devem satisfazer necessariamente a igualdade: $A = A_F - A_P - A_L$

Em todas as condições de operação deve-se garantir que:

$$P \geq 0 \quad F \geq 0 \quad L \geq 0 \quad P \leq F \quad 0 \leq \eta_B \leq 1$$

6.2.2 – REGRA DE ATRIBUIÇÃO DE CUSTOS

Valero et al. (1986), Torres e Valero (2001), formularam um procedimento para atribuição de custos, baseados unicamente na termodinâmica. As bases de seu método são transcritas a seguir:

-O custo exerético de um Fluxo (B^*), Recurso (F^*) ou Produto (P^*), é a quantidade real de exergia que tenha sido necessário para produzi-lo.

- Uma análise detalhada da natureza do processo e definição de F-P-L permite resolver o problema de atribuição de custos.

- O custos exeréticos dos fluxos de entrada em um equipamento deve ser repercutido nos fluxos úteis que deixam o mesmo.

Desta forma, Valero definiu algumas preposições básicas para o problema de atribuição de custos, são elas:

PROPOSIÇÃO 1: O custo exerético é uma propriedade conservativa e portanto, $\sum B^* = 0$

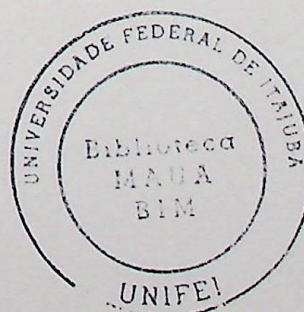
PROPOSIÇÃO 2: Para as componentes múltiplas do combustível total de um subsistema, o custo exerético unitário dos fluxos de saída deve ser igual ao dos fluxos de entradas.

PROPOSIÇÃO 3: Se um subsistema tem um produto total formado por vários componentes, então todas elas terão o mesmo custo exerético.

PROPOSIÇÃO 4: Se uma componente do produto tiver vários fluxos de saída, a todos eles se atribuirá o mesmo custo exerético unitário.

PROPOSIÇÃO 5: Na ausência de uma atribuição externa aos fluxos de perdas do sistema, deve-se lhes atribuir um custo exerético nulo uma vez que não tem utilidade posterior.

PROPOSIÇÃO 6: Na ausência de um valor externo, o custo exerético dos fluxos de entrada ao sistema é igual a sua exergia. Se o fluxo j que entra em qualquer um dos subsistemas, externo à fronteira definida para o sistema, ou seja proveniente do entorno, ou de outro subsistema, então: $B_j^* = B_j$.



Considerando um sistema constituído de vários subsistemas, o balanço de custos exergéticos, baseado na preposição 1, dos (n) subsistemas que o constituem corresponderá ao sistema de equações:

$$A \times B^* = 0$$

Uma vez que o número de fluxos (m) é sempre maior que o número de subsistemas (n), a matriz A necessitará de (m-n) equações para a resolução do problema de atribuição de custos exergéticos todos os fluxos. Deve então ser determinada uma matriz α (m-n,m) e um vetor coluna ω (m-n) que satisfaça a:

$$\alpha \times B^* = \omega$$

Assim, o sistema de equações necessário ao cálculo dos custos exergéticos será dado por:

$$\begin{bmatrix} A \\ \dots \\ \alpha \end{bmatrix} \times B^* = \begin{bmatrix} 0 \\ \dots \\ \omega \end{bmatrix}$$

A matriz α e o vetor coluna ω são determinado segundo as regras de atribuição de custos antes mencionados:

Definindo:

$$A = \begin{bmatrix} A \\ \dots \\ \alpha \end{bmatrix} \quad Y = \begin{bmatrix} -Y^* \\ \dots \\ \omega \end{bmatrix}$$

Fazendo $Y^* = 0$, o sistema pode ser escrito de uma forma mais compacta em que:

$$A \times B^* = Y^*$$

Com isto, a matriz será agora de dimensões (m,m), tendo, portanto, uma solução única.

Sendo conhecido os valores das exergias dos m fluxos, a resolução do sistema dependerá da atribuição externa de valores ao vetor coluna Y^* , para que os custos exergéticos dos fluxos do sistema possam ser conhecidos.

Outros valores podem ser calculados a partir da obtenção dos custos exergéticos para um dado sistema, os quais são listados abaixo (Valero et al., 1993):

- custo exergetico unitario, dado por:

$$K_i \cdot = \frac{B_i \cdot}{B_i} \quad (6.8)$$

irreversibilidade do sistema:

$$I_i = F_i - P_i \quad (6.9)$$

A porcentagem de irreversibilidade gerada no subsistema em relação ao total de Recursos introduzido no sistema global:

$$\delta = \frac{I_i}{F_T} \quad (6.10)$$

custo exergetico unitario do RECURSO (FUEL):

$$K_{F_i} \cdot = \frac{F_i \cdot}{F_i} \quad (6.11)$$

custo exergetico unitario do PRODUTO:

$$K_{P_i} \cdot = \frac{P_i \cdot}{P_i} \quad (6.12)$$

6.2.3 – CUSTOS EXERGOECONÔMICOS

O cálculo dos custos monetários de um sistema ou planta industrial envolvidos no processo de produção possui grande importância, principalmente, quando estes custos podem ser calculados nos vários sub-sistemas ou equipamentos que constituem o sistema ou planta industrial.

Com base na mesma teoria anteriormente discutida, pode-se definir ainda um outro custo, chamado de custo exergoeconômico (II), que representa a soma das contribuições de diversos fluxos de exergia (B) na constituição do custo monetário de um dado produto. Assim, o custo exergetico (B^*) representa a quantidade de exergia gasta para produzir um determinado produto, e o custo exergoeconômico, os custos monetários originados no processo produtivo, associando na sua obtenção, não apenas o custo de energéticos, como também de capital, operação, manutenção, etc.

Conforme a teoria de Valero et al. (1986), a matriz $A(m,m)$ definida previamente para o cálculos dos custos exergeticos (B^*), multiplicada pelo vetor coluna II, que representa os custos exergoeconômicos a serem calculados, será igual ao vetor coluna Z, que contém

as atribuições econômicas externas para os fluxos de matéria, calor ou trabalho do sistema analisado. Assim:

$$A \times II = Z$$

cujo incógnitas, II_j , são os custos exergoeconômicos dos m fluxos.

$$Z = \begin{bmatrix} -Z \\ \dots\dots \\ \omega_z \end{bmatrix}$$

O vetor ω_z é a atribuição externa de valores econômicos aos fluxos de entrada do sistema ou daquelas saídas que não formam o produto total. Já o vetor $-Z$ engloba os custos de capital, manutenção, amortizações, pessoal, etc.

6.3 – ANÁLISE TERMOECONÔMICA DO PROCESSO DE GERAÇÃO DE VAPOR E POTÊNCIA

A Figura 6.2 apresenta um esquema com a estrutura física e os valores de exergia de cada fluxo. A identificação de vários fluxos envolvida no processo é apresentada na Tabela 6.3, e a identificação da estrutura produtiva na Tabela 6.4. Cabe ainda salientar que o consumo de energia relativo ao acionamento dos ventiladores, compressores, bombas e precipitadores eletrostático foram somados, segundo cada qual, em seu subsistema, apresentada na Figura 6.2.

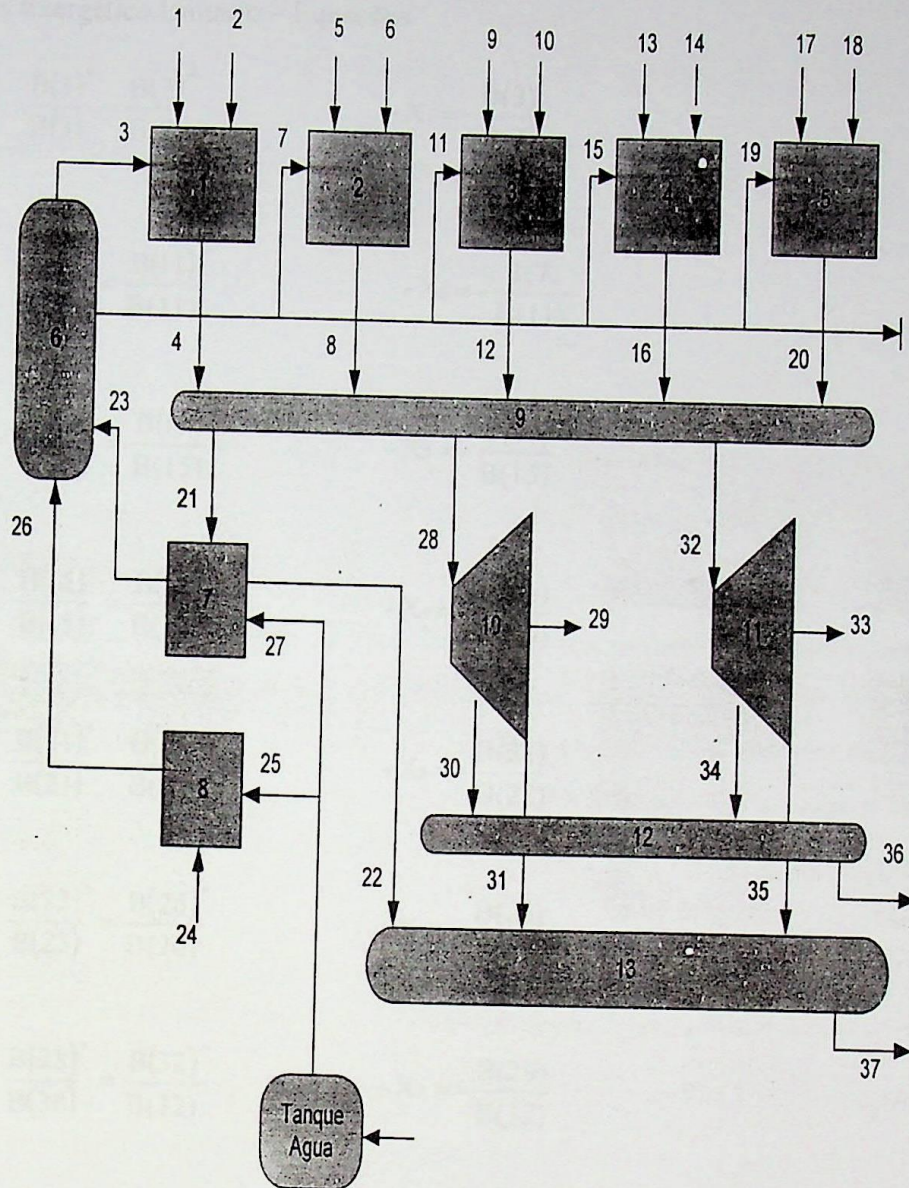


Figura 6.2 – Esquema da estrutura física de operação do processo

Os Volumes de Controle 1, 2, 3, 4, 5 são correspondente às caldeiras, 6 representa o coletor de água das bombas, 7 representa as bombas acionada pelas turbinas, 8 representa as bombas de alimentação das caldeiras acionada por motores elétricos, 9, 12 e 13 representam os coletores de vapor, 10 e 11 representam os turbo-geradores.

Com base na teoria termoeconômica e nas regras de atribuições de custos, obtém-se a matriz de incidência $[A]$, e o vetor coluna $[Y_1^*]$ os quais são apresentados em seguida, juntamente com as equações de atribuições de valores de custos unitários.

• Custos Exergético Unitário – Equações

$$\frac{B(3)^*}{B(3)} = \frac{B(7)^*}{B(7)} \quad -X_1 = -\frac{B(3)}{B(7)} \quad (6.13)$$

$$\frac{B(7)^*}{B(7)} = \frac{B(11)^*}{B(11)} \quad -X_2 = -\frac{B(7)}{B(11)} \quad (6.14)$$

$$\frac{B(11)^*}{B(11)} = \frac{B(15)^*}{B(15)} \quad -X_3 = -\frac{B(11)}{B(15)} \quad (6.15)$$

$$\frac{B(15)^*}{B(15)} = \frac{B(19)^*}{B(19)} \quad -X_4 = -\frac{B(15)}{B(19)} \quad (6.16)$$

$$\frac{B(21)^*}{B(21)} = \frac{B(28)^*}{B(28)} \quad -X_5 = -\frac{B(21)}{B(28)} \quad (6.17)$$

$$\frac{B(23)^*}{B(23)} = \frac{B(26)^*}{B(26)} \quad -X_6 = -\frac{B(23)}{B(26)} \quad (6.18)$$

$$\frac{B(28)^*}{B(28)} = \frac{B(32)^*}{B(32)} \quad -X_7 = -\frac{B(28)}{B(32)} \quad (6.19)$$

$$\frac{B(29)^*}{B(29)} = \frac{B(30)^*}{B(30)} \quad -X_8 = -\frac{B(29)}{B(30)} \quad (6.20)$$

$$\frac{B(30)^*}{B(30)} = \frac{B(31)^*}{B(31)} \quad -X_9 = -\frac{B(30)}{B(31)} \quad (6.21)$$

$$\frac{B(33)^*}{B(33)} = \frac{B(34)^*}{B(34)} \quad -X_{10} = -\frac{B(33)}{B(34)} \quad (6.22)$$

$$\frac{B(34)^*}{B(34)} = \frac{B(35)^*}{B(35)} \quad -X_{11} = -\frac{B(34)}{B(35)} \quad (6.23)$$

O vetor coluna Y^* , que representa os valores externos dados para os fluxos de entrada do processo, representado pelos fluxos de matéria, e energia elétrica e térmica (oriundo da queima de combustíveis), onde:

$$W_1=B(1); W_2=B(2); W_3=B(5); W_4=B(6); W_5=B(9); W_6=B(10)$$

$$W_7=B(13); W_8=B(14); W_9=B(17); W_{10}=B(18); W_{11}=B(22)$$

$$W_{12}=B(24); W_{13}=B(25).$$

Substituindo os valores calculados para os fluxos de exergia nos vários pontos do sistema representado na Figura 6.2, no vetor coluna $[Y^*_1]$ e também nos coeficientes apresentados na matriz $[A_1]$, resolvendo o sistema de equações através do método de inversão de matriz (Wolfram, 1991, apud Silva, 1994), chegou-se aos valores apresentados na Tabela 6.5. Os valores para os custos Exergéticos (B^*) encontrados na Tabela 6.5 foram calculados por:

$$A^{-1} \times Y^* = B^*$$

Os valores de eficiência e custo unitário apresentado na Tabela 6.6 foram calculados com base nas definições dos fluxos que correspondem a RECURSOS e PRODUTO, conforme descrito na Tabela 6.4. O rendimento exergético foi calculado segundo a Eq. (6.4), considerando os fluxos de Exergia (B) e o custo exergético unitário (k), conforme a Eq. (6.6). Os demais valores foram calculados conforme definição apresentada pelas Equações (6.8), (6.9), (6.10), (6.11), (6.12).

Tabela 6.3 – Descrição dos fluxos no processo

FLUXOS	DESCRIÇÃO DOS FLUXOS
1	Entrada de combustível (ÓLEO)
2	Energia elétrica- acionamento de motores de ventiladores
3	Entrada de água de alimentação para caldeira
4	Saída de vapor da caldeira CBC I
5	Entrada de combustível (Gás)
6	Energia elétrica- acionamento de motores de ventiladores
7	Entrada de água de alimentação para caldeira
8	Saída de vapor da caldeira CBC II
9	Entrada de combustível (Biomassa)
10	Energia elétrica- acionamento de motores de ventiladores, Precipitadores
11	Entrada de água de alimentação para caldeira
12	Saída de vapor da caldeira Zanini
13	Entrada de combustível (Licor preto) CBC III
14	Energia elétrica- acionamento de motores de ventiladores, Precipitadores
15	Entrada de água de alimentação para caldeira
16	Saída de vapor da caldeira CBC III
17	Entrada de combustível (Licor preto) GTV
18	Energia elétrica- acionamento de motores de ventiladores, Precipitadores
19	Entrada de água de alimentação para caldeira
20	Saída de vapor da caldeira GTV
21	Entrada de vapor nas turbinas de acionamento de equipamentos
22	Saída de vapor das turbinas de acionamento de equipamentos
23	Saída de água das bombas das caldeiras
24	Energia elétrica- acionamento de bombas , motores , ventiladores e compres.
25	Entrada de água das bombas de alimentação das caldeiras
26	Saída de água de alimentação das caldeiras
27	Entrada de água de alimentação nas bombas elétricas para caldeira
28	Entrada de vapor na turbina do Gerador II
29	Energia elétrica- Energia fornecida pelo gerador II
30	Saída de vapor de média pressão da turbina do gerador II
31	Saída de vapor de baixa pressão da turbina do gerador II
32	Entrada de vapor da turbina do gerador III
33	Energia elétrica- energia fornecida pelo gerador III
34	Saída de vapor de média pressão da turbina do gerador III
35	Saída de vapor de baixa pressão da turbina do gerador III
36	Saída de vapor do coletor de média pressão para o processo.
37	Saída de vapor do coletor de baixa pressão para o processo.

Tabela 6.4 – Definição de RECURSOS, PRODUTO e PERDAS no Processo

	SUBSISTEMA	FUEL (F)	PRODUTO (P)	PERDAS (L)
1	Caldeira CBC I	1+2 +3	4	
2	Caldeira CBC II	5+6 +7	8	
3	Caldeira Zanini	9+10 +11	12	
4	Caldeira CBC III	13+14 +15	16	
5	Caldeira GTV	17+18 +19	20	
6	Coletor de água de alimentação	(26+23)	3+7+11+15+19	
7	Bombas e Turbinas do processo	21 + 27	22 + 23	
8	Bombas e motores do processo	24 + 25	26	
9	Coletor de vapor de alta pressão	4+8+12+16+20	21+28+32	
10	Turbina do gerador II	28	29+30+31	
11	Turbina do gerador III	32	33+34+35	
12	Coletor de vapor de média pressão	30+34	36	
13	Coletor de vapor de baixa pressão	22+31+35	37	
	PLANTA	1+5+9+13+17	4+8+12+16+20 +29+33	

Baseado em definições anteriores, obteve-se a matriz $[A_1]$ e o vetor coluna Y_1^* , os quais são apresentados na matriz representada na Eq. 6.24.

As treze primeiras linhas da matriz correspondem aos fluxos de entrada e saída dos volumes de controle. Da décima quarta à vigésima sexta linha estão representado os fluxos correspondentes às atribuições externas de exergia. Da vigésima sétima à trigésima sétima linha correspondem a bifurcações de contorno de correntes no interior do sistema.

Tabela 6.5 – Resultado do cálculo de fluxos de Exergia Custo Exergéticos e Custo Exergético Unitário

FLUXOS	Exergia (B) [kW]	Custo Exergético (B*)	$K^* = (B^*/B)$
1	73.286,52	73.286,52	1
2	480,00	480,00	1
3	1.420,36	1.817,96	1,2799
4	23.707,25	75.854	3,1881
5	61.896,18	61.896,18	1
6	440,00	440,00	1
7	1.317,63	2.070,45	1,2799
8	27.094,58	64.390,4	2,376
9	98.480,00	98.480,00	1
10	2.200,00	2.200,00	1
11	1.811,47	2.318,55	1,2799
12	30.481,40	102.711,00	3,3499
13	190.000,00	190.000,00	1
14	390,00	390,00	1
15	2.644,19	3.384,38	1,2799
16	44.029,40	180.226	4,0933
17	184.000,00	184.000	1
18	390,00	390,00	1
19	2.012,74	2.576,17	1,2799
20	33.773,94	95.443	2,8259
21	30.481,25	98.409,10	3,2285
22	19.054,62	19.054,62	1
23	5.433,84	7.300,50	1,3435
24	548,00	548,00	1
25	4.319	4.319	1
26	3.622,55	4.867,00	1,3435
27	6.479,48	110.159,00	17,0012
28	86.811,38	280.272	3,2285
29	23.000,00	82.988,00	3,608173
30	12.330,64	44.492,80	3,608212
31	42.343,60	152.791,00	3,0083
32	43.351,11	139.960,00	3,228521
33	15.000,00	49.037,00	3,2691
34	6.639,57	21.706,4	3,1885
35	21.171,80	69.216,90	3,2692
36	18.970,21	66.199,20	3,4896
37	63.515,41	222.008,00	2,68872

Tabela 6.6 – Resultado do Cálculo de Eficiências e Custos nos Subsistemas do Processo.

	RECURSOS [KW]	PRODUTO [KW]	IRREV. [KW]	η_B	k	δ	K^*_{Fi}	K^*_{Pi}
1	75.186,88	23.707,75	51.479,13	0,3153	3,171	0,0487	1,005	3,131
2	63.953,81	27.094,58	36.859,23	0,4236	2,360	0,0349	1,007	2,37
3	102.492,47	30.480,40	72.011,07	0,2974	3,362	0,0681	1,002	3,37
4	193.034,19	44.029,4	149.004,79	0,2280	4,384	0,1411	1,003	4,09
5	186.402,74	33.773,94	152.628,8	0,1811	5,519	0,144	1,001	2,825
6	9.056,39	9.056,39	0	1	1	-	1,343	1,205
7	30.187,23	24.488,46	5.698,77	0,8112	1,232	0,00539	5,64	1,076
8	4.867,65	3.622,55	124,1	0,7442	1,343	0,0001	1	1,3435
9	159.087,07	159.087,07	-	1	1	--	3,25	3,228
10	86.811,13	77.673,13	9.138,00	0,8947	1,117	0,0098	3,22	3,608
11	43.351,11	42.811,37	539,74	0,9875	1,012	0,00051	3,22	3,269
12	18.970,21	18.970,21	0	1	1	-	3,489	3,489
13	82.570,02	82.570,02	0	1	1	-	3,495	2,688

* Foram consideradas desprezíveis as perdas de cargas para os equipamentos 6, 9, 12, e 13, pois são coletores de água e vapor e as entalpias de entradas e saídas são iguais.

