

UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO
PROGRAMA INTERUNIDADES DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENERGIA

INSTITUTO DE ELETROTÉCNICA E ENERGIA
ESCOLA POLITÉCNICA
FACULDADE DE ECONOMIA E ADMINISTRAÇÃO
INSTITUTO DE FÍSICA

SÍLVIA MARIA STORTINI GONZÁLEZ VELÁZQUEZ

**Perspectivas para a geração de excedentes de energia elétrica no
segmento de papel e celulose com a utilização de sistemas de
gaseificação/turbina a gás.**

São Paulo

2006

SÍLVIA MARIA STORTINI GONZÁLEZ VELÁZQUEZ

Perspectivas para a geração de excedentes de energia elétrica no segmento de papel e celulose com a utilização de sistemas de gaseificação/turbina a gás.

Tese apresentada ao Programa Interunidades de Pós-Graduação em Energia da Universidade de São Paulo (Instituto de Eletrotécnica e Energia / Escola Politécnica / Faculdade de Economia e Administração / Instituto de Física) para obtenção do título de Doutor em Energia.

Orientadora: Prof^ª Dr^ª Suani Teixeira Coelho

São Paulo

2006

AUTORIZO A REPRODUÇÃO E DIVULGAÇÃO TOTAL OU PARCIAL DESTE TRABALHO, POR QUALQUER MEIO CONVENCIONAL OU ELETRÔNICO, PARA FINS DE ESTUDO E PESQUISA, DESDE QUE CITADA A FONTE.

FICHA CATALOGRÁFICA

Velázquez, S M S G.

Perspectivas para a geração de excedentes de energia elétrica no segmento de papel e celulose com a utilização de sistemas de gaseificação-turbina a gás /. Silvia Maria Stortini González ; orientadora Suani Teixeira Coelho. São Paulo, 2006.

261p. : il.; 30cm.

Tese (Doutorado – Programa Interunidades de Pós-Graduação em Energia) – EP / FEA / IEE / IF da Universidade de São Paulo.

1.Cogeração 2.Gaseificação 3.Lixívia 4.Biomassa 5.Análise Termoeconômica I.Título.

DEDICATÓRIA

A Deus, que me conduz.

AGRADECIMENTOS

Como sempre, e por tudo, à amiga Suani que há muitos e muitos anos me orienta para a vida.
Meu exemplo! Uma fonte de virtudes!

E, com todo o meu amor, ao meu marido Ramón, minha metade, simplesmente por existir.

“(...) As circunstâncias e situações podem colorir a vida, mas Deus nos concedeu a graça de poder escolher a cor (...)”.

Charles R. Woodson

RESUMO

VELÁZQUEZ, S. M. S. G. **Perspectivas para a geração de excedentes de energia elétrica no segmento de papel e celulose com a utilização de sistemas de gaseificação/turbina a gás.** 2006. 244p. Tese (Doutorado) – Programa Interunidades de Pós-Graduação em Energia, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2006.

O segmento de papel e celulose está incluído entre os mais energointensivos do setor industrial. Suas indústrias geram grande parte da energia que consomem a partir de subprodutos do processo, mas ainda não são auto-suficientes. Por outro lado, são bastante conhecidas as dificuldades do setor industrial quanto à garantia de disponibilidade de energia, devido à falta de confiabilidade da transmissão e distribuição de energia elétrica. Neste contexto, o aumento da autogeração de eletricidade nas plantas do segmento certamente iria colaborar para maior flexibilidade na matriz energética brasileira, não apenas pela opção de gerenciamento por parte da demanda, mas até pela possibilidade de geração de excedentes de eletricidade, como é proposto neste estudo. Assim, este trabalho tem por objetivo, em continuidade à dissertação de mestrado, analisar técnica e economicamente a cogeração de energia e a geração de excedentes de eletricidade no segmento de papel e celulose utilizando, agora, tecnologias mais eficientes (apesar de em desenvolvimento), como a gaseificação da lixívia. São estudadas as perspectivas para uso de um sistema de gaseificação da lixívia e acoplamento dessa unidade a uma turbina a gás (BLGCC), com aproveitamento dos gases de exaustão em sistemas de cogeração. Trata-se de tecnologia em fase de desenvolvimento nos países industrializados e que permite elevada eficiência de conversão. É também apresentada a análise de viabilidade econômica da geração de excedentes, por meio da termoeconomia, com base no conceito de exergia, a metodologia mais adequada para analisar processos de cogeração. Apesar da maior eficiência, a eletricidade excedente, em algumas das configurações estudadas, apresentou custos de geração que não se mostram competitivos com as tarifas elétricas ofertadas pelas concessionárias, deixando evidente a necessidade de outros mecanismos que possibilitem a implementação de novas tecnologias, como a incorporação das externalidades e o abatimento dos créditos de carbono dos custos de geração. Nas indústrias de papel e celulose, que atualmente, já demonstram pouco interesse em gerar e/ou comercializar excedentes, o problema é mais complexo. Além do entrave tecnológico, pois as caldeiras de recuperação Tomlinson limitam o porte do processo (além de estarem no final de sua vida útil em muitas unidades), e do estágio de desenvolvimento da gaseificação da lixívia (ainda não disponível comercialmente), há o elevado custo desta tecnologia (nova).