Substituindo na Figura 6.2 e com base nos valores calculados, o valor das exergias de cada corrente, conforme consta na Tabela 6.4, obteve-se a Figura 6.3 que facilita o cálculo da eficiência da 2ª Lei apresentado no item 6.2

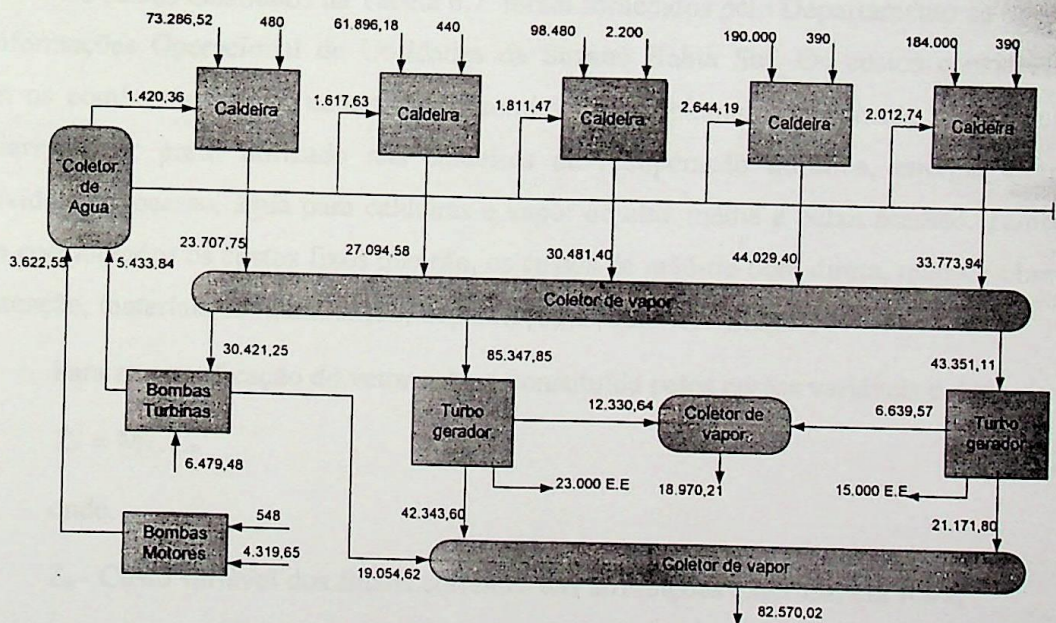


Figura 6.3 – Fluxograma simplificado do processo de geração de vapor e energia elétrica, apresentando as exergias, em kW.

6.4 – CUSTOS EXERGOECONÔMICO PARA O PROCESSO DE GERAÇÃO DE VAPOR E POTÊNCIA

O cálculo dos custos monetários de um sistema ou planta industrial envolvidos no processo de produção possui grande importância, principalmente, quando estes custos podem ser calculados nos vários subsistemas ou equipamentos que consistem o sistema ou planta industrial (Silva, 1994).

Para a composição dos custos exergoeconômicos, Valero et al. (1986) utiliza a matriz A, definida anteriormente para o cálculo dos custos exergéticos, multiplicada pelo vetor coluna II, que representa os custos exergoeconômicos a serem calculados, igualando ao vetor coluna Z, constituído pelas atribuições econômicas externas para os fluxos do sistema em estudo.

Deste modo, tem-se:

$$[A] \cdot [II] = [Z] \quad (6.25)$$

O sistema, indicado pela Eq. (6.25), que tem como incógnita a matriz [II], é resolvido pelo método de inversão de matrizes (Wolfram, 1991, apud Silva, 1994), já citado no item 6.2, para a resolução da Eq. (6.24).

Os custos mostrados na Tabela 6.7 foram fornecidos pelo Departamento de Sistema de Informações Operacional de Utilidades da Suzano Bahia Sul. Os custos considerados foram os combustíveis, gás natural, óleo combustível e biomassa utilizada nas caldeiras auxiliares, licor preto utilizado nas caldeiras de recuperação química, energia elétrica envolvida no processo, água para caldeiras e vapor de alta, média e baixa pressão. Também foram considerados os custos fixos que são, os custos de mão-de-obra direta, mão-de-obra de manutenção, materiais de manutenção, depreciação e custo fixo indireto.

Para a quantificação do vetor coluna constituída pelos custos variáveis é dada por:

$$Z_n = M_n \cdot C_n \quad (6.26)$$

onde,

Z_n - Custo variável dos fluxos correntes das atribuições externas, em R\$/s;

M_n - Fluxos de massa e energia das correntes das atribuições externas;

C_n - Custo unitário dos fluxos correntes das atribuições externas.

A Tabela 6.7 apresenta os valores dos custos variáveis das correntes de atribuições externas calculada pela Eq. (6.26), também apresenta os custos unitários dos respectivos fluxos. Os valores dos custo unitário e fluxo das correntes, foram obtidas do sistema digital de controle distribuído e relatórios. O custo variável foi obtido pela Equação (6.26).

Tabela 6.7 – Tabela do custo variável dos recursos externos ao sistemas

Recursos externos Z	Custo Unitário Variável	Fluxo das correntes	Custo variável Total [R\$/s]
Z ₁ Óleo combustível	0,3401 [R\$/kg]	1,625 [kg/s]	0,5526625
Z ₂ E. elétrica	68,07 [R\$/MWh]	0,448 [MW]	0,00847093
Z ₅ Gás natural	0,2799 [R\$/m ³]	1,7416 [m ³ /s]	0,48747384
Z ₆ E. elétrica	68,07 [R\$/MWh]	0,44 [MW]	0,00831966
Z ₉ Combustível Biomassa + Óleo combustível	22,50 [R\$/st] 0,3379 [R\$/kg]	0,01620 [st/s] 0,62 [kg/s]	0,364353 0,209498
Z ₁₀ . Energia elétrica	63,7829 [R\$/MWh]	3,21 [MW]	0,056873
Z ₁₃ Combustível Licor	110 [R\$/t]	0,009531 [t/s]	0,9531
Z ₁₄ Energia elétrica	68 [R\$/MWh]	0,390 [MW]	0,00736
Z ₁₇ Combustível Licor	110 [R\$/t]	0,009208 [t/s]	0,9531
Z ₁₈ Energia elétrica	68 [R\$/MWh]	0,390 [MW]	0,00736
Z ₂₂ Vapor de contra-pressão	0,0302 [R\$/kg]	25 [kg/s]	0,755
Z ₂₄ Energia elétrica motores	68,07 [R\$/MWh]	1,16 [MW]	0,0219336
Z ₂₅ Agua desmineralizada	0,31 [R\$/m ³]	0,0888 [m ³ /s]	0,0275

A Tabela 6.8 apresenta os valores unitários fixos, que relaciona os custos de manutenção, mão-de-obra direta, material de manutenção, custo fixo indireto e depreciação aos equipamentos considerados neste estudo. Estes valores estão representados no vetor Z , na linha da matriz A de 1 a 13. Estes valores foram obtidos dos relatórios do sistema operacional da Cia Suzano.

Tabela 6.8 – Custos Fixos relacionados aos equipamentos, fornecidos pela companhia.

Equipamentos	Custo Fixo [R\$/Mês]	Custo Fixo [R\$/s]
1- CBC I	85.000,00	0,03279
2 – CBC II	78.000,00	0,03009
3 – ZANINI	275.000,00	0,10609
4 – CBC III	310.000,00	0,119598
5 – GTV	301.000,00	0,116126
7 – Bombas acionadas por Turbinas	119.000,00	0,04591
8 – Bombas acionada por motores	119.000,00	0,04591
10 – TG II	277.000,00	0,10686
11- TG III	185.000,00	0,0737

Nota: Estes valores são referentes ao mês de agosto de 2001.

Para realização dos cálculos exergoeconômicos do processo utiliza-se o sistema indicado na Eq. (6.25), na qual a matriz A é a própria matriz apresentada no item 6.2, a matriz $[II]$, representa os custos exergoeconômico do processo, constituindo o valor incógnito e a matriz $[Z]$ é composta pelas atribuições de recursos externos ao sistema e custo fixos atribuídos aos equipamentos do processo, listados na Tabela 6.7 e 6.

Desde modo, monta-se o sistema $[A] \cdot [II] = [Z]$, indicado pela Eq. 6.25

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	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37						
1	1	1	1	-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	0	0	0	0	0	0	0	x	[Π_1] = [0.03279]			
2	0	0	0	0	1	1	1	-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	0	0	0	0	x	[Π_2] = 0.03009]		
3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	1	1	-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	x	[Π_3] = [0.10609]	
4	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	1	1	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	x	[Π_4] = [0.119598]	
5	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	1	1	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	x	[Π_5] = [0.116126]	
6	0	0	-1	0	0	0	-1	0	0	0	-1	0	0	0	-1	0	0	0	1	0	0	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	x	[Π_6] = [0.0000000]	
7	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	1	-1	0	0	0	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	x	[Π_7] = [0.04591]	
8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	1	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	x	[Π_8] = [0.04591]	
9	0	0	0	1	0	0	0	1	0	0	0	1	0	0	0	1	0	0	0	1	-1	0	0	0	0	0	0	-1	0	0	0	-1	0	0	0	0	0	0	0	x	[Π_9] = [0.0000000]	
10	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	0	1	-1	-1	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	x	[Π_{10}] = [0.10686]	
11	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	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	x	[Π_{11}] = [0.0737]	
12	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	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	x	[Π_{12}] = [0.0000000]	
13	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	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	x	[Π_{13}] = [0.0000000]	
14	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	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	x	[Π_{14}] = [0.5526625]	
15	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	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	x	[Π_{15}] = [0.0084709]	
16	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	0	0	0	0	0	0	0	0	x	[Π_{16}] = [0.48747384]	
17	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	0	0	0	0	0	0	0	0	x	[Π_{17}] = [0.00831966]	
18	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	0	0	0	0	0	x	[Π_{18}] = [0.266208]	
19	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	0	0	0	0	x	[Π_{19}] = [0.05687]
20	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	x	[Π_{20}] = [0.9531]
21	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	x	[Π_{21}] = [0.00736]
22	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	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	x	[Π_{22}] = [0.9531]
23	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	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	x	[Π_{23}] = [0.00736]
24	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	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	x	[Π_{24}] = 0.7550000]
25	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	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	x	[Π_{25}] = [0.0219336]
26	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	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	x	[Π_{26}] = [0.0275]
27	0	0	1	0	0	0	-x 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	0	0	0	0	0	0	x	[Π_{27}] = [0.0000000]	
28	0	0	0	0	0	0	1	0	0	0	-x ₂	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	0	0	0	x	[Π_{28}] = [0.0000000]
29	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	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	x	[Π_{29}] = [0.0000000]
30	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	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	x	[Π_{30}] = [0.0000000]
31	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	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	x	[Π_{31}] = [0.0000000]
32	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	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	x	[Π_{32}] = [0.0000000]
33	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	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	x	[Π_{33}] = [0.0000000]
34	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	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	x	[Π_{34}] = [0.0000000]
35	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	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	x	[Π_{35}] = [0.0000000]
36	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	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	x	[Π_{36}] = [0.0000000]
37	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	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	x	[Π_{37}] = [0.0000000]

Tabela 6.9 - Resultado dos cálculos dos custos exergoeconômicos da produção de vapor e energia.

Fluxos das correntes	Custos Exerg [R\$/s]	Custo [R\$/s]	Exergia [kW]
1 - Óleo combustível da caldeira CBC I	0,55266200	0,327900	60.880,00
2 - Energia elétrica de motores CBCI	0,0084709	0,030090	480,00
3 - Água de alimentação para caldeira	0,00137117	0,106090	1.453,8
4 - Saída de vapor da caldeira CBC I	0,23460500	0,119598	24114,20
5 - Gás natural para caldeira CBC II	0,48747400	0,116126	61.800,00
6 - Energia elétrica de motores CBC II	0,00831900	0	440,00
7 - Água de alimentação para caldeiras	0,00149700	0,045910	1.773,47
8 - Saída de vapor da caldeira CBC II	0,46738600	0,045910	27559,09
9 - Combustível para caldeira de biomassa Zanini	0,57370000	0	98.480,00
10 - Energia elétrica de motores Zanini	0,05687300	0,106860	2.200,00
11 - Água de alimentação para caldeira Zanini	0,00167600	0,073700	2.054,25
12 - Saída de vapor da caldeira Zanini	0,52631200	0	31.003,97
13 - Combustível Licor preto para caldeira CBC III	0,95310000	0	190.000,00
14 - Energia elétrica de motores CBC III	0,00736000	0,5526625	390,00
15 - Água de alimentação para caldeira CBC III	0,00244700	0,0084709	2.269,02
16 - Saída de vapor da caldeira CBC III	1,06289000	0,4874730	434783,51
17 - Combustível Licor preto para caldeira GTV	0,95310000	0,0083196	184.000,00
18 - Energia elétrica para precipitador	0,00736000	0,5738000	390,00
19 - Água de alimentação para caldeira	0,00186300	0,0568730	2.358,58
20 - Saída de vapor da caldeira GTV	0,66842700	0,9531000	34.448,86
21 - Vapor para turbinas de acionamento de bombas, ventilador	0,53152400	0,0073600	31.003,97
22 - Saída de vapor das turbinas de acionamento	0,75500000	0,9531000	19.3381,62
23 - Saída de água das bombas das caldeiras	0,00528000	0,0073600	5.968,72
24 - Energia elétrica de acionamento de motor, ventilador etc	0,02193360	0,7550000	548
25 - Entrada de água da bomba s de alimentação das caldeiras	0,02750000	0,0219336	3.535,16
26 - Saída de água de alimentação das bombas	0,00352360	0,0275000	3.945,44
27 - Água de alimentação nas bombas de acionamento elétrico	1,26533000	0	5.341,28
28 - Entrada de vapor na turbina do gerador II	1,59924000	0	86.811,13
29 - Energia elétrica fornecida pelo gerador II	0,44190700	0	23.000,00
30 - Saída de vapor de média pressão da turbina do gerador II	0,23691300	0	12.330,64
31 - Saída de vapor de baixa pressão da turbina do gerador II	0,81355600	0	42.342,49
32 - Entrada de vapor da turbina do gerador III	0,79861600	0	44.094,54
33 - Energia elétrica fornecida pelo gerador III	0,25399200	0	15.000,00
34 - Saída de vapor de média pressão da turbina do gerador III	0,11242600	0	6.639,57
35 - Saída de vapor de baixa pressão da turbina do gerador III	0,35849800	0	21.171,24
36 - Saída do vapor de média pressão para o processo	0,34934000	0	189701,21
37 - Saída de vapor para processo	1,17205000	0	82.895,35

As Tabelas 6.10 e 6.11 apresentam os resultados dos cálculos exergoeconômicos para os geradores de vapor e para os turbos geradores de energia elétrica.

Tabela 6.10 - Valores dos custos exergoeconômicos do processo de geração de vapor, calculados em toneladas de vapor

Equipamentos	Custo exergoeconômico [R\$/t]	Produção de vapor [t/h]
CBC I	12,06	70
CBC II	21,03	80
CBC III	29,43	140
GTV	20,67	100
ZANINI	21,02	90

Tabela 6.11 - Custos exergoeconômicos do processo de geração de energia elétrica e vapor de média e baixa pressão, obtidos pela turbina a vapor.

CORRENTE	TURBO-GERADOR II		TURBO-GERADOR III	
	Custo exergoeconômico	Produção	Custo exergoeconômico	Produção
Energia elétrica	73,10 [R\$/MWh]	23.000 [kWh]	67,00 [R\$/MWh]	15.000 [kWh]
Vapor média	17,32 [R\$/t]	52 [t/h]	14,22 [R\$/t]	28 [t/h]
Vapor baixa	13,20 [R\$/t]	200 [t/h]	13,49 [R\$/t]	100 [t/h]

Nas Tabelas 6.12 e 6.13 apresentam-se os custos exergoeconômicos calculados, comparando os valores obtidos com os valores reais retirados dos relatórios da companhia.

Tabela 6.12- Resultado dos custos exergoeconômicos para o vapor superaquecido.

Equipamentos	Custo exergoeconômico do vapor superaquecido	
	Custo calculado [R\$/t]	Custo Real [R\$/t]
CBC I E CBC II	33,09	23,47
CBC III e GTV	50,10	50,00
ZANINI	21,02	28,05

Valores apresentados nesta tabela foram obtidos dos relatórios extraídos em 2001.

Tabela 6.13- Resultado dos custos exergoeconômicos da energia elétrica gerada e vapor de média e baixa pressão.

Equipamentos	Custo exergoeconômico da energia elétrica e vapor de média e baixa pressão	
	Custo calculado	Custo Real
TG II	73,10 R\$/MWh	64,53 R\$/MWh
TG III	67,00 R\$/MWh	64,53 R\$/MWh
Vapor de média	31,54 R\$/t	32,32 R\$/t
Vapor de Baixa	26,69 R\$/t	39,27 R\$/t

Valores apresentados nesta tabela foram obtidos dos relatórios extraídos em 2001.

Os valores apresentados para o custo real na tabela acima, foram obtidos do sistema de informações operacionais da companhia Suzano de Papel e Celulose.

6.5 – RESULTADOS E DISCUSSÕES

Analisa-se a seguir os itens referentes à produção de vapor e geração de energia elétrica, a eficiência dos equipamentos conforme a 2ª Lei da Termodinâmica e os custos exergoeconômicos.

Nas Tabelas 6.5 e 6.6, estão descritos os fluxos correntes no processo e também a definição de recursos, produtos e perdas no processo.

A Tabela 6.7, apresenta o resultado dos custos exergéticos e custo exergético unitário.

As Tabelas 6.7 e 6.18, apresentam os custos variáveis e os custos fixos, utilizados nos cálculos exergoeconômicos.

Com relação à produção de vapor, observa-se na Tabela 6.6, a eficiência dos principais equipamentos envolvida no processo.

Ainda na Tabela 6.6, pode-se observar menores eficiências para as caldeiras de Licor preto e biomassa.

Na Tabela 6.9, os custos exergéticos estão expressos em Reais por segundo, e essa unidade será usada na análise a seguir.

a) Caldeira CBC I

Na produção de 70 t/h de vapor superaquecido, obteve-se os seguintes custos exergoeconômicos: R\$ 0,552662/s de recursos utilizados (óleo combustível, energia elétrica e água de alimentação) para obter o produto, e como resultado final, um custo exergoeconômico para a produção do vapor de R\$ 0,234605/s. Este valor corresponde a R\$ 12,06 por toneladas de vapor.

b) Caldeira CBC II

Na produção de 80 t/h de vapor superaquecido, obteve-se os seguintes custos exergoeconômicos: R\$ 0,497476/s de recursos utilizados (gás natural, energia elétrica e água de alimentação) para obter o produto e como resultado final, um custo exergoeconômico para a produção do vapor de R\$ 0,467386/s. Este valor corresponde a R\$ 21,03 por toneladas de vapor.

c) Caldeira de Biomassa Zanini

Na produção de 90 t/h de vapor superaquecido, obteve-se os seguintes custos exergoeconômicos: R\$ 0,631624/s de recursos utilizados (óleo combustível, biomassa, para obter o produto energia elétrica e água de alimentação) e como resultado final, um custo exergoeconômico para a produção do vapor de R\$ 0,525535/s. Este valor corresponde a R\$ 21,02 por toneladas de vapor. Percebe-se um custo razoável de produção de vapor na

caldeira de Biomassa, devido à queima complementar com óleo combustível. Também é significativo o custo fixo elevado (manutenção e operacional). Isto eleva o custo da produção, neste caso.

d) Caldeira de Licor Preto GTV

Na produção de 100 t/h de vapor superaquecido, obteve-se os seguintes custos exergoeconômicos: R\$ 0,962610/s de recursos utilizados para obter o produto (Licor Preto, energia elétrica e água de alimentação) e como resultado final, um custo exergoeconômico para a produção do vapor de R\$ 0,668427/s. Este valor corresponde a R\$ 24,06 por toneladas de vapor.

e) Caldeira de Licor Preto CBC III

Na produção de 140 t/h de vapor superaquecido, obteve-se os seguintes custos exergoeconômicos: R\$ 0,96269/s de recursos utilizados (licor preto, energia elétrica e água de alimentação) para obter o produto, e como resultado final, um custo exergoeconômico para a produção do vapor de R\$ 1,06311/s. Este valor corresponde a R\$ 29,43 por toneladas de vapor.

f) O Turbo Gerador II, tem como objetivo ou produto, fornecer energia elétrica e vapor de média e baixa pressão para o processo.

Na geração de 23 MW de energia elétrica, 52 t/h de vapor de média pressão e 200 t/h de vapor de baixa pressão para o processo, obtém-se os seguintes custos exergoeconômicos R\$ 1,55875/s de vapor de alta pressão como recursos. Como resultado final obteve-se um custo exergoeconômico na produção de energia elétrica de R\$ 0,4670, na produção de vapor de média pressão de R\$ 0,250977/s e na produção de vapor de baixa pressão R\$ 0,73385/s.

Estes valores correspondem a R\$ 73,10/MWh para energia elétrica. Para os valores de vapor de média e baixa pressão, seus custos representam respectivamente R\$ 17,32 e R\$ 13,20 por tonelada de vapor.

g) O Turbo Gerador III, tem como objetivo ou produto, fornecer energia elétrica e vapor de média e abaixa pressão para o processo.

Na geração de 15 MW de energia elétrica, 28 t/h de vapor de média pressão e 100 t/h de vapor de baixa pressão para o processo, obtém-se os seguintes custos exergoeconômicos R\$ 0,838491/s de vapor de alta pressão como recursos. Como resultado final obteve-se um custo exergoeconômico na produção de energia elétrica de R\$ 0,279199/s, na produção de vapor de média pressão de R\$0,110618/s e na produção de vapor de baixa pressão R\$ 0,374975/s.

Estes valores correspondem a R\$ 67MWh. Para os valores de vapor de média e baixa pressão, seus custos representam respectivamente R\$ 14,22 e R\$ 13,49 por tonelada de vapor.

Após análise e discussão dos resultados citados anteriormente, utilizando o software Mathematica 2.2 foram recalculados e analisadas duas novas condições no processo.

Condição I:

Caldeira auxiliar CBC I utilizando gás natural como combustível, e os demais equipamentos foram mantidos os mesmos valores.

Utilizando a Equação (6.25), foi alterado o valor que constitui a atribuição externa do vetor coluna Z. Esse valor representa o custo do gás natural utilizado na caldeira CBC I.

Pode-se observar para esta nova condição que o custo exergoeconômico da produção do vapor foi menor em torno de 27,7 % para a caldeira CBC I, isto equivale a R\$ 8,71 por toneladas de vapor.

Houve também uma pequena redução no custo exergoeconômico na geração de energia elétrica, onde o valor da redução foi em torno de 3%. Isto equivale a R\$ 70 MWh para TGII e R\$ 65 MWh para o TG III. Os demais custos de produção, vapor de alta pressão, vapor de média e vapor de baixa, também foram menor em torno de 3%.

Condição II:

Outra questão em discussão, é eliminar a queima suplementar de óleo combustível na caldeira de biomassa, isto eleva o custo da produção. Foi recalculado e analisado então o custo exergoeconômico do sistema com a caldeira Zanini utilizando somente biomassa, e a caldeira CBC I utilizando gás natural. Pode-se observar uma queda elevada nos custos exergoeconômico na geração da energia elétrica, esta redução foi da ordem de 12,5 %.

Com esta redução, o custo exergoeconômico para a geração de energia elétrica foram os seguintes:

-Para o TGII, R\$64,11 MWh;

-Para o TGII, R\$58,58 MWh.

Na produção de vapor de média e baixa pressão obtido nas turbinas, a redução no custo foi em torno de 12%. Com esta redução, o custo exergoeconômico para o vapor produzido nas turbinas foram os seguintes:

Para o TGII:

- Vapor de média pressão foi R\$ 15,23 por tonelada de vapor;
- Vapor de baixa pressão foi R\$ 11,58 por toneladas de vapor.

Para o TGIII:

- Vapor de média pressão foi R\$ 12,43 por toneladas de vapor;
- Vapor de baixa pressão foi R\$ 11,80 por toneladas de vapor.

Para os geradores de vapor houve também uma redução nos custos exergoeconômico, foram eles os seguintes:

-Para a caldeira de biomassa a redução foi em torno de 39,86%, equivalente a R\$ 12,64 por toneladas de vapor;

-Para a caldeira CBC I a redução manteve-se em torno de 27,7%, como foi visto na análise anterior;

-Para a caldeira de licor preto GTV, a redução foi em torno de 9,33%, isto equivale a R\$ 18,74 por toneladas de vapor.

Da análise feita verificou-se reduções significativas no custo da geração de vapor e energia elétrica, e que é possível viabilizar o custo exergoeconômico da produção.

As Tabelas 6.14 e 6.15, apresentam de forma resumida os valores exergoeconômicos comparando os resultados obtidos para os equipamentos, com valores reais extraídos em relatórios. Foram feitas 03 análises distintas e comparadas entre si, para avaliar a melhor condição em termos de custo.

Tabela 6.14 – Comparação dos custos exergoeconômicos para os geradores de vapor.

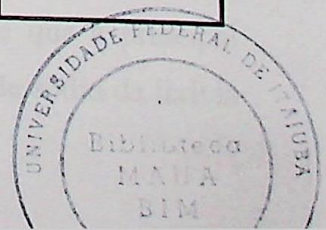
Equipamentos	Custo exergoeconômico [R\$/t]			Produção de vapor [t/h]
	Atual	Condição I	Condição II	
CBC I	12,06	8,70	8,70	70
CBC II	21,08	21,08	21,08	80
CBC III	29,43	29,43	29,43	130
GTV	24,06	24,06	18,74	100
ZANINI	21,02	21,02	12,64	90

Tabela 6.15 – Comparação dos custos exergoeconômicos para o turbo gerador II

CORRENTE	TURBO-GERADOR II			
	Custo exergoeconômico			Produção
	Atual	Condição I	Condição II	
Energia elétrica [R\$/MWh]	73,10	70,00	64,11	23.000 [kWh]
Vapor média [R\$/t]	17,32	16,86	15,23	52 [t/h]
Vapor baixa [R\$/t]	13,20	12,82	11,58	200 [t/h]

Tabela 6.16 – Comparação dos custos exergoeconômicos para o turbo gerador III.

CORRENTE	TURBO-GERADOR III			
	Custo exergoeconômico			Produção
	Atual	Condição I	Condição II	
Energia elétrica [R\$/MWh]	67,00	65,00	58,58	15.000 [kWh]
Vapor média [R\$/t]	14,22	13,79	12,43	28 [t/h]
Vapor baixa [R\$/t]	13,49	13,09	11,80	100 [t/h]



CAPÍTULO 7

CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

7.1- CONCLUSÕES

Na busca do aperfeiçoamento dos sistemas de conversão energética e redução nas perdas na utilização dos recursos primários, tem sido elaborados métodos de análise técnico-econômica de progressiva complexidade.

Inicialmente estes métodos se fundamentaram na Primeira Lei da Termodinâmica e constituíram os métodos energéticos, na realidade uma contabilidade dos fluxos energia, através da qual se quantificam as entradas e saídas de energia do sistema em estudo, de maneira que a energia aportada deve aparecer nos produtos. Sob esta ótica consideram-se como perdas os fluxos de energia que não são utilizados. Assim, a análise segundo tal método sugere que a ineficiência de um dispositivo ou processo é uma consequência dessas perdas e que a energia perdida sob este conceito quantifica a ineficiência.

No Capítulo 5 foi feita uma análise exergética que permitiu, desta forma identificar em que partes do processo aconteceram as degradações de energia, ordenando as mesmas segundo sua magnitude e tornando possível identificar com maior clareza os componentes onde serão aplicadas medidas efetivas para melhorar o desempenho dos sistemas e equipamentos.

É importante frisar que análise exergética não é um substituto da análise energética, mas sim um complemento bastante vigoroso, principalmente quando analisamos sistemas térmicos novos e complexos.

A validade e a utilidade de uma análise usando um modelo está, sem dúvida, restritas às idealizações feitas pela formulação do modelo. O desenvolvimento deste estudo foi feito principalmente com base nos trabalhos de Kotas (1985) e Szargut (1988).

No item 5.2 foi feita uma análise exergética da caldeira de recuperação química CBC III. A Fig. 5.3 mostra os fluxos exergéticos obtidos a partir das Equações 5.7. Observa-se que parte grande parte do fluxo exergético que entra no volume de controle é destruído na reação, para a obtenção do vapor

Esta destruição está relacionada com o licor preto, pois se sabe que a principal função da caldeira é recuperar os produtos químicos transformando os sais de sódio da lixívia

preta em carbono de sódio e sulfato e sulfeto de sódio e recuperar a energia, produzindo vapor pela reação do material orgânico solubilizado durante o cozimento.

No item 5.3 foi feita análise exérgica para a caldeira de recuperação GTV, com relação aos resultados, valem as mesmas considerações, pois é um equipamento idêntico a caldeira CBC III. Sabe-se que existe uma diferença na concentração do licor preto, onde este valor de 63%, pode influenciar na eficiência da caldeira. Na Figura 5.6, mostra o resultado dos cálculos exérgicos, onde se pode identificar os valores de cada corrente dos fluxos.

No item 5.4 foi feita análise exérgica da caldeira auxiliar CBC I, a qual utiliza óleo combustível industrial.

Esta caldeira, no sistema operacional da Cia Suzano, controla a demanda de vapor para o processo, juntamente com a CBC II.

As equações utilizadas para os cálculos exérgicos, do vapor, condensado, óleo combustível e gases estão no item 5.1.

A Figura 5.8 mostra o resultado dos cálculos exérgicos das correntes envolvidas no sistema, onde também pode se observar uma destruição de exergia razoável.

No item 5.5 foi feita uma análise exérgica para a caldeira CBC II, a qual utiliza gás natural como combustível. Esta caldeira também, opera atendendo as necessidades do processo.

No item 5.5.1 foi feito o cálculo da exergia do gás natural para a caldeira utilizando a Equação (5.4) e (5.5). A composição do gás elementar do gás natural está representada na Tabela 5.16. A Figura 5.10 mostra o resultado dos cálculos da exergia para as correntes envolvidas no processo.

No item 5.6 foi feita uma análise das exergias que envolvem o volume de controle da caldeira de biomassa. Utiliza como principal combustível a biomassa gerada no processo.

No item 5.6.1 foi definido a vazão mássica da biomassa, utilizando a Equação 5.55.

O cálculo da exergia dos combustíveis utilizado nas caldeiras auxiliares foram obtidos aplicando a Equação (5.11). A Figura 5.12, mostrou os valores das correntes exérgicas envolvidas no volume de controle. Pode-se perceber a baixa eficiência exérgica, devido a utilização de óleo combustível como queima suplementar.

No item 5.7, foi feita uma análise exérgica dos turbo geradores a vapor.

Na Tabela 5.24, mostrou-se os valores utilizados nos cálculos exérgicos do volume de controle representado pela Figura 5.13. Os cálculos exérgicos para o volume de controle representado pela Figura 5.13, utilizaram a Equação (5.3).

No Capítulo 6 foi feita uma análise termoeconômica do processo, a partir das correntes dos volumes de controle obtidas no Capítulo 5. Esta análise termoeconômica foi feita com base na teoria desenvolvida por Valero et al. (2001), conforme mostrou o item 6.2.

A Figura 6.2 apresentou um esquema simplificado do processo, com a identificação dos vários fluxos na Tabela 6.5. Na Tabela 6.6 mostrou-se como foi definido os subsistemas, produtos, recursos e perdas no processo.

Com base nas teorias e definições anteriores foram calculados os custos exergéticos pela Equação (6.24) e seus respectivos valores foram mostrados na Tabela 6.7.

Na Tabela 6.8, foi mostrado o resultado do cálculo de eficiências e custos nos subsistemas do processo.

No item 6.3, foi feita a análise exergoeconômica do processo, com base na teoria desenvolvida por Valero et al (1986).

O sistema indicado pela Equação (6.25) calculou os custos exergoeconômicos, considerando os custos envolvidos no sistemas e subsistemas. Também foram considerados os custos fixos de mão-de-obra direta e de manutenção, materiais de manutenção, depreciação e custo fixo indireto. A Tabela 6.9 mostrou o valor dos custos variáveis dos recursos externos. A Tabela 6.10 mostrou os valores dos custos fixos relacionados aos volumes de controle. A Tabela 6.11 mostrou o resultado dos cálculos dos custos exergoeconômicos do processo.

No Capítulo 6 fica bastante claro que as grandes irreversibilidades do sistemas ocorrem nas caldeiras, principalmente nas caldeiras de licor preto e biomassa.

Da análise dos custos unitários (k), constante na Tabela 6.6, verificou-se que as caldeiras são os subsistemas que merecem uma atenção especial no desenvolvimento do processo, buscando alcançar índices de eficiências melhores, isto levaria a menores custos finais na produção.

Da análise da eficiência global (η_B), constante na Tabela 6.6, verificou-se que as caldeiras são os subsistemas que apresentam baixas eficiências, com atenção especial para as caldeiras de licor preto e biomassa. Juntas representam 68% da produção de vapor para o processo. Sabe-se que as caldeiras de licor negro tem por objetivo a recuperação dos produtos químicos contidos no licor e a produção de vapor. Vale salientar que o combustível utilizado é resíduo do processo e, conseqüentemente, proporciona um baixo custo para o licor utilizado nas caldeiras. Sabe-se também que o licor tem concentração aproximada entre 63 % e 70% de sólidos secos, portanto o restante é água e evapora na reação química dentro da fornalha, absorvendo parte da energia liberada pelo combustível contribuindo para uma baixa eficiência do subsistema. Para a caldeira de biomassa a baixa eficiência está atribuída talvez a queima

suplementar de óleo combustível. A eficiência deste subsistema com queima apenas de biomassa é da ordem de 38,25 %, contra 29,7% com queima suplementar.

A eficiência global para as bombas de alimentação das caldeiras, que tem seu acionamento por turbinas a vapor, estão na Tabela 6.6, este subsistema também merece uma atenção especial, pois pode-se buscar índices de eficiências melhores para o desenvolvimento deste processo.

Da análise da eficiência global (89,47%) para o turbo gerador II, verificou-se uma baixa eficiência em tratando de um gerador de energia elétrica. Este subsistema também merece uma atenção especial no desenvolvimento do processo, buscando alcançar índices de eficiência aceitáveis, isto levaria a menores custos finais de produção.

De maneira geral, dos custos exergoeconômicos para os combustíveis apresentados na Tabela 6.6, pode-se concluir através dos resultados obtidos e apresentados, que a utilização de determinados combustíveis no subsistema podem influenciar no custo da produção de vapor e geração de energia elétrica.

A utilização de óleo combustível como queima suplementar na caldeira de biomassa, eleva os custos da produção de vapor além de proporcionar um problema operacional e conseqüentemente um problema de manutenção, uma vez que este equipamento foi projetado para utilizar biomassa.

Utilizando gás natural para a caldeira CBC I verificou-se menores custos exergoeconômicos para o processo. Houve uma redução no custo exergoeconômico na produção de vapor da caldeira CBC I, da ordem de 27,89%, isto representa R\$ 8,70 reais por tonelada. Para geração de energia também houve uma redução nos custos, verificou-se para o TG II um valor de 4,46% menor e para o TG III, um valor de 5,24% menor. Com relação aos custos da produção de vapor de média e baixa pressão, os valores de redução ficaram na casa dos 5%.

De maneira geral, com relação às eficiências dos equipamentos do sistema deve-se atentar para os seguintes equipamentos mostrados na Tabela 6.8. Pode-se observar para o subsistema, formado pelas turbinas de acionamento das bombas de alimentação para caldeira, uma baixa eficiência, de maneira que este sistema deve ser estudado para melhorar sua eficiência e o próprio custo de produção.

No item 6.4, foi feito comentários sobre os resultados obtidos para o custo de produção envolvido no processo. Foi analisado o custo exergoeconômico para a produção de vapor, das caldeiras, e notou-se que os custos exergoeconômicos ficaram em patamares aceitáveis, embora sejam equipamentos com características operacionais diferentes.

Foram analisadas outras duas condições operacionais, e pode-se concluir que para a condição II, onde foi utilizado gás natural na caldeira CBC I e apenas biomassa para a caldeira Zanini, pode-se observar uma redução em termos de custos exergoeconômicos na produção de vapor e energia elétrica

De maneira geral, com os resultados obtidos, ficou claro os pontos de grande destruição de exergias, bem como os pontos do subsistemas onde podem ser melhorados em termos de eficiência e em termos exergoeconômico.

² 7.1- RECOMENDAÇÕES

Para que o processo industrial possa ser viabilizado, com base nos estudos realizados, apresentam-se as seguintes recomendações:

- a) Realizar um estudo para a implantação de gás natural na caldeira CBC I. Tendo em vista um custo exergoeconômico menor, além das vantagens ambientais que o combustível oferece.
- b) Para a caldeira de Biomassa pode-se melhorar os seguintes pontos: Cobrir o local onde a biomassa é estocada, de maneira a evitar a umidade, provenientes das intempéries. Evitar o uso do óleo combustível, como queima suplementar.
- c) As bombas de alimentação acionadas por turbinas a vapor, apresentam baixa eficiência. Assim pode-se estudar a substituição destas turbinas, por motores elétricos, pois sabe-se que os motores são mais eficientes neste caso, e oferecem melhoras na eficiência do subsistema. Sendo assim, aproveita-se o vapor destas turbinas que tem um consumo específico de 14 t de vapor/MW, contra 8,5 t de vapor/MW do TG III.
- d) As caldeiras de licor são equipamentos que devem ser melhor avaliados, a aplicação de novas tecnologias em termos de eficiência de equipamentos e melhor rendimento no combustível em termos de reações na fornalha. Haja visto que sua aplicação no processo é uma necessidade operacional, bem como ambiental.
- e) Com relação a geração de energia elétrica, pode-se desenvolver um estudo para co-geração. O ciclo combinado, com seus altos desempenhos e diversas possibilidades de configuração, se mostra como uma alternativa viável para geração de energia elétrica. Seus recursos técnicos, como a queima suplementar e o uso de uma caldeira de recuperação de calor, lhes permitem diversos modos

de operação. Um estudo na otimização no processo em termos de cogeração, pode obter resultados no aspecto da auto-suficiência na geração de energia elétrica e conseqüentemente um aumento na produção do vapor gerado pela caldeira de recuperação de calor, em função do aproveitamento dos gases que saem da combustão da turbina a gás. Assim, em função do incremento do vapor gerado na cogeração, talvez possa ser estudado a possibilidade de se manter em stand-by as caldeiras auxiliares CBC I e CBC II.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABTCP – ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA TÉCNICA DE CELULOSE E PAPEL.
Núcleo Técnico: Introdução ao Processo de obtenção de Celulose e Fabricação de Papel, 1999.

Assunção, R. W. M., II Curso Pan Americano de Especialização em Celulose e Papel. Vol. 3.
Instituto de Pesquisa Tecnológico do Estado de São Paulo.

ANEEL – AGÊNCIA NACIONAL DE ENERGIA ELÉTRICA.
Setor Energético: Destaques em 1999 e Oportunidades de Energia, 2001.
<http://www.aneel.gov.br>.

BRACELPA -ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE CELULOSE E PAPEL, 2000.
<http://www.bracelpa.org.br/economico.asp>

COMPANHIA DE GÁS DE SAO PAULO – COMGAS.
Ficha de Informação Técnica sobre o GN, 1999. <http://www.comgas.com.br>

CNEN- COMISSÃO NACIONAL DE ENERGIA NUCLEAR, 2002
<http://www.cnen.gov.br>.

CBC – Indústria Pesada S.A.
Manual de Operação de Caldeiras de Recuperação Químicas, 2000

Carvalho, J. L. R., et al., Dados Termodinâmicos para Metalurgistas. Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 1977.

ENERGIA E MEIO AMBIENTE: NOVO CICLO DE INVESTIMENTO NA INDÚSTRIA DE PAPEL E CELULOSE, 2001. <http://www.mre.gov.br>

FUPAI - FUNDAÇÃO DE PESQUISA E ASSESSORAMENTO A INDÚSTRIA – FUPAI.
Características Construtivas e Operação de turbinas a Vapor, 2000

Ferreira, S. A. – Dados Operacionais do Processo. Suzano, 2001.

GASA, GURGEL ARAUJO INDÚSTRIA E COMÉRCIO S.A.

Biomassa, 1º Edição, Julho, 1994.

Gas Energia, 2001. <http://www.gasenergia.com.br>

Gallo, Valdir. Notas de Aulas – Avaliação da entropia pela 2º Lei da termodinâmica, Unicamp, 1998.

IBP - INSTITUTO BRASILEIRO DE PETRÓLEO

Curso de Informação sobre combustíveis e combustão, 1977.

IPT- INSTITUTO DE PESQUISA TECNOLÓGICA DO ESTADO DE SÃO PAULO.

Celulose e Papel, Tecnologia de Fabricação da Pasta Celulósica, 2º Edição, Volume I.

KOTAS T. J., The Exergy Method of Thermal Plant Analysis. Department of Mechanical Engineering. Queen Mary College, University of London Butterworths.

LOZANO, M. A.; VALERO, A. Application of the exergetic costs theory to a steam boiler in a thermal generating station. ASME. AES, Vol. 3-2. Analysis and Design of Advanced Energy Systems: Applications. Eds. M. J. Moran, S. S. Stecco and G. M. Reistad, ASME Book N° GO377B, pp. 41-51. New York, 1987. Universidad de Zaragoza. Dpto. Ingeniería Mecánica, 2001. <http://www.teide.cps.unizar.es>.

LOZANO, M. ; VALERO, Methodology for calculating exergy in chemical process. ASME. AES. Vol. 4 – Thermodynamic Analysis of chemically Reactive Systems. Eds. W. J. Weper, G. Tsatsaconius and R. A. Bajura, ASME. Book N° GOO449, pp. 77-86. New York, 1998. Universidad de Zaragoza. Dpto. Ingeniería Mecánica, 2001. <http://www.teide.cps.unizar.es>

MORAN, M.L.J.; SHAPIRO, H. N. Fundamentals of Engineering Thermodynamics, 4th edition, 2000.