Palavras-chave: Cogeração. Gaseificação. Lixívia. Biomassa. Análise Termoeconômica.

ABSTRACT

VELÁZQUEZ, S. M. S. G. **Perspectives for generating electric power surplus in the paper and cellulose segment with the use of gasification/gas turbine systems.** 2006. 244p. Doctorate Thesis – Inter-Unit Energy-Related Graduate Program, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2006.

The pulp and paper segment is included among the most energy-intensive industrial sectors. Its industries generate a large share of the power they consume as from sub-products of the process; however, they are not yet self-sufficient. On the other hand, widely known are the industrial sector difficulties concerning the assurance of power availability, due to the lack of reliability on power transmission and distribution. Within this context, an increase in the self-generation of power in the segment plants would certainly help to provide greater flexibility for the Brazilian Energy matrix, not only for the management option on the demand side, but also for the possibility of generating power surplus, as proposed in this study. Therefore, as a continuity to the author's Master's dissertation, this work aims to technically and economically analyze power cogeneration and the surplus power generation in the paper and cellulose segment now using more efficient technologies (though still under development), such as black liquor gasification. The perspectives for using a black liquor gasification system and the coupling of this unit to a gas turbine (BLGCC) are studied, taking advantage of the exhaust gases in cogeneration systems. This technology, being developed in industrialized countries, allows for high conversion efficiency. The economic feasibility analysis of the surplus generation is also presented by means of the thermo-economy, based on the exergy concept, the most adequate methodology to analyze cogeneration processes. Despite presenting higher efficiency, power surplus, in some of the configurations studied, presented generation costs that showed not to be competitive as compared to the power tariffs offered by the utilities, evidencing the need for other mechanisms that allow for the implementation of new technologies, such as the incorporation of externalities and the abatement of carbon credits from the generation costs. In the pulp and paper industries, which now already show little interest in generating/commercializing surplus, the problem is more complex. Besides the technological hindrance, since the Tomlinson recovery boilers limit the process dimension (besides being at the end of their service life in many units), and of the development phase of black liquor gasification (not yet commercially available), there is the high cost of this (new) technology.

Key words: Cogeneration; Gasification; Black Liquor; Biomass; Thermo-economic Analysis.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1	Evolução da produção de celulose no Brasil.	27
Figura 2	Evolução da produção de papel no Brasil.	27
Figura 3	Produção de papel e celulose no Brasil e a participação de cada um deles na produção total do País.	28
Figura 4	Evolução do consumo de papel <i>per capita</i> no Brasil.	29
Figura 5	Balança comercial do segmento de papel e celulose – Período de 1990 a 2005.	29
Figura 6	Representatividade do consumo de energia do segmento de papel e celulose no consumo energético nacional e do setor industrial.	30
Figura 7	Produção de papel e celulose, consumo de energia e consumo específico.	31
Figura 8	Produção de papel e celulose x consumo de energia.	32
Figura 9	Matriz energética do segmento.	34
Figura 10	Produção de celulose, de lixívia e de energia a partir da lixívia.	35
Figura 11	Turbina a Vapor de Contra-pressão.	38
Figura 12	<i>Condensing Extraction Steam Turbine Cycle</i> (CEST).	39
Figura 13	Ciclo Combinado com Turbina a Gás.	40
Figura 14	Ciclo de Turbina a Gás com Injeção de Vapor.	44
Figura 15	Ciclo de Turbina a Gás/Turbina a Vapor/Gaseificador de Biomassa (Ciclo combinado operando em cogeração).	47
Figura 16	Configuração sistema Tomlinson.	80
Figura 17	Representação simplificada do sistema de força/recuperação simulado neste estudo.	82
Figura 18	Configuração BLGCC de Baixa Temperatura utilizando Turbina a Gás de Médio Porte.	85
Figura 19	Configuração BLGCC de Alta Temperatura utilizando Turbina a Gás de Médio Porte.	86
Figura 20	Configuração BLGCC de Alta Temperatura utilizando Turbina a Gás de Grande Porte.	88
Figura 21	Configuração sistema Tomlinson.	92
Figura 22	Configuração BLGCC com Gaseificação Atmosférica utilizando Ar.	94
Figura 23	Configuração BLGCC com Gaseificação Pressurizada utilizando Ar.	95
Figura 24	Configuração BLGCC com Gaseificação Pressurizada utilizando Oxigênio em duas temperaturas diferentes.	96
Figura 25	Vista Panorâmica da Indústria Klabin.	103
Figura 26	Biomassa (eucalipto originário de plantações)/Indústria Klabin.	104
Figura 27	Caldeira de Recuperação de Lixívia/Indústria Klabin.	105
Figura 28	Caldeira de Biomassa/Indústria Klabin.	106
Figura 29	Distribuição de vapor e energia da Indústria Klabin.	108
Figura 30	Distribuição de energia elétrica da Indústria Klabin.	109
Figura 31	Custo específico da eletricidade gerada, caso EUA.	134
Figura 32	Custo específico dos excedentes de eletricidade gerada, caso EUA.	135
Figura 33	Custo específico da eletricidade gerada, caso KLABIN.	143
Figura 34	Custo específico dos excedentes de eletricidade gerada, caso KLABIN.	144