NOVO CICLO DE INVESTIMENTO NA INDÚSTRIA DE PAPEL E CELULOSE,
<http://www.mre.gov.br/ndsg/textos/papel-p.htm>, 2002

PERRY, R. H.; CHILTON, C. H. Manual de Engenharia Química.

Seção 3- Dados Físicos Químicos, Tab. 3.1 - Propriedades físicas dos elementos e compostos inorgânicos pg. 3-6. Tab. 3.2 Propriedades físicas dos compostos orgânicos pg. 3-28., 5ª Ed., 1980.

SZARGUT, J. et all. Exergia analysis of thermal, chemical, and metallurgical processes. Hemisphere Publishing Corporation..USA,1988.

SCHREIBER, G & M CONSULTORES LTDA. Curso de Segurança Operacional em Caldeiras de Recuperação Químicas, 1994.

SUZANO BAIÁ SUL, SISTEMA DE INFORMAÇÕES OPERACIONAIS CELULOSE/UTILIDADES, 2001.

SANTANA, J. A., Código Computacional para Análise de Sistemas de Cogeração com Turbinas a Gás. Tese de Doutorado em Engenharia Mecânica. UNIVERSIDADE DO ESTADO DE SÃO PAULO, 1998.

SANTOS, A. R., Análise Termoeconômica do Processo de Transformação Química do Fosfogesso em Torta Carbonatada ou Torta Hidróxido. Dissertação de Mestrado EFEI, Itajubá-MG, 2001.

SILVA, R. J., "Análise energética de plantas de produção de Cimento Portland". Tese de Doutorado. Universidade de Campinas. Faculdade de Mecânica. Campinas-SP. Brasil, 1994.

SILVA, R. J., Termodinâmica: equilíbrio químico, cinética de reações, análise exérgica, termoeconomia. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, 2000.

Suzano, Papel e Celulose. – <http://www.suzano.com.br>, História do Grupo Suzano, 2002.

TERRY, N. A.; JAMES, F. Kraft Recovery Boiler Physical and Chemical Processes. American Paper Institute, New York, 1988.

YERKO, H. S. H. Dissertação de Mestrado: Simulação e Análise exérgica de Ciclos Combinados com Turbinas a Gás/Turbinas a Vapor. Dissertação de Mestrado. Itajubá, 1993.

TORRES, C. & VALERO, A. Curso de doctorado – Termoeconomia. Universidad de Zaragoza, Dpto. Ingeniería Mecánica, 2001. <http://www.teide.cps.unizar.es>

VALERO, A.; LOZANO, M. A.; MUNOZ, M. A general theory exergy saving I. On the exergetic cost, 1986. ASME. AES, Vol. 2-3. Computer Aided Engineering and Energy Systems. Vol. 3: Second Law Analysis and Modelling. Ed. R. A. Gaggioli, ASME Book N° HO341C, pp. 1-8. New York, 1986. Universidad de Zaragoza. Dpto. Ingeniería Mecânica. <http://www.teide.cps.unizar.es>, 2002.

VALERO, A.; LOZANO, M. A.; MUNOZ, M. A general theory exergy saving II. On the Thermoeconomic cost. ASME. AES, Vol. 2-3. Computer Aided Engineering and Energy Systems. Vol. 3: Second Law Analysis and Modelling. Ed. R. A. Gaggioli, ASME Book N° HO341C, pp. 9-16. New York, 1986. Universidad de Zaragoza. Dpto. Ingeniería Mecânica. <http://www.teide.cps.unizar.es>, 2002.

VALERO, A.; GUALLAR, J.; MUÑOZ, M. The exergetic cost and related concepts: An application to a simple cogeneration plant. ASME. Second Law Analysis of Thermal Systems. Eds. M. J. Moran and E. Sciubba, ASME Book N° IOO236, pp. 123-130. New York, 1987. Universidad de Zaragoza. Dpto. Ingeniería Mecânica. <http://www.teide.cps.unizar.es>, 2001.

VALERO, A.; LOZANO, M. A.; SERRA, L. Analisis termoeconomica de un sistema de Cogeneracion. Centro de Investigación de Recursos y Consumos Energéticos. Año XXV, Mayo, N° 290, pp. 135-140, 1993. Universidad de Zaragoza. Dpto. Ingeniería Química. <http://www.teide.cps.unizar.es>, 2001.

VALERO, A.; SERRA, L.; UCHE, J. Fundamentals of Thermoeconomics. EURO Summer Course on Sustainable Assessment of Clean Air. Technologies, 2000. Universidad de Zaragoza. Dpto. Ingeniería Mecânica. <http://www.teide.cps.unizar.es>, 2001.

VELAZQUEZ, S. M. S. G., A Cogeração de Energia no Segmento de papel e celulose: Contribuição a Matriz Energética do Brasil. Dissertação de Mestrado, Departamento de Engenharia Mecânica, USP, 2000.

ANEXO I

CÁLCULOS ENERGÉTICO DO PROCESSO

GERAÇÃO DE VAPOR E ENERGIA ELÉTRICA

ANEXO I

CÁLCULOS ENERGÉTICO DO PROCESSO DE GERAÇÃO DE VAPOR E ENERGIA ELÉTRICA.

Cálculo da Eficiência Térmica da Caldeira CBC I

Dados: Vapor

Pressão = 50 bar h= 3196,2 kJ/kg

Temperatura = 400 °C

Vazão = 70 t/h

Condensado

Pressão = 80 bar h=551,10 kJ/kg

Temperatura = 130 °C

Vazão = 72 t/h

Combustível

Óleo combustível Industrial

Vazão= 5,85 t/h

PCI= 42.305,2 kJ/kg

$$\eta = \frac{\dot{m}_v \times (h_v - h_c)}{\dot{m}_c \times \text{PCI}} = \left[\frac{\left(\frac{70 \times 1000}{3600} \times (3196,2 - 551,10) \right)}{\left(\frac{5,85 \times 1000}{3600} \times 42.305,2 \right)} \right] = 0,7480$$

Cálculo da Eficiência Térmica da Caldeira CBC II

Dados: Vapor

Pressão = 50 bar h= 3204,7 kJ/kg

Temperatura = 400 °C

Vazão = 80 t/h

Condensado

Pressão = 80 bar h=551,10 kJ/kg

Temperatura = 130 °C

Vazão = 82 t/h

Combustível

Gás Natural

Vazão= 6,27 t/h

PCI= 51.757,2 kJ/kg

$$\eta = \frac{\dot{m}_v \times (h_v - h_c)}{\dot{m}_c \times \text{PCI}} = \left[\frac{\left(\frac{80 \times 1000}{3600} \times (3196,2 - 551,10) \right)}{\left(\frac{6,27 \times 1000}{3600} \times 51.757,2 \right)} \right] = 0,6520$$

Cálculo da Eficiência Térmica da Caldeira CBC III

Dados: Vapor

Pressão = 50 bar

h= 3204,7 kJ/kg

Temperatura = 400 °C

Vazão = 140 t/h

Condensado

Pressão = 80 bar

h=551,10 kJ/kg

Temperatura = 130 °C

Vazão = 144 t/h

Combustível

Óleo combustível Industrial

Vazão= 803,95 t/24h

PCI= 13.506,6 kJ/kg

$$\eta = \frac{\dot{m}_v \times (h_v - h_c)}{\dot{m}_c \times \text{PCI}} = \left[\frac{\left(\frac{140 \times 1000}{3600} \times (3204,7 - 551,10) \right)}{\left(\frac{803,95 \times 1000}{24 \times 3600} \times 13.506,6 \right)} \right] = 0,8214$$

Cálculo da Eficiência Térmica da Caldeira de Biomassa Zanini

Dados: Vapor

Pressão = 50 bar h= 3204,7 kJ/kg

Temperatura = 400 °C

Vazão = 90 t/h

Condensado

Pressão = 80 bar h=551,10 kJ/kg

Temperatura = 130 °C

Vazão = 92 t/h

Combustível

Biomassa

Óleo

Vazão= 20,1 t/h

Vazão=1,875 t/h

PCI= 4.368,3 kcal/kg

PCI=42.305,2 kJ/kg

$$\eta = \frac{\dot{m}_v \times (h_v - h_c)}{\dot{m}_c \times \text{PCI}} = \left[\frac{\frac{90 \times 1000}{3600} \times (3204,7 - 551,10)}{\frac{20,4 \times 1000}{3600} \times 4.368,3 \times (4,168) + \frac{1,875 \times 1000}{3600} \times 42.305,2} \right] = 0,5279$$

Cálculo da Eficiência Térmica da Caldeira GTV

Dados: Vapor

Pressão = 50 bar h= 3204,7 kJ/kg

Temperatura = 400 °C

Vazão = 100 t/h

Condensado

Pressão = 80 bar h=551,10 kJ/kg

Temperatura = 130 °C

Vazão = 104 t/h

Combustível

Licor Preto

Vazão= 780 t/24h

PCI= 13.506,6 kJ/kg

$$\eta = \frac{\dot{m}_v \times (h_v - h_c)}{\dot{m}_c \times \text{PCI}} = \left[\frac{\left(\frac{100 \times 1000}{3600} \times (3204,7 - 551,10) \right)}{\left(\frac{780 \times 1000}{24 \times 3600} \times 13.506,6 \right)} \right] = 0,6045$$

Turbo Gerador a Vapor II

Vapor de Alta Pressão

Dados: Pressão de vapor	= 50 bar	h = 3204,7 kJ/kg	s = 6,7047 kJ/kg.K
Temperatura	= 400 °C	h _o = 104,879 kJ/kg	s = 0,3674 kJ/kg.k
Vazão	= 252 t/h		

Vapor de Média Pressão

Dados: Pressão de vapor	= 12 bar	h = 2815,1 kJ/kg	s = 6,5943 kJ/kg.K
Temperatura	= 200 °C	h _o = 104,879 kJ/kg	s = 0,3674 kJ/kg.k
Vazão	= 52 t/h		

Vapor de Baixa Pressão

Dados: Pressão de vapor	= 6 bar	h = 2805 kJ/kg	s = 6,8673 kJ/kg.K
Temperatura	= 180 °C	h _o = 104,879 kJ/kg	s = 0,3674 kJ/kg.k

$$\dot{m}_1 = 252 \text{ t/h} \quad \dot{m}_2 = 52 \text{ t/h} \quad \dot{m}_3 = 200 \text{ t/h} = 200 \text{ t}$$

Aplicando a Equação : $W_T = (\dot{m}_1 \cdot h_1) - (\dot{m}_3 \cdot h_3) + (\dot{m}_3 - \dot{m}_1) \cdot h_2$

$$W_T = \left[\left(\frac{252 \times 1000}{3600} \times 3204,7 \right) - \left(\frac{200 \times 1000}{3600} \times 2935 \right) - \left(\frac{52 \times 1000}{3600} \times 2850,1 \right) \right] = 20105,33 \text{ kW}$$

Exergia do Turbo Gerador a Vapor III

Vapor de Alta Pressão

Dados: Pressão de vapor	= 50 bar	$h = 3204,7 \text{ kJ/kg}$	$s = 6,7047 \text{ kJ/kg.K}$
Temperatura	= 400 °C	$h_o = 104,879 \text{ kJ/kg}$	$s = 0,3674 \text{ kJ/kg.k}$
Vazão	= 128 t/h	$T_o = 298,15 \text{ K}$	

Vapor de Média Pressão

Dados: Pressão de vapor	= 12 bar	$h = 2850,1 \text{ kJ/kg}$	$s = 6,5943 \text{ kJ/kg.K}$
Temperatura	= 200 °C	$h_o = 104,879 \text{ kJ/kg}$	$s = 0,3674 \text{ kJ/kg.k}$
Vazão	= 28 t/h	$T_o = 298,15 \text{ K}$	

Vapor de Baixa Pressão

Dados: Pressão de vapor	= 6 bar	$h = 2935 \text{ kJ/kg}$	$s = 6,8673 \text{ kJ/kg.K}$
Temperatura	= 180 °C	$h_o = 104,879 \text{ kJ/kg}$	$s = 0,3674 \text{ kJ/kg.k}$
Vazão	= 100 t/h	$T_o = 298,15 \text{ K}$	

• Aplicando a Equação :
$$W_T = (\dot{m}_1 \cdot h_1) - (\dot{m}_3 \cdot h_3) + (\dot{m}_3 - \dot{m}_1) \cdot h_2$$

$$W_T = \left[\left(\frac{128 \times 1000}{3600} \times 3204,7 \right) - \left(\frac{100 \times 1000}{3600} \times 2935 \right) - \left(\frac{28 \times 1000}{3600} \times 2850,1 \right) \right] = 10.249,66 \text{ kW}$$

Análise exergética da Caldeira CIC I

Água de alimentação

Dados: Pressão de condensado = 80 bar $h = 334,1312 \text{ kJ/kg}$ $s = 1,6253 \text{ kJ/kg K}$

Temperatura = 170 °C $h_0 = 104,879 \text{ kJ/kg}$ $s_0 = 0,3674 \text{ kJ/kg K}$

Vazão = 72 t/h $T_0 = 298,15 \text{ K}$

Aplicação a Bomba

ANEXO II

$$E = \frac{72 \times 334,1312}{3600} - 298,15 \left[\frac{72}{3600} \ln \left(\frac{80}{104,879} \right) - \frac{72}{3600} (1,6253 - 0,3674) \right]$$

$$E = 1437,86 \text{ kW}$$

Cálculo da energia de vapor

CÁLCULOS EXERGÉTICO DO PROCESSO DE

GERAÇÃO DE VAPOR E ENERGIA ELÉTRICA.

Aplicação a Turbina

$$E = \frac{72 \times 334,1312}{3600} - 298,15 \left[\frac{72}{3600} \ln \left(\frac{80}{104,879} \right) - \frac{72}{3600} (1,6253 - 0,3674) \right]$$

$$E = 21207,25 \text{ kW}$$

Cálculo exergético do exaustivo

Dados: Gás exaustivo industrial

Pressão de condensação = 7 bar

$h = 42,9822 \text{ kJ/kg}$

Temperatura = 120 °C

Vazão = 3,83 x 10⁶ / 3600 = 1061,11 kg/s

Análise exergética da Caldeira CBC I

Água de alimentação

Dados: Pressão de condensado	80 bar	$h = 551,1 \text{ kJ/kg}$	$s = 1,6258 \text{ kJ/kg.K}$
Temperatura	130 °C	$h_o = 104,879 \text{ kJ/kg}$	$s = 0,3674 \text{ kJ/kg.k}$
Vazão	72 t/h	$T_o = 298,15 \text{ K}$	

Aplicando a Equação : $B = \dot{m} \times [(h - h_o) - T_o \times (s - s_o)]$

$$B = \frac{72 \times 1000}{3600} \times [(551,1 - 104,89) - 298,15 \times (1,6258 - 0,3674)]$$

$$B = 1420,36 \text{ kW}$$

Cálculo da exergia do vapor

Dados: Pressão de vapor	= 50 bar	$h = 3204,7 \text{ kJ/kg}$	$s = 6,6463 \text{ kJ/kg.K}$
Temperatura	= 400 °C	$h_o = 104,879 \text{ kJ/kg}$	$s = 0,3674 \text{ kJ/kg.k}$
Vazão	= 70 t/h	$T_o = 298,15 \text{ K}$	

Aplicando a Equação : $B = \dot{m} \times [(h - h_o) - T_o \times (s - s_o)]$

$$B = \frac{70 \times 1000}{3600} \times [(3204,7 - 104,89) - 298,15 \times (6,6463 - 0,3674)]$$

$$B = 23.707,75 \text{ kW}$$

Cálculo exergético do combustível

Dados : Óleo combustível industrial

Pressão de atomização	= 7 bar
PCI	= 42.502,2 kJ/kg
Temperatura	= 130 °C
Vazão	= 5,85 t/h = 5,85 x 1000 / 3600 = 1,625 kg/s

O cálculo à seguir transforma a unidade da vazão de kg/s para kmol/s.
Aplica-se, então a todos os compostos do combustível:

$$n = \left[\frac{5,85 \times 1000}{\frac{3600}{12}} \right] \times 0,8685 = 0,117609 \text{ kmol/s} \quad \text{C}$$

$$n = \left[\frac{5,85 \times 1000}{\frac{3600}{2}} \right] \times 0,1269 = 0,10310 \text{ kmol/s} \quad \text{H}_2$$

$$n = \left[\frac{5,85 \times 1000}{\frac{3600}{34}} \right] \times 0,046 = 0,002198 \text{ kmol/s} \quad \text{S}$$

$$n \text{ total} = 0,22907 \text{ kmol/s}$$

Exergia química: $b^\circ = \varphi \times \text{PCI}$

$$\varphi = 1,0401 + 0,1728 \times \left(\frac{0,1269}{0,8685} \right) + 0,2159 \times \left(\frac{0,0041}{0,8685} \right) \times \left(1 - 2,0628 \times \frac{0,132}{0,861} \right)$$

$$\varphi = 1,06$$

$$b^\circ = 1,06 \times 42.305,2 = 45.099,4 \text{ kJ/kg}$$

Logo a exergia para o óleo combustível é:

$$B = \dot{m} \times b^\circ = 1,625 \times 45.099,4 = 73.286,52 \text{ kW}$$

Cálculo da exergia dos gases da combustão

Dados: Gases da combustão

Temperatura = 200 °C

n total = 0.222907 kmol/s

O₂ necessário para combustão:

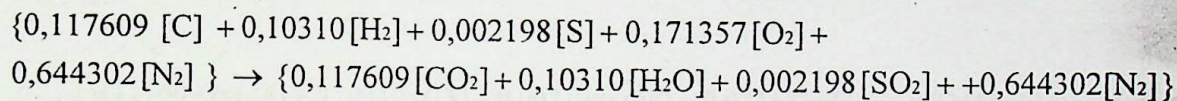
0,117609 → O₂ → 0,117609 CO₂

0,10301 → O₂ → 0,051505 H₂O

0,002198 → O₂ → 0,002198 SO₂

Total de O₂ necessário 0,171357 kmol/s

Equação da combustão, estequiométrica:



Oxigênio livre nos gases da combustão:

Considerando 2,5 % de oxigênio livre nos gases da combustão.

$$\% \text{ de } O_2 \text{ Livre} = \frac{O_2}{nt + 4,76 \cdot O_2}$$

$$0,025 = \frac{O_2}{(0,117609 + 0,02198 + 0,644302) + 4,76 \cdot O_2}$$

$$O_2 = 0,021683 \text{ kmol/s}$$

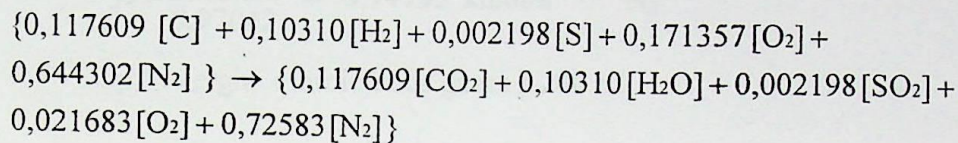
$$N_2 = 0,021683 \times 3,76 = 0,081528 \text{ kmol/s}$$

$$N_2 \text{ corrigido será, } 0,081528 + 0,644302 = 0,72583008 \text{ kmol/s.}$$

Logo,

$$O_{2L} = \frac{n O_2}{n O_2 + n N_2 + n t} = \frac{0,021683}{0,021683 + 0,081528 + 0,764109} \cdot 100 = 2,5\% \quad \text{Ok !!}$$

Logo, a Equação da combustão corrigida é:



Vazão mássica dos gases à saída da fornalha.

$$\dot{m}_g = [n.M]_{CO_2} + [n.M]_{H_2O} + [n.M]_{SO_2} + [(n)_{O_2} + (n)_{N_2}] \cdot 28,97$$

$$\dot{m}_g = \left[\frac{0,1176099 \times (44) + 0,10310 \times (18) + 0,002198 \times (64) + 0,021683 \times (32) + 0,72583 \times (28)] \times 3600 \right] =$$

$$\dot{m}_g = 101,478 \text{ t/h}$$

Exergia dos gases

Dados: n = Numero de kmol/s da Equação da combustão

$$\Sigma n = 0,97042 \text{ kmol/s}$$

Equação da exergia dos gases,

$$B_g = (n \cdot b^\circ)_g + T_g - T_o \cdot \sum_k (n \cdot cp)_g$$

$$b^\circ_g = \sum y_g \cdot b^\circ + R \cdot T_o \times \sum y_g \cdot \ln y_g$$

$$y_g = \frac{0,117609}{0,97042} = 0,12119 \text{ kmol/s } \text{CO}_2$$

$$y_g = \frac{0,10301}{0,97042} = 0,10624 \text{ kmol/s } \text{H}_2\text{O}$$

$$y_g = \frac{0,002198}{0,97042} = 0,0022649 \text{ kmol/s } \text{SO}_2$$

$$y_g = \frac{0,021683}{0,97042} = 0,022343 \text{ kmol/s } \text{O}_2$$

$$y_g = \frac{0,72583}{0,97042} = 0,74795 \text{ kmol/s } \text{N}_2$$

Cp e exergia química dos gases à 200 °C

	Cp [kJ/kg.K]	b° [kJ/kg]
CO ₂	43,82	20.140
H ₂ O	35,13	11.710
O ₂	30,88	3.970
N ₂	29,49	720
SO ₂	42,88	303.500

$$b^\circ_g = 4999,45 + 8,314 \cdot 298,15 \cdot (-0,8098)$$

$$b^\circ_g = 2.992,10 \text{ kW}$$

$$B_g = (0,97042 \cdot 2.992,01) + [(473,15 - 298,15) \cdot 30,94407]$$

$$B_g = 8.318,8 \text{ kW}$$

Cálculo da Eficiência

$$\text{Equação: } \psi = \frac{P}{F}$$

Dados: P = Exergia do vapor

R = Exergia do condensado

R = Exergia do combustível

R = Energia elétrica

$$\psi = \frac{23.707,75}{73.286,52 + 0,480 + 1.420} = 31,73 \%$$

Irreversibilidade do Processo

$$I = \sum \text{Recursos (F)} - \sum \text{Produtos (P)}$$

$$I = (73.286,52 + 0,480 + 1.420) - 23.480,67 = 50.999,61 \text{ kW}$$

Análise exergética da Caldeira CBC II

Água de alimentação

Dados: Pressão de condensado	80 bar	$h = 551,1 \text{ kJ/kg}$	$s = 1,6258 \text{ kJ/kg.K}$
Temperatura	130 °C	$h_o = 104,879 \text{ kJ/kg}$	$s = 0,3674 \text{ kJ/kg.k}$
Vazão	82 t/h	$T_o = 298,15 \text{ K}$	

Aplicando a Equação : $B = \dot{m} \times [(h - h_o) - T_o \times (s - s_o)]$

$$B = \frac{82 \times 1000}{3600} \times [(551,1 - 104,89) - 298,15 \times (1,6258 - 0,3674)]$$

$$B = 1.617,63 \text{ kW}$$

Cálculo da exergia do vapor

Dados: Pressão de vapor	= 50 bar	$h = 3196,2 \text{ kJ/kg}$	$s = 6,6463 \text{ kJ/kg.K}$
Temperatura	= 400 °C	$h_o = 104,879 \text{ kJ/kg}$	$s = 0,3674 \text{ kJ/kg.k}$
Vazão	= 80 t/h	$T_o = 298,15 \text{ K}$	

Aplicando a Equação : $B = \dot{m} \times [(h - h_o) - T_o \times (s - s_o)]$

$$B = \frac{80 \times 1000}{3600} \times [(3196,2 - 104,89) - 298,15 \times (6,6463 - 0,3674)]$$

$$B = 27.094,58 \text{ kW}$$

$$\begin{aligned} \text{Vazão} &= 1,7416 \text{ m}^3/\text{s} \\ \text{PCI} &= 45.423,9 \text{ kJ/kg} \\ \text{Temperatura} &= 298,15 \text{ }^\circ\text{K} \\ \text{Pressão} &= 10^5 \text{ N/m}^2 \\ \text{R} &= 8314 \text{ N.m/kmol.K} \end{aligned}$$

$$n = \frac{P \cdot V}{R \cdot T}$$

$$n = \frac{10^5 \times 1,7416}{8314 \times 300} = 0,069825 \text{ kmol/s}$$

Equação da exergia para gases

$$B_g = n_{mg} \cdot b^\circ_{Mg} + (T_g - T_o) \cdot \sum_k n_{gk} \cdot c_p^{b_{gk}}$$

Considerando a temperatura do gás $25 \text{ }^\circ\text{C}$, a parcela equivalente a exergia física é nula.

$$B_g = n_{mg} \cdot b^\circ_{Mg}$$

Exergia química

Dados:

Equação

$$b^\circ_{Mg} = \sum_k y_{gk} \cdot b^\circ_{gk} + R \cdot T_o \cdot \sum_k (y_{gk} \cdot \ln y_{gk})$$

$$n_t = 0,069825 \text{ kmol/s} \quad \sum_k y_{gk} \cdot b^\circ_{gk} \quad \text{onde } y_{gk} = \frac{n}{n_t} \text{ aplicado à cada composto do combustível.}$$

$$\sum_k (y_{gk} \cdot \ln y_{gk})$$

$$\frac{0,06238}{0,069825} \times 836.510 = 747.3187,20 \quad \text{CH}_4$$

$$\frac{0,005606}{0,069825} \times 1.504.360 = 120.779,69 \quad \text{C}_2\text{H}_6$$

$$\frac{0,000544}{0,069825} \times 2.163.190 = 16.853,20 \quad \text{C}_3\text{H}_8$$

$$\frac{0,00002793}{0,069825} \times 2.819.930 = 1.127,97 \quad \text{C}_4\text{H}_{10}$$

$$\frac{0,00002094}{0,069825} \times 2.819.930 = 845,67 \quad \text{C}_4\text{H}_{10}$$

$$\frac{0,000006982}{0,069825} \times 3.477.050 = 347,68 \quad \text{C}_5\text{H}_{10}$$

$$\frac{0,00033516}{0,069825} \times 20.140 = 96,67 \quad \text{CO}_2$$

$$\frac{0,00089376}{0,069825} \times 720 = 9,21 \quad \text{N}_2$$

$$\sum y_{gk} \cdot b^{\circ}_{gk} = 887.378,32 \quad \text{e} \quad \sum_k (y_{gk} \cdot \ln y_{gk}) = -0,428941 \quad \text{logo,}$$

$$b^{\circ}_{Mg} = 887.378,32 + 8,314 \cdot 298,15 \cdot (-0,428941) = 886.315,05 \quad \text{kJ/kg}$$

$$\text{Portanto, } B_g = n_{mg} \cdot b^{\circ}_{Mg} = 0,069825 \cdot 886.315,05 = 61.886,94 \quad \text{kW}$$

Cálculo da exergia dos gases da combustão

Balanco de massa para o combustível;

Carbono(C):

$$0,06238x(1)+0,005606x(2)+0,000544x(3)+0,00002793x(4)+0,00002094x(4)+0,000006982x(5)+0,00033516x(1) = 0,0757895$$

Hidrogênio(H₂):

$$0,06238x(4)+0,005606x(6)+0,000544x(8)+0,00002793x(10)+0,00002094x(10)+0,000006982x(12) = 0,288080$$

Para o O₂:

$$0,0757895 \quad \text{O}_2 \rightarrow 0,0757895 \quad \text{CO}_2$$

$$0,288080 \quad \times (0,5) \quad \text{O}_2 \rightarrow 0,14404 \quad \text{H}_2\text{O}$$

$$\text{Total} \quad 0,2198295 \quad \text{kmol/s}$$

Equação da combustão

Estequiométrica

$$0,0757895 \text{ CO}_2 + 0,288080 \text{ H}_2\text{O} + 0,2198295 \times 3,76 \text{ N}_2$$

Oxigênio livre nos gases da combustão:

Considerando 2.5 % de oxigênio livre nos gases da combustão.

$$nt = 0,9023475$$

$$\% \text{ de O}_2 \text{ Livre} = \frac{O_2}{nt + 4,76 \cdot O_2}$$

$$0,025 = \frac{O_2}{(0,0727895 + 0,82655892) + 4,76 \cdot O_2}$$

$$O_2 = 0,0256057 \text{ kmol/s}$$

$$N_2 = 0,0256057 \times 3,76 = 0,096277 \text{ kmol/s}$$

$$N_2 \text{ corrigido ser\`a, } 0,096277 + 0,826558 = 0,92283592 \text{ kmol/s.}$$

Logo,

$$O_{2L} = \frac{n O_2}{n O_2 + n N_2 + nt} = \frac{0,0256057}{0,0757895 + 0,0256057 + 0,92283592} \cdot 100 = 2,5\% \quad \text{Ok !!}$$

Logo, a Equa\c7\~ao da combust\~ao corrigida \c3\c9:

$$\{0,0757895 [CO_2] + 0,288080 [H_2O] + 0,0256057 [O_2] + 0,922835 [N_2]\}$$

Vaz\~ao m\~assica dos gases \`a sa\`ida da fornalha.

$$\dot{m}_g = [n \cdot M]_{CO_2} + [n \cdot M]_{H_2O} + [(n)_{O_2} + (n)_{N_2}] \cdot 28,97$$



$$\dot{m}_g = \left[\frac{0,0757895 \times (44) + 0,288080 \times (18) + 0,0256057 \times (32) + 0,922835 \times (28)}{1000} \right] \times 3600 =$$

$$\dot{m}_g = 126,644 \text{ t/h}$$

Cálculo da exergia dos gases da combustão

Dados: Vazão dos gases $\dot{m}_g = 126,64 \text{ t/h}$

Numero de moles $n_t = 1,3123102 \text{ kmol/s}$

Temperatura $= 473,15 \text{ K}$

$$\Sigma n = 1,3123102 \text{ kmol/s}$$

Equação da exergia dos gases,

$$B_g = (n \cdot b^\circ)_g + T_g - T_o \cdot \sum_k (n \cdot c_p)_g$$

$$b^\circ_g = \sum y_g \cdot b^\circ + R \cdot T_o \cdot \sum y_g \cdot \ln y_g$$

	Cp [kJ/kg.K]	b° [kJ/kg]
CO2	43,82	20.140
H2O	35,13	11.710
O2	30,88	3.970
N2	29,49	720

$n_t = 1,3123102 \text{ kmol/s}$ $\sum y_{gk} \cdot b^\circ_{gk}$ onde $y_{gk} = \frac{n}{n_t}$ aplicado à cada composto do gás.

$$\sum_k (y_{gk} \cdot \ln y_{gk})$$

$$\frac{0,0757895}{1,3123102} \times 20140 = 1163,14 \text{ CO}_2$$

$$\frac{0,288080}{1,3123102} \times 11710 = 2570,59 \quad \text{H}_2\text{O}$$

$$\frac{0,0256057}{1,3123102} \times 3970 = 77,462 \quad \text{O}_2$$

$$\frac{0,922835}{1,3123102} \times 720 = 506,31 \quad \text{N}_2$$

$$\sum y_{gk} \cdot b^\circ_{gk} = 4317,51 \quad \text{e} \quad \sum_k (y_{gk} \cdot \ln y_{gk}) = -0,8219587 \quad \text{logo,}$$

$$b^\circ \text{Mg} = 4317,51 + 8,314 \cdot 298,15 \cdot (-0,8219587) = 2280,10 \text{ kJ/kmol}$$

Portanto,

$$B_g = (1,3123102 \times 2.280,01) + [(473,15 - 298,15) \cdot 32,52]$$

$$B_g = 8.657,36 \text{ kW}$$

Cálculo da Eficiência

$$\text{Equação: } \psi = \frac{P}{F}$$

Dados: P = Exergia do vapor

R = Exergia do condensado

R = Exergia do combustível

R = Energia elétrica

$$\psi = \frac{27.094,58}{61.886,94 + 0,480 + 1.617,63} = 42,66 \%$$

Irreversibilidade do Processo

$$I = \sum \text{Recursos (F)} - \sum \text{Produtos (P)}$$

$$I = (73.286,52 + 0,480 + 1.617,63) - 27.094,58 = 47.810,05 \text{ kW}$$

Cálculo exergético da Caldeira de Biomassa

Exergia do vapor

Dados: Pressão = 50 bar $h = 3196,2 \text{ kJ/kg}$ $s = 6,6463 \text{ kJ/kg.K}$
 Temperatura = $400 \text{ }^\circ\text{C}$ $h_o = 104,89 \text{ kJ/kg}$ $s_o = 0,3674 \text{ kJ/kg.K}$
 Vazão = 90 t/h

$$B = \dot{m} \cdot [(h - h_o) - T_o \cdot (s - s_o)]$$

$$B = \frac{90 \times 1000}{3600} \times [(3196,2 - 104,87) - 298,15 \times (6,6463 - 0,3674)]$$

$$B = 30.481,4 \text{ kW}$$

Exergia do Condensado

Dados: Pressão = 80 bar $h = 541,1 \text{ kJ/kg}$ $s = 1,6258 \text{ kJ/kg.K}$
 Temperatura = $130 \text{ }^\circ\text{C}$ $h_o = 104,89 \text{ kJ/kg}$ $s_o = 0,3674 \text{ kJ/kg.K}$
 Vazão = 92 t/h

$$B = \dot{m} \cdot [(h - h_o) - T_o \cdot (s - s_o)]$$

$$B = \frac{92 \times 1000}{3600} \times [(541,1 - 104,87) - 298,15 \times (1,6258 - 0,3674)]$$

$$B = 1.811,47 \text{ kW}$$

Exergia do Combustível

Dados: Esta caldeira utiliza biomassa e óleo combustível.

Biomassa

Vazão = $20,4 \text{ t/h}$

$pci = 9.169,6 \text{ kJ/kg}$

Óleo combustível

Vazão = $1,875 \text{ t/h}$

$pci = 42.305,2 \text{ kJ/kg}$

Balanço de massa para biomassa

$$\eta_{\text{bio}} = \frac{\dot{m}_c}{\dot{M}_i} \cdot Y$$

onde,

\dot{m}_c Vazão mássica da biomassa, em kg/s.

\dot{M}_i Massa molar de cada composto, em kg/kmol.

Y_i Porcentagem peso de cada componente do combustível.

$$n = \frac{5,67 \times 0,0006}{34} = 0,0001 \text{ kmol/s} \quad \text{S}$$

$$n = \frac{5,67 \times 0,0388}{2} = 0,095823 \text{ kmol/s} \quad \text{H}_2$$

$$n = \frac{5,67 \times 0,3112}{12} = 0,1470 \text{ kmol/s} \quad \text{C}$$

$$n = \frac{5,67 \times 0,375}{18} = 0,11812 \text{ kmol/s} \quad \text{H}_2\text{O}$$

$$n = \frac{5,67 \times 0,0012}{28} = 0,000243 \text{ kmol/s} \quad \text{N}_2$$

$$n = \frac{5,67 \times 0,2456}{32} = 0,04351 \text{ kmol/s} \quad \text{O}_2$$

$$\sum n = 0,405669 \text{ kmol/s}$$

Balanço de massa para Óleo combustível

$$\eta_{\text{óleo}} = \frac{\dot{m}_c}{\dot{M}_i} \cdot Y$$

onde,

\dot{m}_c Vazão mássica do óleo combustível, em kg/s.

\dot{M}_i Massa molar de cada composto, em kg/kmol.

Y_i Porcentagem peso de cada componente do combustível.

$$n = \frac{0,5208 \times 0,002}{34} = 0,00000306 \text{ kmol/s} \quad S$$

$$n = \frac{0,5208 \times 0,048}{2} = 0,01249 \text{ kmol/s} \quad H_2$$

$$n = \frac{0,5208 \times 0,835}{12} = 0,03623 \text{ kmol/s} \quad C$$

$$n = \frac{0,5208 \times 0,001}{18} = 0,0000289 \text{ kmol/s} \quad H_2O$$

$$n = \frac{0,5208 \times 0,0028}{28} = 0,00005208 \text{ kmol/s} \quad N_2$$

$$\sum n = 0,048804 \text{ kmol/s}$$

Exergia do óleo combustível

$$B_g = m_c \cdot \varepsilon^o$$

Onde

$$\varphi = \frac{\varepsilon^o}{P_{ci}^o}$$

m_c fluxo de combustível em kg/s.

ε^o exergia química industrial do combustível em, kJ/kg.

P_{ci}^o Poder calorífico inferior do combustível em, kJ/kg.

$$\varphi = 1,041 + 0,1728 \left(\frac{h}{c} \right) + 0,2169 \left(\frac{s}{c} \right) \left(1 - 2,0628 \left(\frac{h}{c} \right) \right)$$

onde,

h é o hidrogênio contido no combustível em, % peso.

c é o carbono contido no combustível em, % peso.

s é o enxofre contido no combustível em, % peso.

$$\varphi = 1,041 + 0,1728 \times \left(\frac{0,113}{0,835} \right) + 0,2169 \times \left(\frac{0,2169}{0,835} \right) \times \left(1 - 2,0628 \times \left(\frac{0,113}{0,835} \right) \right)$$

$$\varphi = 1,07247$$

$$P_{ci} = 42.701,12 \text{ kJ/kg}$$

$$\varepsilon^\circ = 1,07247 \times 42.701,12 = 45.795,72 \text{ kJ/kg}$$

$$B = \dot{m} \cdot \varepsilon^\circ$$

$$B_{\text{óleo}} = 0,5208 \times 45.795,72 = 23.851 \text{ kW}$$

Exergia da biomassa

$$B_g = m_c \cdot \varepsilon^\circ$$

• Onde

$$\varphi = \frac{\varepsilon^\circ}{P_{ci}^\circ}$$

m_c fluxo de combustível em kg/s.

ε° exergia química industrial do combustível em, kJ/kg.

P_{ci} Poder calorífico inferior do combustível em, kJ/kg.

$$\varphi = \frac{1,0412 + 0,2160 \cdot \frac{H_2}{C} - 0,2499 \cdot \frac{O_2}{C} \cdot \left[1 + 0,7884 \cdot \frac{H_2}{C} \right] + 0,045 \cdot \frac{N_2}{C}}{\left[1 - 0,335 \cdot \frac{O_2}{C} \right]}$$

sendo,

$$H_2/C = 0,1086$$

$$O_2/C = 0,7892$$

$$N_2/C = 0,003856$$

Para esta equação a margem de aproximação dos resultados é de $\pm 1,5\%$ com range de aplicação da relação de $O_2/C \leq 2,67$.

onde,

h é o hidrogênio contido no combustível em, % peso.

c é o carbono contido no combustível em, % peso.

s é o enxofre contido no combustível em, % peso.

$$\varphi = \frac{1,0412 + 0,2160 \times 0,1086 - 0,2499 \times 0,7892 \times [1 + 0,7884 \times 0,1086] + 0,045 \times 0,003856}{[1 - 0,335 \times 0,7892]}$$

$$\varphi = 1,1186$$

$$P_{ci} = 11.773,3 \text{ kJ/kg}$$

$$\varepsilon^{\circ} = 1,1186 \times 11.773,3 = 13.169,61 \text{ kJ/kg}$$

$$B = \dot{m} \cdot \varepsilon$$

$$B_{bio} = 5,67 \times 13.169,61 = 74.630 \text{ kW}$$

Exergia dos gases da Combustão

Biomassa

O₂ necessário para queima estequiométrica

$$+ 0,0001 \rightarrow O_2 \rightarrow 0,0001 SO_2$$

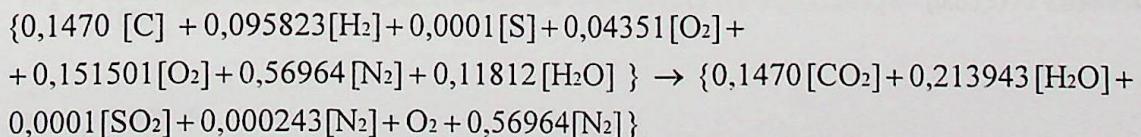
$$+ 0,095823 \rightarrow O_2 \rightarrow 0,0479115 H_2O$$

$$+ 0,1470 \rightarrow O_2 \rightarrow 0,1470 CO_2$$

$$- 0,04351 \rightarrow O_2 \text{ contido no combustível}$$

$$0,151501 \text{ kmol/s} \quad \text{Total}$$

Equação estequiométrica



O₂ livre nos gases da combustão, para biomassa

onde,

% de O₂ livre é 0,004.

nt é a $\sum n(\text{SO}_2) + n(\text{N}_2) + n(\text{CO}_2) = 0,716674 \text{ kmol/s}$.

$$0,04 = \frac{O_2}{0,716674 + 4,76 \cdot O_2} = 0,035377$$

0,035377 kmol/s de O₂ livre na combustão.

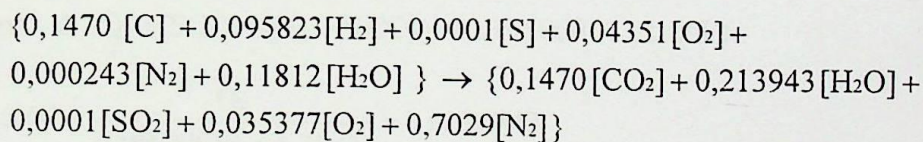
Portanto para o N₂ tem-se

$$0,035377 \times 3,76 = 0,133017 \text{ kmol/s}$$

Verificando.

$$O_{2L} = \frac{n O_2}{n O_2 + n N_2 + nt} = \frac{0,035377}{0,035377 + 0,133017 + 0,716674} \cdot 100 = 4\%$$

Equação da combustão corrigida..



Vazão mássica dos gases..

$$\dot{m}_{g \text{ bio}} = [n \cdot M]_{\text{CO}_2} + [n \cdot M]_{\text{H}_2\text{O}} + [n \cdot M]_{\text{SO}_2} + [(n)_{\text{O}_2} + (n)_{\text{N}_2}] \cdot 28,97$$

onde,

n Vazão molar de cada composto dos gases, em kmol/s.