LISTA DE TABELAS

Tabela 4.1 -	Limites máximos de emissão para poluentes atmosféricos provenientes de processos de geração de calor a partir de combustão externa de óleo combustível.	64
Tabela 4.2 -	Limites máximos de emissão para poluentes atmosféricos provenientes de processos de geração de calor a partir de combustão externa de gás natural.	64
Tabela 4.3 -	Limites máximos de emissão para poluentes atmosféricos provenientes de processos de geração de calor a partir de combustão externa de bagaço de cana.	64
Tabela 4.4 -	Limites máximos de emissão para poluentes atmosféricos provenientes de processos de geração de calor a partir de combustão externa de derivados de madeira.	65
Tabela 4.5 -	Limites máximos de emissão para poluentes atmosféricos provenientes de turbinas a gás para geração de energia elétrica.	65
Tabela 4.6 -	Limites máximos de emissão para poluentes atmosféricos provenientes de processos de fabricação de celulose.	66
Tabela 4.7 -	Estimativa anual de emissões para cada configuração estudada.	70
Tabela 5.1 -	Resumo dos parâmetros utilizados e dos resultados das simulações efetuadas nos sistemas.	89
Tabela 5.2 -	Resumo dos parâmetros utilizados e dos resultados das simulações efetuadas nos sistemas.	98
Tabela 6.1 -	Fontes de geração da indústria Klabin.	106
Tabela 6.2 -	Resumo dos parâmetros utilizados e dos resultados dos cálculos efetuados para os sistemas BLGCC na indústria Klabin.	114
Tabela 6.3 -	Resumo dos resultados dos cálculos efetuados para as duas configurações BLGCC possíveis de ser utilizadas na indústria Klabin.	115
Tabela 7.1 -	Nomenclatura das variáveis utilizadas nas equações.	123
Tabela 7.2 -	Custo de capital instalado (milhão US\$ 2002) e custos de O&M (não incluindo o combustível) (milhão US\$ 2002 por ano) estimados para os sistemas em estudo.	125
Tabela 7.3 -	Resultados financeiros – Taxa Interna de Retorno e Valor Presente Líquido.	126
Tabela 7.4 -	Parâmetros utilizados na Análise Termoeconômica para o cálculo do custo de geração da eletricidade excedente (US\$/MWh).	131
Tabela 7.5 -	Resumo dos parâmetros utilizados na análise financeira.	132
Tabela 7.6 -	Custo específico da eletricidade e do vapor de baixa e média pressão na situação atual (Tomlinson) e nas configurações BLGCC.	133
Tabela 7.7 -	Custos específicos de geração de vapor (base exergetica).	136
Tabela 7.8 -	Custos específicos de geração de eletricidade.	136
Tabela 7.9 -	Custo específico do vapor e da eletricidade calculados pelos métodos da igualdade e do trabalho como subproduto.	137
Tabela 7.10 -	Parâmetros utilizados na Análise Termoeconômica para o cálculo do custo de geração da eletricidade excedente (US\$/MWh).	139
Tabela 7.11 -	Custo específico da eletricidade e do vapor de baixa e média pressão na configuração Tomlinson e nas configurações BLGCC.	141
Tabela 7.12 -	Custos específicos de geração de eletricidade para diferentes tecnologias e diferentes condições financeiras.	145
Tabela 7.13 -	Custo específico do vapor e da eletricidade calculados pelos métodos da igualdade e do trabalho como subproduto.	146