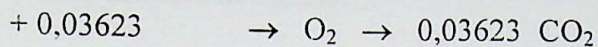
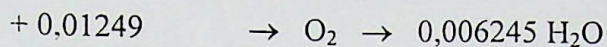
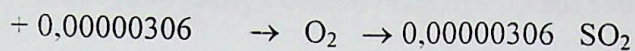
M Massa molar de cada composto dos gases

$$\dot{m}_g = \left[\frac{3600}{1000} \times [0,0001 \times 64 + 0,095823 \times 18 + 0,1470 \times 44 + 0,11812 \times 18 + 0,13326 \times 28 + (0,035377 + 0,56964) \times 28,97] \right]$$

$$\dot{m}_g = 112,09 \text{ t/h}$$

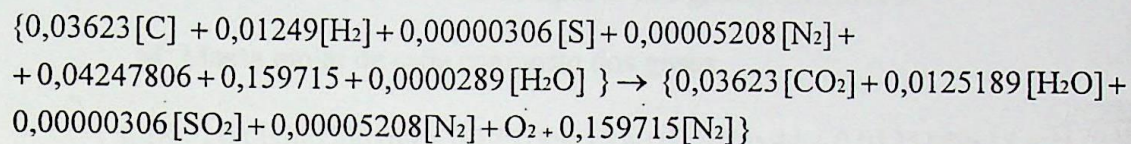
Óleo Combustível

O₂ necessário para queima estequiométrica



0,04247806 kmol/s Total

Equação estequiométrica



O₂ livre nos gases da combustão, para biomassa

$$\% \text{ de } O_2 \text{ Livre} = \frac{O_2}{nt + 4,76 \cdot O_2}$$

onde,

% de O₂ livre é 4%.

nt é a $\sum n(SO_2) + n(N_2) + n(CO_2) = 0,19600014$ kmol/s.

$$0,04 = \frac{O_2}{0,19600014 + 4,76 \cdot O_2} = 0,0096742$$

0,0096742 kmol/s de O₂ livre na combustão.

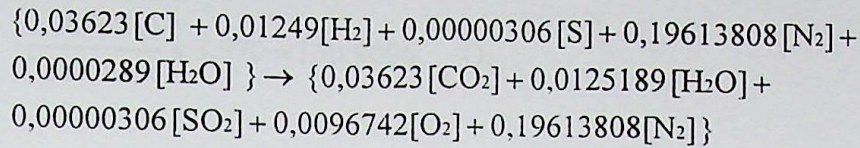
Portanto para o N₂ tem-se

$$0,0096742 \times 3,76 = 0,036375 \text{ kmol/s.}$$

Verificando.

$$O_{2L} = \frac{n O_2}{n O_2 + n N_2 + nt} = \frac{0,0096742}{0,0096742 + 0,036375 + 0,19600014} \cdot 100 = 4\% \quad \text{OK !!}$$

Equação da combustão corrigida..



Vazão mássica dos gases..

$$\dot{m}_{g, bio} = [n.M]_{CO_2} + [n.M]_{H_2O} + [n.M]_{SO_2} + [(n)_{O_2} + (n)_{N_2}] \cdot 28,97$$

onde,

n Numero de kmol de cada composto dos gases, em kmol/s.

M Massa molar de cada composto dos gases

$$\dot{m}_g = \left[\frac{3600}{1000} \times \left[0,00000306 \times 64 + 0,125189 \times 18 + 0,03623 \times 44 + 0,0125189 \times 18 + \right. \right. \\ \left. \left. 0,0096742 \times 28 + (0,035377 + 0,56964) \times 28,97 \right] \right]$$

$$\dot{m}_g = 27,43 \text{ t/h}$$

$$m_{t_g} = 112,59 + 27,43 = 139,92 \text{ t/h}$$

Exergia dos gases da combustão para o óleo combustível

Dados: Temperatura dos gases = 473,15 K $n_{m_g} = 0,2545004 \text{ kmol/s}$

$$B_g = n_{m_g} \cdot b^o_{M_g} + (T_g - T_o) \cdot \sum_k n_{gk} \cdot c_{p_{gk}}^b \quad T^o = 298,15 \text{ K}$$

$$b^o_{M_g} = \sum_k y_{gk} \cdot b^o_{gk} + R \cdot T_o \cdot \sum_k (y_{gk} \cdot \ln y_{gk})$$

$$y_{gk} = \frac{n_{gk}}{n_{gm}} \quad ; \quad \sum y_{gk} \cdot b^o_{gk} \quad ; \quad \sum_k y_{gk} \cdot \ln y_{gk}$$

$$\frac{0,00000306}{0,2545004} \times 303.500 = 3,64807 \quad SO_2$$

$$\frac{0,0125189}{0,2545004} \times 11.710 = 576,0149 \quad HO_2$$

$$\frac{0,03623}{0,2545004} \times 20.140 = 2.867,069 \quad CO_2$$

$$\frac{0,0096742}{0,2545004} \times 3.970 = 150,9096 \quad \text{O}_2$$

$$\frac{0,19613808}{0,2545004} \times 720 = 141,2194 \quad \text{N}_2$$

$$\sum y_{gk} \cdot b^{\circ}_{gk} = 4.152,52 \text{ kJ/kmol} \qquad \sum_k y_{gk} \cdot \ln y_{gk} = -0,75086$$

$$b^{\circ}_{Mg} = 4.152,562 + 8,314 \times 298,15 \times (-0,75086) = 2.291,27 \text{ kJ/kmol}$$

$$\sum_k n_{gk} \cdot cp^b_{gk}$$

$$0,00000306 \times 43 + 0,0125189 \times 35,13 + 0,03623 \times 43,82 + 0,0096742 \times 30,88 + 0,19613808 \times 29,49$$

$$\sum_k n_{gk} \cdot cp^b_{gk} = 8,11037$$

$$B_g = 0,2545004 \times 2.291,27 + (473,15 - 298,15) \times 8,11037 = 2.002,42 \text{ kW}$$

Exergia dos gases da combustão para biomassa

Dados: Temperatura dos gases = 473,15 K $n_{mg} = 1,09932 \text{ kmol/s}$

$$B_g = n_{mg} \cdot b^{\circ}_{Mg} + (T_g - T_o) \cdot \sum_k n_{gk} \cdot cp^b_{gk} \qquad T^{\circ} = 298,15 \text{ K}$$

$$b^{\circ}_{Mg} = \sum_k y_{gk} \cdot b^{\circ}_{gk} + R \cdot T_o \cdot \sum_k (y_{gk} \cdot \ln y_{gk})$$

$$y_{gk} = \frac{n_{gk}}{n_{gm}} \quad ; \quad \sum y_{gk} \cdot b^{\circ}_{gk} \quad ; \quad \sum_k y_{gk} \cdot \ln y_{gk}$$

$$\frac{0,0001}{1,09932} \times 303.500 = 27,6079 \quad \text{SO}_2$$

$$\frac{0,213943}{1,09932} \times 11.710 = 2.278,92 \quad \text{H}_2\text{O}$$

$$\frac{0,1470}{1,09932} \times 20.140 = 2.693,1011 \quad \text{CO}_2$$

$$\frac{0,035377}{1,09932} \times 3.970 = 127,7546 \quad \text{O}_2$$

$$\frac{0,7029}{1,09932} \times 720 = 460,3392 \quad \text{N}_2$$

$$\sum y_{gk} \cdot b^{\circ}_{gk} = 5.587,72 \quad \text{kJ/kmol} \qquad \sum_k y_{gk} \cdot \ln y_{gk} = -0,98496$$

$$b^{\circ}_{Me} = 5.587,72 + 8,314 \times 298,15 \times (-0,98496) = 3.146,18 \quad \text{kJ/kmol.K}$$

$$\sum_k n_{gk} \cdot cp^b_{gk}$$

$$0,001 \times 43 + 0,213943 \times 35,13 + 0,1470 \times 43,82 + 0,035377 \times 30,88 + 0,7029 \times 29,49$$

$$\sum_k n_{gk} \cdot cp^b_{gk} = 35,8213$$

$$B_g = 1,09932 \times 3.146,18 + (473,15 - 298,15) \times 35,8213 = 9.720,61 \quad \text{kW}$$

$$B_{gt} = B_{g\text{bio}} + B_{g\text{óleo}} = 9.720,61 + 2.002,42 = 11.723,03 \quad \text{kW}$$

Eficiência exergetica

Dados: Exergia do vapor = 30.481,4 kW	Produto
Exergia do condensado = 1.811,47 kW	Recurso
Exergia do combustível = 98.480 kW	Recurso
Energia elétrica dos motores = 3.210 kW	Recurso

$$\Psi = \frac{\text{PRODUTO (P)}}{\text{RECURSOS (F)}}$$

$$\Psi = \frac{30.481,4}{98.480 + 1.811,4 + 3120} = 29,47\%$$

Irreversibilidade

$$I = (98.481 + 1.811,4 + 3.210) - 30.481,4 = 73.021,07 \text{ kW}$$

Cálculo exergético da Caldeira GTV**Exergia do vapor**

Dados: Pressão = 50 bar $h = 3196,2 \text{ kJ/kg}$ $s = 6,463 \text{ kJ/kg.K}$
 Temperatura = 400 °C $h_o = 104,89 \text{ kJ/kg}$ $s_o = 0,3674 \text{ kJ/kg.K}$
 Vazão = 100 t/h

$$B = \dot{m} \cdot [(h - h_o) - T_o \cdot (s - s_o)]$$

$$B = \frac{100 \times 1000}{3600} \times [(3196,2 - 104,87) - 298,15 \times (6,463 - 0,3674)]$$

$$B = 33.773,94 \text{ kW}$$

Exergia do Condensado

Dados: Pressão = 80 bar $h = 551, \text{ kJ/kg}$ $s = 1,6258 \text{ kJ/kg.K}$
 Temperatura = 130 °C $h_o = 104,89 \text{ kJ/kg}$ $s_o = 0,3674 \text{ kJ/kg.K}$
 Vazão = 104 t/h

$$B = \dot{m} \cdot [(h - h_o) - T_o \cdot (s - s_o)]$$

$$B = \frac{104 \times 1000}{3600} \times [(551,1 - 104,87) - 298,15 \times (1,6258 - 0,3674)]$$

$$B = 2.012,74 \text{ kW}$$

Balanco de Massa para o Licor Preto

Dados: Licor Preto concentrado a 63% $p_{ci} = 13.506,62 \text{ kJ/kg}$
 Consumo de Licor Preto = 780 t/dia de sólidos secos
 Temperatura do Licor Preto = 115 °C

$$\dot{m}_{LP} = \left[\frac{780 \times 1000}{24 \times 3600} \right] = 9,03 \text{ kg/s}$$

$$n_{LP} = \sum \frac{\dot{m}_{LP}}{M_k} \cdot Y_k$$

onde,

M_k Peso molecular de cada composto, em kmol/s.

Y_k Porcentagem peso de cada composto do combustível.

\dot{m} Fluxo mássico do licor preto, em kg/s de sólidos secos.

$$n_{LP} = \frac{9,03}{12} \times 0,37 = 0,278425 \text{ kmol/s} \quad C$$

$$n_{LP} = \frac{9,03}{32} \times 0,042 = 0,011851 \text{ kmol/s} \quad S$$

$$n_{LP} = \frac{9,03}{2} \times 0,033 = 0,148995 \text{ kmol/s} \quad H_2$$

$$n_{LP} = \frac{9,03}{32} \times 0,36 = 0,1015875 \text{ kmol/s} \quad O_2$$

$$n_{LP} = \frac{9,03}{23} \times 0,187 = 0,0734178 \text{ kmol/s} \quad Na$$

$$n_{LP} = \frac{9,03}{35} \times 0,004 = 0,001032 \text{ kmol/s} \quad Cl$$

$$n_{LP} = \frac{9,03}{39} \times 0,004 = 0,0009261 \text{ kmol/s} \quad K$$

$$n_{LP} = \left[\frac{\left(\frac{780}{0,63} - 780 \right) \times 1000}{3600 \times 24 \times 18} \right] = 0,294495 \text{ kmol/s} \quad H_2O$$

$$n_{LP} = \sum \frac{\dot{m}_{LP}}{M_k} \cdot Y_k = 0,9107915 \text{ kmol/s}$$

Exergia do Licor Preto

Dados: Temperatura do Licor Preto 110 °C

$$pci = 13.506,62 \text{ kJ/kg}$$

$$n_{LP} = 0,910729 \text{ kmol/s}$$

No caso dos sólidos, a exergia da mistura é dada por

$$B_s = n_{ms} \cdot b^o_{Ms} + \sum n_k \cdot [(h - h_o) - T_o \cdot (s - s_o)]_k$$

onde,

$$b^o_{Ms} = \sum y_s^k \cdot b^o_s^k \quad ; \quad y_{sk} = \frac{n_{sk}}{n_{sm}}$$

$$\frac{0,278425}{0,910729} \times 410.820 = 125.594,247 \quad C$$

$$\frac{0,011851}{0,910729} \times 598.850 = 7.792,535 \quad S$$

$$\frac{0,148995}{0,910729} \times 238.490 = 39.016,725 \quad H_2$$

$$\frac{0,1015875}{0,910729} \times 3.970 = 442.833 \quad O_2$$

$$\frac{0,0,0734178}{0,910729} \times 343.380 = 27.681,235 \quad Na$$

$$\frac{0,01032}{0,910729} \times 163.940 = 185,7604 \quad Cl$$

$$\frac{0,0009261}{0,910729} \times 371.520 = 377,761 \quad K$$

$$\frac{0,294495}{0,910729} \times 3.120 = 1.008,883 \quad H_2O$$

$$b^o_{Ms} = \sum y_s^k \cdot b^o_s^k = 202.099,98 \text{ kJ/kmol}$$

Cálculo da entalpia e entropia

$$(h - h_o) = 4,186 \cdot (A \cdot T_s + B \cdot (1 \times 10^{-3} \cdot T_s) + C \cdot 1 \times 10^5 \cdot \frac{1}{T_s} + D) \quad \text{kJ/kmol}$$

$$(s - s_o) = 4,186 \cdot [A \cdot \ln\left(\frac{T_s}{T_o}\right) + 2 \cdot B \cdot 1 \times 10^{-3} \cdot (T_s - T_o) + \frac{C}{2} \cdot 1 \cdot 10^5 \cdot \left(\frac{1}{T_s} - \frac{1}{T_o}\right)] \quad \text{kJ/kmol}$$

Coeficientes utilizados na Equação e valores da Exergia Química Padrão (b°).

Compostos	A	B	C	D	b° [kJ/kmol]
C	4,03	0,57	2,04	-1936	410.820
S	5,26	-0,05	-0,36	-1443	598.850
H ₂	6,52	0,39	-0,12	-1938	238.490
O ₂	7,16	0,50	-0,24	-1404	3.970
Na	6,83	-1,08	--	-1107	343.380
Cl	5,53	-0,08	0,23	-1719	163.940
K	4,97	--	--	-1482	371.520
H ₂ O	7,30	1,23	--	-2286	3.120

T(383K)

$$(h - h_o)_c \times 4,186 = 936,57 \quad \text{kJ/kmol}$$

$$(s - s_o)_c \times 4,186 = 2,737 \quad \text{kJ/kmol.K}$$

Temperatura entre (298 - 2400)K

$$(h - h_o)_s \times 4,186 = 1.968,46 \quad \text{kJ/kmol}$$

$$(s - s_o)_s \times 4,186 = 1,3885 \quad \text{kJ/kmol.K}$$

Temperatura entre (298 - 3000)K

$$(h - h_o)_{H_2} \times 4,186 = 2.448,96 \quad \text{kJ/kmol}$$

$$(s - s_o)_{H_2} \times 4,186 = 7,223 \quad \text{kJ/kmol.K}$$

Temperatura entre (298 - 3000)K

$$(h - h_o)_{O_2} \times 4,186 = 5.646,75 \text{ kJ/kmol}$$

$$(s - s_o)_{O_2} \times 4,186 = 8,08 \text{ kJ/kmol.K}$$

Temperatura entre (371 - 1178)K

$$(h - h_o)_{Na} \times 4,186 = 5.135,82 \text{ kJ/kmol}$$

$$(s - s_o)_{Na} \times 4,186 = 8,1619 \text{ kJ/kmol.K}$$

Temperatura entre (298 - 5000)K

$$(h - h_o)_{Cl} \times 4,186 = 1.872,42 \text{ kJ/kmol}$$

$$(s - s_o)_{Cl} \times 4,186 = 5,527 \text{ kJ/kmol.K}$$

Temperatura entre (336,4 - 1100)K

$$(h - h_o)_K \times 4,186 = 1.764,44 \text{ kJ/kmol}$$

$$(s - s_o)_K \times 4,186 = 5,21 \text{ kJ/kmol.K}$$

Temperatura entre (298 - 2750)K

$$(h - h_o)_S \times 4,186 = 2.889,71 \text{ kJ/kmol}$$

$$(s - s_o)_S \times 4,186 = 8,526 \text{ kJ/kmol.K}$$

Então,

$$\sum n_k \cdot [(h - h_o) - T_o \cdot (s - s_o)]_k$$

$$0,278425 \times [(936,57) - 298,15 \times (2,737)] = 35,559$$

$$0,011851 \times [(1.968,46) - 298,15 \times (1,3885)] = 18,422$$

$$0,148995 \times [(2.448,96) - 298,15 \times (7,223)] = 44,016$$

$$0,1015875 \times [(5.646,75) - 298,15 \times (8,08)] = 328,90$$

$$0,0734178 \times [(5.135,82) - 298,15 \times (8,1619)] = 198,40$$

$$0,001032 \times [(1.872,42) - 298,15 \times (5,527)] = 0,2317$$

$$0,0009261 \times [(1.764,44) - 298,15 \times (5,21)] = 0,1912$$

$$0,294495 \times [(2.889,71) - 298,15 \times (8,526)] = 102,39$$

$$\sum n_k \cdot [(h - h_0) - T_0 \cdot (s - s_0)]_k = 726,12$$

$$B_s = n_{ms} \cdot b^\circ_{M_s} + \sum n_k \cdot [(h - h_0) - T_0 \cdot (s - s_0)]_k = 0,910729 \times 202.099,98 + 726,12$$

$$B_s = 184.058,31 \text{ kW}$$

Exergia dos Produtos da Combustão

Balço de massa para os Fundidos (Smelt)

Dados: Temperatura dos Fundidos 800 °C

Consumo de Licor Preto = 780 t/dia de sólidos secos

$$\dot{m}_{LP} = \left[\frac{780 \times 1000}{24 \times 3600} \right] = 9,03 \text{ kg/s}$$

$$n_{s_i} = \frac{9,03}{78} \times 0,0937 = 0,0108475 \text{ kmol/s} \quad \text{Na}_2\text{S}$$

$$n_{s_i} = \frac{9,03}{142} \times 0,019 = 0,00120823 \text{ kmol/s} \quad \text{Na}_2\text{SO}_4$$

$$n_{s_i} = \frac{9,03}{58} \times 0,01 = 0,00155689 \text{ kmol/s} \quad \text{NaCl}$$

$$n_{s_i} = \frac{9,03}{106} \times 0,30 = 0,025556 \text{ kmol/s} \quad \text{Na}_2\text{CO}_3$$

Pode-se aplicar agora uma balanço de massa para os produtos da combustão, pois sabe-se que toda a Na do LP reage formando o Na₂S, Na₂SO₄, NaCl e Na₂CO₃

$$\text{Na}_2\text{S} \rightarrow 0,0108475 \cdot 2 = 0,021695 \text{ kmol/s}$$

$$\text{Na}_2\text{SO}_4 \rightarrow 0,00120823 \cdot 2 = 0,00241646 \text{ kmol/s}$$

$$\text{NaCl} \rightarrow 0,00155689 \text{ kmol/s}$$

$$\text{Na}_2\text{CO}_3 \rightarrow 0,025556 \cdot 2 = 0,051112 \text{ kmol/s}$$

$$\text{Total de Na} = 0,07678035 \text{ kmol/s}$$

Do valor total para o Na subtraímos o valor de Na_2S .

$$0,07678035 - 0,0021695 = 0,0550835 \text{ kmol/s de Na}_2\text{S}$$

$$n_{\text{LPNa}} - n_{\text{STNa}_2\text{S}} = [0,07678035 - 0,0550835] \cdot \frac{1}{2} = 0,0091662 \text{ kmol/s de Na}_2\text{S}$$

Balanço de massa para o S:

Subtraindo o valor de Na_2S , mais o valor de Na_2SO_4 da parcela de enxofre (S) que entra na composição do Licor preto, obtém-se assim a parcela de (SO_2) resultante do balanço, em kmol/s

$$0,011851 [\text{S}] - 0,0091662[\text{Na}_2\text{S}] - 0,002416[\text{Na}_2\text{SO}_4] = 0,0002687 \text{ kmol/s de SO}_2$$

Subtraindo o resultado de SO_2 do resultado do enxofre (S). Então a parcela de SO_2 que sai no smelt é:

$$n_{\text{LP}[\text{S}]} - n_{\text{ST}[\text{SO}_2]} = 0,011851 - 0,0002687 = 0,00916325 \text{ kmol/s } [\text{SO}_2]$$

Balanço de massa para o Cl:

Sabe-se que o Cl reage na fornalha com Na formando o NaCl. Então subtraindo o valor de NaCl do valor de Cl que entra no Licor preto, assim obtém-se uma parcela de Na.

$$n_{\text{LP}[\text{Cl}]} - n_{\text{ST}[\text{NaCl}]} = 0,001032 - 0,0015568 = 0,0005248 \text{ kmol/s } [\text{Na}]$$

Logo esta parcela de Na, também reage na fornalha formando Na_2S . Então para o valor de 0,0005248 kmol/s de Na $\rightarrow 0,0005248 \cdot \frac{1}{2} = 0,000262 \text{ kmol/s de Na}_2\text{S}$. Adiciona-se este valor de Na_2S , ao valor de Na_2S obtida anteriormente, obtendo assim o valor de Na_2S corrigido:

$$0,000262 + 0,0091662 = 0,009428 \text{ kmol/s Na}_2\text{S}$$

Devido a formação de Na_2S , como resultante do balanço de massa para o Cl, deve-se corrigir o balanço de massa feito para o SO_2 . Esse valor de SO_2 corrigido é:

$$0,000268775 - 0,0002624 = 0,000006 \text{ kmol/s SO}_2$$

Balanço de massa para o O_2 :

Tem-se que o valor em kmol/s de O_2 no Licor preto é 0,1015875 kmol/s;

$$(0,002416 \cdot 2 \text{ de Na}_2\text{SO}_4) = 0,004832 \text{ kmol/s de O}_2$$

$$(0,051112 \cdot 1,5) = 0,076668 \text{ kmol/s de } O_2.$$

Somam-se então as duas parcelas e obtém-se 0,0815 kmol/s de O_2 contidos no smelt.

Do Carbono (0,278425 kmol/s) $Lp - Na_2CO_3$ (0,0521112 kmol/s)st= 0,221676 kmol/s, O_2 presente em CO_2 .

Tem-se 0,148995 kmol/s de H contido no licor, então $0,148995 \cdot \frac{1}{2} = 0,07449$ kmol/s de O_2 presente em H_2O .

Aplica-se a somatória dos valores obtidos para o balanço de O_2 :

$$\sum (0,0815 + 0,000006 + 0,07449 + 0,227313) - 0,1015 = 0,2839 \text{ kmol/s}$$

Sabe-se que a porcentagem de O_2 livre na combustão é de 6,5%. Pode-se calcular então o valor de O_2 livre.

$$\% \text{ de } O_2 \text{ Livre} = \frac{O_2}{nt + 4,76 \cdot O_2}$$

onde,

% de O_2 livre é 0,065

nt é a $\sum n(SO_2) + n(N_2) + n(CO_2) = 1,2820632 \text{ kmol/s}$.

O resultado foi 0,1204424 kmol/s de O_2 livre na combustão.

Portanto para o N_2 tem-se 0,4528634 kmol/s.

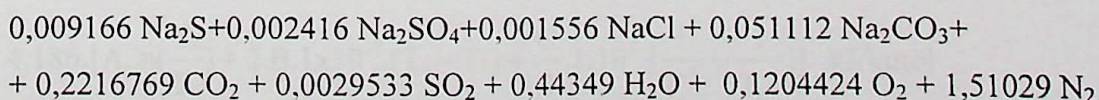
Verificando

$$O_{2L} = \frac{n O_2}{n O_2 + n N_2 + nt}$$

$$\frac{0,1204424}{0,1204424 + 0,4528634 + 1,2820632} \cdot 100 = 0,06499 = 6,5\%$$

onde ,

Agora pode-se escrever a Equação da combustão corrigida para, 6,5 % de O_2 livre.



Vazão dos fundidos (Smelt)

$$[0,0091662 \times (78) + 0,002416 \times (142) + 0,0015568 \times (58) + 0,051112 \times (106) + 0,0004611 \times (138)] \times \frac{3600}{1000} = 23,87 \text{ t/h}$$

Exergia dos Fundidos

Dados: Temperatura do Smelt 800 °C

$$n_{LP} = 0,0647121 \text{ kmol/s}$$

Para sólidos, a exergia da mistura é dada por:

$$B_s = n_{ms} \cdot b^{\circ}_{Ms} + \sum n_k \cdot [(h - h_o) - T_o \cdot (s - s_o)]_k$$

onde,

$$b^{\circ}_{Ms} = \sum y_s^k \cdot b^{\circ}_s{}^k \quad ; \quad y_{sk} = \frac{n_{sk}}{n_{sm}} \quad n_{sm} = 0,0647121$$

$b^{\circ}_s{}^k$ Exergia química Padrão

$$\frac{0,0091662}{0,0647121} \times 921.400 = 130.507,09 \quad \text{Na}_2\text{S}$$

$$\frac{0,002413}{0,0647121} \times 21.400 = 798,94 \quad \text{Na}_2\text{SO}_4$$

$$\frac{0,0015568}{0,0647121} \times 14.300 = 344,01 \quad \text{NaCl}$$

$$\frac{0,051112}{0,0647121} \times 41.500 = 32.778,14 \quad \text{Na}_2\text{CO}_3$$

$$\frac{0,0004715}{0,0647121} \times 85.100 = 611,40 \quad \text{K}_2\text{CO}_3$$

$$b^{\circ}_{Ms} = \sum y_s^k \cdot b^{\circ}_s{}^k = 170.491,96 \text{ kJ/kmol}$$

Cálculo da entalpia e entropia

$$(h - h_o) = 4,186 \cdot (A \cdot T_s + B \cdot (1 \times 10^{-3} \cdot T_s) + C \cdot 1 \times 10^5 \cdot \frac{1}{T_s} + D) \quad \text{kJ/kmol}$$

$$(s - s_o) = 4,186 \cdot [A \cdot \ln\left(\frac{T_s}{T_o}\right) + 2 \cdot B \cdot 1 \times 10^{-3} \cdot (T_s - T_o) + \frac{C}{2} \cdot 1 \cdot 10^5 \cdot \left(\frac{1}{T_s^2} - \frac{1}{T_o^2}\right)] \quad \text{kJ/kmol}$$

Coefficientes utilizados no cálculo da entalpia e entropia dos fundidos (Smelt) , e Exergia Química padrão dos fundidos (b°).

Compostos	A	B	C	D	b°[kJ/kmol]
Na ₂ S	19,81	0,82	--	-5979	921.400
Na ₂ SO ₄	47,18	--	--	-10190	21.400
NaCl	16	--	--	260	14.300
Na ₂ CO ₃	45	--	--	-13.100	41.500
K ₂ CO ₃	29,9	--	--	--	85.100

Temperatura entre (298 - 1000)K

$$(h - h_o)_{Na_2S} \times 4,186 = 72.438 \text{ kJ/kmol}$$

$$(s - s_o)_{Na_2S} \times 4,186 = 116,82 \text{ kJ/kmol.K}$$

Temperatura entre (1157 - 2000)K

$$(h - h_o)_{Na_2SO_4} \times 4,186 = 2.448,96 \text{ kJ/kmol}$$

$$(s - s_o)_{Na_2SO_4} \times 4,186 = 261,93 \text{ kJ/kmol.K}$$

Temperatura entre (1073 - 1700)K

$$(h - h_o)_{NaCl} \times 4,186 = 79.312,45 \text{ kJ/kmol}$$

$$(s - s_o)_{NaCl} \times 4,186 = 88,82 \text{ kJ/kmol.K}$$

Temperatura entre (1124 - 1500)K

$$(h - h_o)_{Na_2CO_3} \times 4,186 = 156.731,10 \text{ kJ/kmol}$$

$$(s - s_o)_{Na_2CO_3} \times 4,186 = 249,83 \text{ kJ/kmol.K}$$

Temperatura entre (298 - 5000)K

$$(h - h_o)_{K_2CO_3} \times 4,186 = 103.258,15 \text{ kJ/kmol}$$

$$(s - s_o)_{K_2CO_3} \times 4,186 = 166,00 \text{ kJ/kmol.K}$$

Então,

$$\sum n_k \cdot [(h - h_0) - T_0 \cdot (s - s_0)]_k$$

$$0,0091662 \times [(72.438) - 298,15 \times (115,64)] = 347,94 \quad \text{Na}_2\text{S}$$

$$0,002416 \times [(179.161,7) - 298,15 \times (1,3885261,93)] = 244,17 \quad \text{Na}_2\text{SO}_4$$

$$0,0015568 \times [(76.312,45) - 298,15 \times (88,82)] = 77,57 \quad \text{NaCl}$$

$$0,051112 \times [(156.731,10) - 298,15 \times (249,8)] = 4.203,67 \quad \text{Na}_2\text{CO}_3$$

$$0,0004611 \times [(103.258,15) - 298,15 \times (166,00)] = 24,79 \quad \text{K}_2\text{CO}_3$$

$$\sum n_k \cdot [(h - h_0) - T_0 \cdot (s - s_0)]_k = 4.898,14$$

$$B_s = n_{m_s} \cdot b^{\circ} M_s + \sum n_k \cdot [(h - h_0) - T_0 \cdot (s - s_0)]_k = 0,0647121 \times 170.491,90 + 4.898,14$$

$$B_s = 15.931,24 \quad \text{kW}$$

Cálculo da exergia dos gases da combustão

Dados: Vazão dos gases $\dot{m}_g = 234,6 \text{ t/h}$

Numero de moles $n_t = 2,2988526 \text{ kmol/s}$

Temperatura $= 473,15 \text{ K}$

Equação da exergia dos gases,

$$B_g = (n \cdot b^{\circ})_g + T_g - T_0 \cdot \sum_k (n \cdot cp)_g$$

$$b^{\circ}_g = \sum y_g \cdot b^{\circ} + R \cdot T_0 \cdot \sum y_g \cdot \ln y_g$$

	C_p [kJ/kg.K]	b° [kJ/kg]
CO ₂	43,82	20.140
SO ₂	42,88	313.400
H ₂ O	35,13	11.710
O ₂	30,88	3.970
N ₂	29,49	720

$\dot{n}_t = 2.2988526 \text{ kmol/s}$ $\sum y_{gk} \cdot b^{\circ}_{gk}$ onde $y_{gk} = \frac{n}{n_t}$ aplicado à cada composto do gás.

$$\sum_k (y_{gk} \cdot \ln y_{gk})$$

$$\frac{0,2216769}{2,2988526} \times 20140 = 1.142,08 \quad \text{CO}_2$$

$$\frac{0,0029533}{2,2988526} \times 313.400 = 402,59 \quad \text{SO}_2$$

$$\frac{0,44349}{2,2988526} \times 11.710 = 2.259,05 \quad \text{H}_2\text{O}$$

$$\frac{0,01204424}{2,2988526} \times 3.970 = 207,99 \quad \text{O}_2$$

$$\frac{1,51029}{2,2988526} \times 720 = 473,02 \quad \text{N}_2$$

$$\sum y_{gk} \cdot b^{\circ}_{gk} = 4.484,73 \quad ; \quad \sum_k (y_{gk} \cdot \ln y_{gk}) = -0,98204 \quad ; \quad \sum_k (n \cdot cp)_g = 72,62 ,$$

$$b^{\circ} \text{ Mg} = 4.832,37 + 8,314 \cdot 298,15 \cdot (-0,98204) = 2.399,19 \text{ kJ/kmol}$$

Portanto,

$$B_g = (2,2988526 \times 2.399,18) + [(473,15 - 298,15) \cdot 72,62]$$

$$B_g = 18.224,00 \text{ kW}$$

Exergia total dos produtos da combustão

$$B_t = B_g + B_{\text{smelt}} = 18.224 + 15.931,24 = 34.155,24 \text{ kW}$$

Eficiência exergetica

Dados: Exergia do vapor = 33.773,94 kW	Produto
Exergia do condensado = 2.012,74 kW	Recurso
Exergia do Licor preto = 184.058 kW	Recurso
Energia eléctrica dos motores = 2.440 kW	Recurso
Exergia dos Gases = 18.224 kW	Recurso

Exergia dos Fundidos = 15.931,24 kW Produto

$$\psi = \frac{\text{PRODUTO (P)}}{\text{RECURSOS (F)}}$$

$$\psi = \frac{15.931,24 + 33.773,94}{184.058 + 2.012,74 + 2440} = 26,36\%$$

Irreversibilidade

$$I = (184.058 + 2.012,74 + 2.440) - (15.931,24 + 33.773,94) = 138.805,56 \text{ kW}$$

Cálculo exerético da Caldeira CBC III

Exergia do vapor

Dados: Pressão = 50 bar h= 3196,2 kJ/kg s= 6,6463 kJ/kg.K
 Temperatura = 400 °C h_o= 104,89 kJ/kg s_o= 0,3674 kJ/kg.K
 Vazão = 130 t/h

$$B = m \cdot [(h - h_o) - T_o \cdot (s - s_o)]$$

$$B = \frac{130 \times 1000}{3600} \times [(3196,2 - 104,87) - 298,15 \times (6,6463 - 0,3674)]$$

$$B = 44.029,40 \text{ kW}$$

Exergia do Condensado

Dados: Pressão = 80 bar h= 551,1 kJ/kg s= 1,6258 kJ/kg.K
 Temperatura = 130 °C h_o= 104,89 kJ/kg s_o= 0,3674 kJ/kg.K
 Vazão = 134 t/h

$$\dot{B} = \dot{m} \cdot [(h - h_0) - T_0 \cdot (s - s_0)]$$

$$B = \frac{134 \times 1000}{3600} \times [(551,1 - 104,87) - 298,15 \times (1,6258 - 0,3674)]$$

$$B = 2.644,19 \text{ kW}$$

Balço de Massa para o Licor Preto

Dados: Licor Preto concentrado a 72% PCI = 13.506,62 kJ/kg

Consumo de Licor Preto = 803,95 t/dia de sólidos secos

Temperatura do Licor Preto = 115 °C

$$\dot{m}_{LP} = \left[\frac{803,95 \times 1000}{24 \times 3600} \right] = 9,305 \text{ kg/s}$$

$$\dot{n}_{LP} = \sum \frac{\dot{m}_{LP}}{M_k} \cdot Y_k$$

onde,

M_i Peso molecular de cada composto, em kmol/s.

Y_i Porcentagem peso de cada composto do combustível.

\dot{m} Fluxo mássico do licor preto, em kg/s de sólidos secos.

$$\dot{n}_{LP} = \frac{9,305}{12} \times 0,37 = 0,2869 \text{ kmol/s} \quad C$$

$$\dot{n}_{LP} = \frac{9,305}{32} \times 0,042 = 0,01221 \text{ kmol/s} \quad S$$

$$\dot{n}_{LP} = \frac{9,305}{2} \times 0,033 = 0,1535 \text{ kmol/s} \quad H_2$$

$$\dot{n}_{LP} = \frac{9,305}{32} \times 0,36 = 0,1046 \text{ kmol/s} \quad O_2$$

$$n_{LP} = \frac{9,305}{23} \times 0,187 = 0,07565 \text{ kmol/s} \quad \text{Na}$$

$$n_{LP} = \frac{9,305}{35} \times 0,004 = 0,001063 \text{ kmol/s} \quad \text{Cl}$$

$$n_{LP} = \frac{9,305}{39} \times 0,004 = 0,0009543 \text{ kmol/s} \quad \text{K}$$

$$n_{LP} = \left[\frac{\left(\frac{803,95}{0,72} - 780 \right) \times 1000}{3600 \times 24 \times 18} \right] = 0,191198 \text{ kmol/s} \quad \text{H}_2\text{O}$$

$$n_{LP} = \sum \frac{\dot{m}_{LP}}{M_k} \cdot Y_k = 0,8260753 \text{ kmol/s}$$

No caso dos sólidos, a exergia da mistura é dada por:

$$B_s = n_{ms} \cdot b^{\circ}_{Ms} + \sum n_k \cdot [(h - h_o) - T_o \cdot (s - s_o)]_k$$

onde,

$$b^{\circ}_{Ms} = \sum y_s^k \cdot b^{\circ}_s{}^k \quad ; \quad y_{sk} = \frac{n_{sk}}{n_{sm}}$$

$$\frac{0,2869}{0,8260753} \times 410.820 = 142.679,80 \quad \text{C}$$

$$\frac{0,01221}{0,8260753} \times 598.850 = 8.851,44 \quad \text{S}$$

$$\frac{0,1535}{0,8260753} \times 238.490 = 44.315,83 \quad \text{H}_2$$

$$\frac{0,1046}{0,8260753} \times 3.970 = 502,69 \quad \text{O}_2$$

$$\frac{0,07565}{0,8260753} \times 343.380 = 31.445,91 \quad \text{Na}$$

$$\frac{0,001063}{0,8260753} \times 163.940 = 210,95 \quad \text{Cl}$$

$$\frac{0,0009261}{0,910729} \times 371.520 = 377,761 \quad \text{K}$$

$$\frac{0,191198}{0,8260753} \times 3.120 = 722,13 \quad \text{H}_2\text{O}$$

$$b^\circ_{\text{Ms}} = \sum y_s^k \cdot b^\circ_s^k = 229.157,04 \text{ kJ/kmol}$$

Cálculo da entalpia e entropia

$$(h - h_0) = 4,186 \cdot (A \cdot T_s + B \cdot (1 \times 10^{-3} \cdot T_s) + C \cdot 1 \times 10^5 \cdot \frac{1}{T_s} + D) \quad \text{kJ/kmol}$$

$$(s - s_0) = 4,186 \cdot [A \cdot \ln\left(\frac{T_s}{T_0}\right) + 2 \cdot B \cdot 1 \times 10^{-3} \cdot (T_s - T_0) + \frac{C}{2} \cdot 1 \cdot 10^5 \cdot \left(\frac{1}{T_s^2} - \frac{1}{T_0^2}\right)] \quad \text{kJ/kmol}$$

Coefficientes utilizados na Equação e valores da Exergia Química Padrão (b°).

Compostos	A	B	C	D	b° [kJ/kmol]
C	4,03	0,57	2,04	-1936	410.820
S	5,26	-0,05	-0,36	-1443	598.850
H ₂	6,52	0,39	-0,12	-1938	238.490
O ₂	7,16	0,50	-0,24	-1404	3.970
Na	6,83	-1,08	--	-1107	343.380
Cl	5,53	-0,08	0,23	-1719	163.940
K	4,97	--	--	-1482	371.520
H ₂ O	7,30	1,23	--	-2286	3.120

T(383K)

$$(h - h_0)_c \times 4,186 = 936,57 \text{ kJ/kmol}$$

$$(s - s_0)_c \times 4,186 = 2,737 \text{ kJ/kmol.K}$$

Temperatura entre (298 - 2400)K

$$(h - h_0)_s \times 4,186 = 1.968,46 \text{ kJ/kmol}$$

$$(s - s_0)_s \times 4,186 = 1,3885 \text{ kJ/kmol.K}$$

Temperatura entre (298 - 3000)K

$$(h - h_0)_{H_2} \times 4,186 = 2.448,96 \text{ kJ/kmol}$$

$$(s - s_0)_{H_2} \times 4,186 = 7,223 \text{ kJ/kmol.K}$$

Temperatura entre (298 - 3000)K

$$(h - h_0)_{O_2} \times 4,186 = 5.646,75 \text{ kJ/kmol}$$

$$(s - s_0)_{O_2} \times 4,186 = 8,08 \text{ kJ/kmol.K}$$

Temperatura entre (371 - 1178)K

$$(h - h_0)_{Na} \times 4,186 = 5.135,82 \text{ kJ/kmol}$$

$$(s - s_0)_{Na} \times 4,186 = 8,1619 \text{ kJ/kmol.K}$$

Temperatura entre (298 - 5000)K

$$(h - h_0)_{Cl} \times 4,186 = 1.872,42 \text{ kJ/kmol}$$

$$(s - s_0)_{Cl} \times 4,186 = 5,527 \text{ kJ/kmol.K}$$

Temperatura entre (336,4 - 1100)K

$$(h - h_0)_K \times 4,186 = 1.764,44 \text{ kJ/kmol}$$

$$(s - s_0)_K \times 4,186 = 5,21 \text{ kJ/kmol.K}$$

Temperatura entre (298 - 2750)K

$$(h - h_0)_S \times 4,186 = 2.889,71 \text{ kJ/kmol}$$

$$(s - s_0)_S \times 4,186 = 8,526 \text{ kJ/kmol.K}$$

Então,

$$\sum n_k \cdot [(h - h_0) - T_0 \cdot (s - s_0)]_k$$

$$0,2869 \times [(936,57) - 298,15 \times (2,737)] = 3,58$$

$$0,01221 \times [(1.968,46) - 298,15 \times (1,3885)] = 18,98$$

$$0,1535 \times [(2.448,96) - 298,15 \times (7,223)] = 45,34$$

$$0,1046 \times [(5.646,75) - 298,15 \times (8,08)] = 338,66$$

$$0,07565 \times [(5.135,82) - 298,15 \times (8,1619)] = 204,43$$

$$0,001063 \times [(1.872,42) - 298,15 \times (5,527)] = 0,2386$$

$$0,0009543 \times [(1.764,44) - 298,15 \times (5,21)] = 0,2014$$

$$0,191198 \times [(2.889,71) - 298,15 \times (8,526)] = 66,47$$

$$\sum n_k \cdot [(h - h_0) - T_0 \cdot (s - s_0)]_k = 708,92$$

$$B_s = n_{ms} \cdot b^{\circ} M_s + \sum n_k \cdot [(h - h_0) - T_0 \cdot (s - s_0)]_k = 0,8260753 \times 229.157,04 + 708,04$$

$$B_s = 190.009,82 \text{ kW}$$

Exergia dos Produtos da Combustão

Balanco de massa para os Fundidos (Smelt)

Dados: Temperatura dos Fundidos 800 °C

Consumo de Licor Preto = 803,95 t/dia de sólidos secos

$$\dot{m}_{Lp} = \left[\frac{803,95 \times 1000}{24 \times 3600} \right] = 9,305 \text{ kg/s}$$

$$n_{s1} = \frac{9,305}{78} \times 0,0937 = 0,0111779 \text{ kmol/s} \quad \text{Na}_2\text{S}$$

$$n_{s1} = \frac{9,305}{142} \times 0,019 = 0,001245 \text{ kmol/s} \quad \text{Na}_2\text{SO}_4$$

$$n_{s1} = \frac{9,305}{58} \times 0,01 = 0,0016043 \text{ kmol/s} \quad \text{NaCl}$$

$$n_{s1} = \frac{9,305}{106} \times 0,30 = 0,0263349 \text{ kmol/s} \quad \text{Na}_2\text{CO}_3$$

$$n_{s1} = \frac{9,305}{138} \times 0,0212 = 0,0014294 \text{ kmol/s} \quad \text{K}_2\text{CO}_3$$

Pode-se aplicar agora um balanço de massa para os produtos da combustão, pois sabe-se que toda a Na do LP reage formando o Na_2S , Na_2SO_4 , NaCl e Na_2CO_3

$$\text{Na}_2\text{S} \rightarrow 0,0111779 \cdot 2 = 0,0223558 \text{ kmol/s}$$

$$\text{Na}_2\text{SO}_4 \rightarrow 0,001245 \cdot 2 = 0,00249 \text{ kmol/s}$$

$$\text{NaCl} \rightarrow 0,0016043 \text{ kmol/s}$$

$$\text{Na}_2\text{CO}_3 \rightarrow 0,0263549 \cdot 2 = 0,0526698 \text{ kmol/s}$$

$$\text{Total de Na} = 0,0791199 \text{ kmol/s}$$

Do valor total para o Na subtraímos o valor de Na_2S .

$$0,0791199 - 0,0223558 = 0,0567641 \text{ kmol/s de Na}_2\text{S}$$

$$n_{\text{LPNa}} - n_{\text{STNa}_2\text{S}} = [0,07565 - 0,056741] \cdot \frac{1}{2} = 0,00944295 \text{ kmol/s de Na}_2\text{S}$$

Balanço de massa para o S:

Subtraindo o valor de Na_2S , mais o valor de Na_2SO_4 da parcela de enxofre (S) que entra na composição do Licor preto, obtém-se assim a parcela de (SO_2) resultante do balanço, em kmol/s

$$0,01221 [\text{S}] - 0,009443 [\text{Na}_2\text{S}] - 0,00249 [\text{Na}_2\text{SO}_4] = 0,000277 \text{ kmol/s de SO}_2$$

Subtraindo o resultado de SO_2 do resultado do enxofre (S). Então a parcela de SO_2 que sai no smelt é:

$$n_{\text{LP}[\text{S}]} - n_{\text{ST}[\text{SO}_2]} = 0,01221 - 0,000277 = 0,011933 \text{ kmol/s } [\text{SO}_2]$$

Balanço de massa para o Cl:

Sabe-se que o Cl reage na fornalha com Na formando o NaCl. Então subtraindo o valor de NaCl do valor de Cl que entra no Licor preto, assim obtém-se uma parcela de Na.

$$n_{\text{LP}[\text{Cl}]} - n_{\text{ST}[\text{NaCl}]} = 0,001063 - 0,0016043 = 0,0005413 \text{ kmol/s } [\text{Na}]$$

Logo esta parcela de Na, também reage na fornalha formando Na_2S . Então para o valor de 0,0005413 kmol/s de Na $\rightarrow 0,0005413 \cdot \frac{1}{2} = 0,000271 \text{ kmol/s de Na}_2\text{S}$. Adiciona-se este valor de Na_2S , ao valor de Na_2S obtida anteriormente, obtendo assim o valor de Na_2S corrigido:

$$0,000271 + 0,009443 = 0,009714 \text{ kmol/s Na}_2\text{S}$$

Devido a formação de Na_2S , como resultante do balanço de massa para o Cl, deve-se corrigir o balanço de massa feito para o SO_2 . Esse valor de SO_2 corrigido é:

$$0,000277 - 0,000271 = 0,000006 \text{ kmol/s SO}_2$$

Balanço de massa para o O_2 :

Tem-se que o valor em kmol/s de O_2 no Licor preto é 0,1046 kmol/s;

$$(0,00249 \cdot 2 \text{ de Na}_2\text{SO}_4) = 0,00498 \text{ kmol/s de O}_2$$

$$(0,0526698 \cdot 1,5 \text{ Na}_2\text{CO}_3) = 0,079047 \text{ kmol/s de O}_2$$

Somam-se então as duas parcelas e obtém-se 0,084 kmol/s de O_2 contidos no smelt.

Do Carbono (0,2689 kmol/s) $\text{Lp} - \text{Na}_2\text{CO}_3$ (0,0526698 kmol/s) st =

$$(0,23423 \text{ kmol/s}) \text{O}_2 \text{ , presente em CO}_2.$$

Tem-se 0,1535 kmol/s de H contido no licor, então $0,1535 \cdot \frac{1}{2} = 0,07449$ kmol/s de O_2 presente em H_2O .

Aplica-se a somatória dos valores obtidos para o balanço de O_2 :

$$\sum (0,0847 + 0,000006 + 0,07675 + 0,23423) - 0,1046 = 0,290610 \text{ kmol/s}$$

Sabe-se que a porcentagem de O_2 livre na combustão é de 6,5%. Pode-se calcular então o valor de O_2 livre.

$$\% \text{ de O}_2 \text{ Livre} = \frac{\text{O}_2}{nt + 4,76 \cdot \text{O}_2}$$

onde,

% de O_2 livre é 0,065

nt é a $\sum n(\text{SO}_2) + n(\text{N}_2) + n(\text{CO}_2) = 1,320641 \text{ kmol/s}$.

O resultado foi 0,124066 kmol/s de O_2 livre na combustão.

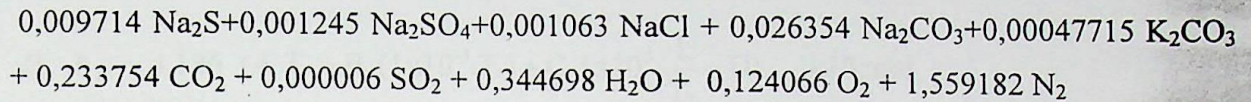
Portanto para o N_2 tem-se 0,466489 kmol/s.

Verificando

$$O_{2L} = \frac{n O_2}{n O_2 + n N_2 + n t} = \frac{0,124066}{0,124066 + 0,466489 + 1,320641} \cdot 100 = 0,06499 = 6,5\%$$

onde ,

Agora pode-se escrever a Equação da combustão corrigida para, 6,5 % de O_2 livre.



Vazão dos fundidos

$$[0,009714 \times (78) + 0,001245 \times (142) + 0,001063 \times (58) + 0,026354 \times (106) + 0,00047715 \times (138)] \times \frac{3600}{1000} = 13,87 \text{ t/h}$$

Exergia dos Fundidos

Dados: Temperatura do Smelt 800 °C

$$n_{LP} = 0,06641335 \text{ kmol/s}$$

Para sólidos, a exergia da mistura é dada por:

$$B_s = n_{ms} \cdot b^{\circ}_{Ms} + \sum n_k \cdot [(h - h_o) - T_o \cdot (s - s_o)]_k$$

onde,

$$b^{\circ}_{Ms} = \sum y_s^k \cdot b_s^{\circ k} \quad ; \quad y_{sk} = \frac{n_{sk}}{n_{sm}} \quad n_{sm} = 0,03881435$$

$b_s^{\circ k}$ Exergia química Padrão

$$\frac{0,009714}{0,03881483} \times 921.400 = 230.597,17 \quad Na_2S$$

$$\frac{0,001245}{0,03881435} \times 21.400 = 686,42 \quad Na_2SO_4$$

$$\frac{0,001063}{0,03881435} \times 14.300 = 391,63 \quad NaCl$$

$$\frac{0,026354}{0,03881435} \times 41.500 = 28.177,49 \quad Na_2CO_3$$

$$\frac{0,00047715}{0,03881435} \times 85.100 = 1046,14 \quad \text{K}_2\text{CO}_3$$

$$b^{\circ}_{M_s} = \sum y_s^k \cdot b^{\circ}_s{}^k = 260.898,86 \text{ kJ/kmol}$$

Cálculo da entalpia e entropia

$$(h - h_0) = 4,186 \cdot (A \cdot T_s + B \cdot (1 \times 10^{-3} \cdot T_s) + C \cdot 1 \times 10^5 \cdot \frac{1}{T_s} + D) \quad \text{kJ/kmol}$$

$$(s - s_0) = 4,186 \cdot [A \cdot \ln\left(\frac{T_s}{T_0}\right) + 2 \cdot B \cdot 1 \times 10^{-3} \cdot (T_s - T_0) + \frac{C}{2} \cdot 1 \cdot 10^5 \cdot \left(\frac{1}{T_s^2} - \frac{1}{T_0^2}\right)] \quad \text{kJ/kmol}$$

Coeficientes utilizados no cálculo da entalpia e entropia dos fundidos (Smelt) , e Exergia Química padrão dos fundidos (b°).

Compostos	A	B	C	D	b° [kJ/kmol]
Na ₂ S	19,81	0,82	--	-5979	921.400
Na ₂ SO ₄	47,18	--	--	-10190	21.400
NaCl	16	--	--	260	14.300
Na ₂ CO ₃	45	--	--	-13.100	41.500
K ₂ CO ₃	29.9	--	--	--	85.100

Fonte: Carvalho et al. (1977), Perry and Chilton (1982), Szargut et al . (1988)

Temperatura entre (298 - 1000)K

$$(h - h_0)_{\text{Na}_2\text{S}} \times 4,186 = 72.438 \text{ kJ/kmol}$$

$$(s - s_0)_{\text{Na}_2\text{S}} \times 4,186 = 116,82 \text{ kJ/kmol.K}$$

Temperatura entre (1157 - 2000)K

$$(h - h_0)_{\text{Na}_2\text{SO}_4} \times 4,186 = 2.448,96 \text{ kJ/kmol}$$

$$(s - s_0)_{\text{Na}_2\text{SO}_4} \times 4,186 = 261,93 \text{ kJ/kmol.K}$$

Temperatura entre (1073 - 1700)K

$$(h - h_o)_{\text{NaCl}} \times 4,186 = 79.312,45 \text{ kJ/kmol}$$

$$(s - s_o)_{\text{NaCl}} \times 4,186 = 88,82 \text{ kJ/kmol.K}$$

Temperatura entre (1124 - 1500)K

$$(h - h_o)_{\text{Na}_2\text{CO}_3} \times 4,186 = 156.731,10 \text{ kJ/kmol}$$

$$(s - s_o)_{\text{Na}_2\text{CO}_3} \times 4,186 = 249,83 \text{ kJ/kmol.K}$$

Temperatura entre (298 - 5000)K

$$(h - h_o)_{\text{K}_2\text{CO}_3} \times 4,186 = 103.258,15 \text{ kJ/kmol}$$

$$(s - s_o)_{\text{K}_2\text{CO}_3} \times 4,186 = 166,00 \text{ kJ/kmol.K}$$

Então,

$$\sum n_k \cdot [(h - h_o) - T_o \cdot (s - s_o)]_k$$

$$0,009714 \times [(72.438) - 298,15 \times (115,64)] = 368,74 \text{ Na}_2\text{S}$$

$$0,001245 \times [(179.161,7) - 298,15 \times (261,93)] = 1258,28 \text{ Na}_2\text{SO}_4$$

$$0,001063 \times [(76.312,45) - 298,15 \times (88,82)] = 52,97 \text{ NaCl}$$

$$0,026354 \times [(156.731,10) - 298,15 \times (249,8)] = 2167,70 \text{ Na}_2\text{CO}_3$$

$$0,00047715 \times [(103.258,15) - 298,15 \times (166,00)] = 25,65 \text{ K}_2\text{CO}_3$$

$$\sum n_k \cdot [(h - h_o) - T_o \cdot (s - s_o)]_k = 5.031,22$$

$$B_s = n_{ms} \cdot b^o M_s + \sum n_k \cdot [(h - h_o) - T_o \cdot (s - s_o)]_k = 0,03881435 \times 260.898 + 3873,34$$

$$B_s = 13999,95 \text{ kW}$$

Cálculo da exergia dos gases da combustão

Dados: Vazão dos gases $\dot{m}_g = 234,91 \text{ t/h}$

Numero de moles $n_t = 2,261706 \text{ kmol/s}$

Temperatura = 473,15 K

Equação da exergia dos gases,

$$B_g = (n \cdot b^\circ)_g + T_g - T_o \cdot \sum_k (n \cdot cp)_g$$

$$b^\circ_g = \sum y_g \cdot b^\circ + R \cdot T_o \cdot \sum y_g \cdot \ln y_g$$

	Cp [kJ/kg.K]	b° [kJ/kg]
CO ₂	41,52	20.140
SO ₂	42,88	313.400
H ₂ O	33,93	11.710
O ₂	29,50	3.970
N ₂	29,59	720

$n_t = 2,261706 \text{ kmol/s}$ $\sum y_{gk} \cdot b^\circ_{gk}$ onde $y_{gk} = \frac{n}{n_t}$ aplicado à cada composto do gás.

$$\sum_k (y_{gk} \cdot \ln y_{gk})$$

$$\frac{0,233754}{2,261706} \times 19.870 = 2.053,62 \quad \text{CO}_2$$

$$\frac{0,000006}{2,261706} \times 313.400 = 0,8314 \quad \text{SO}_2$$

$$\frac{0,344698}{2,261706} \times 11.710 = 1.784,67 \quad \text{H}_2\text{O}$$

$$\frac{0,0124066}{2,261706} \times 3.970 = 217,77 \quad \text{O}_2$$

$$\frac{1,559182}{2,261706} \times 720 = 496,35 \quad \text{N}_2$$

$$\sum y_{gk} \cdot b^\circ_{gk} = 4.553,24 \quad ; \quad \sum_k (y_{gk} \cdot \ln y_{gk}) = -0,93698 \quad ; \quad \sum_k (n \cdot cp)_g = 36,89 ,$$

$$b^\circ_{Mg} = 4.553,24 + 8,314 \cdot 298,15 \cdot (-0,93698) = 2.230,63 \text{ kJ/kmol}$$

Portanto,

$$B_g = (2,261706 \times 2.230,63) + [(473,15 - 298,15) \cdot 36,89]$$

$$B_g = 10.739,69 \text{ kW}$$

Exergia total dos produtos da combustão

$$B_t = B_g + B_{\text{smelt}} = 10.739,69 + 13.999,95 = 24.739,64 \text{ kW}$$

Eficiência exergética

Dados: Exergia do vapor = 44.029,4 kW	Produto
Exergia do condensado = 2.644,19 kW	Recurso
Exergia do Licor preto = 190.00 kW	Recurso
Energia elétrica dos motores = 2.440 kW	Recurso
Exergia dos Gases = 10.739,69 kW	Recurso
Exergia dos Fundidos = 13.999,95 kW	Produto

$$\psi = \frac{\text{PRODUTO (P)}}{\text{RECURSOS (F)}}$$

$$\psi = \frac{13.999,95 + 44.029,4}{190.000 + 2.644,19 + 2440} = 29,74\%$$

Irreversibilidade

$$I = (190.000 + 2.644,19 + 2.440) - (13.999,95 + 44.029,4) = 132.497,36 \text{ kW}$$

Cálculo da Exergia das Turbinas

Exergia do Turbo Gerador a Vapor II

Vapor de Alta Pressão

Dados: Pressão de vapor	= 50 bar	h = 3196,2 kJ/kg	s = 6,6463 kJ/kg.K
Temperatura	= 400 °C	h _o = 104,879 kJ/kg	s = 0,3674 kJ/kg.k
Vazão	= 252 t/h	T _o = 298,15 K	

Aplicando a Equação : $B = \dot{m} \times [(h - h_0) - T_0 \times (s - s_0)]$

$$B = \frac{252 \times 1000}{3600} \times [(3196,2 - 104,89) - 298,15 \times (6,6463 - 0,3674)]$$

$$B = 85.347,5 \text{ kW}$$

Exergia do Vapor de Média Pressão

Dados: Pressão de vapor	= 12 bar	$h = 2815,1 \text{ kJ/kg}$	$s = 6,5943 \text{ kJ/kg.K}$
Temperatura	= 200 °C	$h_0 = 104,879 \text{ kJ/kg}$	$s = 0,3674 \text{ kJ/kg.k}$
Vazão	= 52 t/h	$T_0 = 298,15 \text{ K}$	

Aplicando a Equação : $B = \dot{m} \times [(h - h_0) - T_0 \times (s - s_0)]$

$$B = \frac{52 \times 1000}{3600} \times [(2815,1 - 104,89) - 298,15 \times (6,5943 - 0,3674)]$$

$$B = 12.330,64 \text{ kW}$$

Exergia do Vapor de Baixa Pressão

Dados: Pressão de vapor	= 6 bar	$h = 2805 \text{ kJ/kg}$	$s = 6,8673 \text{ kJ/kg.K}$
Temperatura	= 180 °C	$h_0 = 104,879 \text{ kJ/kg}$	$s = 0,3674 \text{ kJ/kg.k}$
Vazão	= 200 t/h	$T_0 = 298,15 \text{ K}$	

Aplicando a Equação : $B = \dot{m} \times [(h - h_0) - T_0 \times (s - s_0)]$

$$B = \frac{200 \times 1000}{3600} \times [(2805 - 104,89) - 298,15 \times (6,8673 - 0,3674)]$$

$$B = 42.343,6 \text{ kW}$$

Exergia do Turbo Gerador a Vapor III

Vapor de Alta Pressão

Dados: Pressão de vapor	= 50 bar	$h = 3196,2 \text{ kJ/kg}$	$s = 6,6463 \text{ kJ/kg.K}$
Temperatura	= 400 °C	$h_0 = 104,879 \text{ kJ/kg}$	$s = 0,3674 \text{ kJ/kg.k}$
Vazão	= 128 t/h	$T_0 = 298,15 \text{ K}$	

Aplicando a Equação : $B = \dot{m} \times [(h - h_0) - T_0 \times (s - s_0)]$

$$B = \frac{128 \times 1000}{3600} \times [(3196,2 - 104,89) - 298,15 \times (6,6463 - 0,3674)]$$

$$B = 43.351,11 \text{ kW}$$

Exergia do Vapor de Média Pressão

Dados: Pressão de vapor	= 12 bar	h = 2815,1 kJ/kg	s = 6,5943 kJ/kg.K
Temperatura	= 200 °C	h ₀ = 104,879 kJ/kg	s = 0,3674 kJ/kg.k
Vazão	= 28 t/h	T ₀ = 298,15 K	

Aplicando a Equação : $B = \dot{m} \times [(h - h_0) - T_0 \times (s - s_0)]$

$$B = \frac{28 \times 1000}{3600} \times [(2815,1 - 104,89) - 298,15 \times (6,5943 - 0,3674)]$$

$$B = 6.639,57 \text{ kW}$$

Exergia do Vapor de Baixa Pressão

Dados: Pressão de vapor	= 6 bar	h = 2805 kJ/kg	s = 6,8673 kJ/kg.K
Temperatura	= 180 °C	h ₀ = 104,879 kJ/kg	s = 0,3674 kJ/kg.k
Vazão	= 100 t/h	T ₀ = 298,15 K	

Aplicando a Equação : $B = \dot{m} \times [(h - h_0) - T_0 \times (s - s_0)]$

$$B = \frac{100 \times 1000}{3600} \times [(2805 - 104,89) - 298,15 \times (6,8673 - 0,3674)]$$

$$B = 21.171,80 \text{ kW}$$

Cálculo da Exergia das Turbinas de acionamento de Equipamentos

Existem 06 Turbinas de acionamento de equipamento, ventiladores, compressores e bombas.

A soma das vazões das turbinas é igual a 90 t/h

Vapor de Alta Pressão

Dados: Pressão de vapor	= 50 bar	$h = 3196,2 \text{ kJ/kg}$	$s = 6,6463 \text{ kJ/kg.K}$
Temperatura	= 400 °C	$h_o = 104,879 \text{ kJ/kg}$	$s = 0,3674 \text{ kJ/kg.k}$
Vazão	= 90 t/h	$T_o = 298,15 \text{ K}$	

Aplicando a Equação : $B = \dot{m} \times [(h - h_o) - T_o \times (s - s_o)]$

$$B = \frac{90 \times 1000}{3600} \times [(3196,2 - 104,89) - 298,15 \times (6,6463 - 0,3674)]$$

$$B = 30.481,25 \text{ kW}$$

Exergia do Vapor de Baixa Pressão

Dados: Pressão de vapor	= 6 bar	$h = 2805 \text{ kJ/kg}$	$s = 6,8673 \text{ kJ/kg.K}$
Temperatura	= 180 °C	$h_o = 104,879 \text{ kJ/kg}$	$s = 0,3674 \text{ kJ/kg.k}$
Vazão	= 900 t/h	$T_o = 298,15 \text{ K}$	

Aplicando a Equação : $B = \dot{m} \times [(h - h_o) - T_o \times (s - s_o)]$

$$B = \frac{90 \times 1000}{3600} \times [(2805 - 104,89) - 298,15 \times (6,8673 - 0,3674)]$$

$$B = 19.054,62 \text{ kW}$$