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO.	12
2	CONTEXTO ATUAL DOS SETORES ENVOLVIDOS.	17
2.1	SETOR ELÉTRICO.	25
2.2	SEGMENTO DE PAPEL E CELULOSE.	25
2.2.1	Perfil Energético das indústrias do Segmento que possuem Resíduos.	30
3	PERSPECTIVAS PARA AS TECNOLOGIAS DE COGERAÇÃO MAIS EFICIENTES EM USO NAS INDÚSTRIAS DE CELULOSE E INTEGRADAS.	37
3.1	TECNOLOGIAS EM USO NO SEGMENTO DE PAPEL E CELULOSE.	37
3.2	TECNOLOGIAS EM DESENVOLVIMENTO NO SEGMENTO DE PAPEL E CELULOSE.	43
3.2.1	Uso de Turbinas a Gás para Gás de Biomassa.	43
3.2.2	Gaseificação da Biomassa.	44
3.2.2.1	Estado da Arte da Gaseificação de Biomassa e Lixívia.	48
3.2.2.1.1	<u>Biomassa.</u>	49
3.2.2.1.2	<u>Lixívia.</u>	52
3.2.3	Conclusões Preliminares.	58
4	ASPECTOS AMBIENTAIS.	60
4.1	INTRODUÇÃO	60
4.2	SITUAÇÃO DA LEGISLAÇÃO AMBIENTAL BRASILEIRA.	62
4.3	EMISSÕES ATMOSFÉRICAS.	66
4.3.1	Emissões Atmosféricas Locais.	68
4.3.2	Emissões Atmosféricas Globais.	71
4.4	PROTOCOLO DE QUIOTO / PERSPECTIVAS PARA O <i>CLEAN DEVELOPMENT MECHANISMS</i> (CDM) NO BRASIL.	73
5	REVISÃO DE ESTUDOS EXISTENTES DA GASEIFICAÇÃO DE LIXÍVIA EM INDÚSTRIAS INTEGRADAS.	77
5.1	INTRODUÇÃO.	77
5.2	O PROCESSO DE GASEIFICAÇÃO E O SISTEMA DE LAVAGEM DO GÁS.	78
5.3	ESTUDO EXISTENTE EM UMA INDÚSTRIA INTEGRADA NOS EUA.	79
5.3.1	Características da Situação Atual (Tomlinson) da Planta.	80
5.3.2	Descrição das Configurações Estudadas.	81
5.3.2.1	Configuração BLGCC de Baixa Temperatura Utilizando Turbina a Gás de Médio Porte.	84
5.3.2.2	Configuração BLGCC de Alta Temperatura Utilizando Turbina a Gás de Médio Porte.	86
5.3.2.3	Configuração BLGCC de Alta Temperatura Utilizando Turbina a Gás de Grande Porte.	87
5.3.3	Avaliação dos Resultados.	88
5.4	ESTUDO EXISTENTE EM INDÚSTRIAS BRASILEIRAS.	90
5.4.1	Características da Situação Atual (Tomlinson) da Planta.	91
5.4.2	Descrição das Configurações Estudadas.	92
5.4.2.1	Configuração BLGCC com Gaseificação Atmosférica Utilizando Ar.	93
5.4.2.2	Configuração BLGCC com Gaseificação Pressurizada Utilizando Ar.	94
5.4.2.3	Configuração BLGCC com Gaseificação Pressurizada Utilizando Oxigênio em duas Temperaturas Diferentes.	96
5.4.3	Avaliação dos Resultados.	97
6	ESTUDO DE CASO NA INDÚSTRIA KLABIN FABRICADORA DE PAPEL E CELULOSE – UNIDADE DE NEGÓCIO PARANÁ.	100
6.1	INTRODUÇÃO.	100

6.2	HISTÓRICO DA INDÚSTRIA KLABIN FABRICADORA DE PAPEL E CELULOSE – UNIDADE DE NEGÓCIO PARANÁ.	102
6.3	CARACTERÍSTICAS DA SITUAÇÃO ATUAL (TOMLINSON) DA PLANTA.	104
6.4	DESCRIÇÃO DAS CONFIGURAÇÕES ESTUDADAS.	110
6.5	AVALIAÇÃO TERMODINÂMICA DOS SISTEMAS BLGCC APLICADOS À UNIDADE.	110
6.5.1	Configuração BLGCC de Baixa Temperatura utilizando Turbina a Gás de Médio Porte.	111
6.5.2	Configuração BLGCC de Alta Temperatura utilizando Turbina a Gás de Médio Porte.	112
6.5.3	Configuração BLGCC de Alta Temperatura utilizando Turbina a Gás de Grande Porte.	113
6.5.4	Avaliação dos Resultados.	113
7	ANÁLISE TERMOECONÔMICA DA GERAÇÃO DE EXCEDENTES DE ELETRICIDADE ATRAVÉS DA GASEIFICAÇÃO DE LIXÍVIA.	116
7.1	INTRODUÇÃO.	116
7.2	O CONCEITO DE EXERGIA.	117
7.3	A ANÁLISE TERMOECONÔMICA DE PROCESSOS DE CONVERSÃO DE ENERGIA.	119
7.4	RESULTADOS DOS ESTUDOS ANTERIORES EXISTENTES.	123
7.4.1	Estudo Existente de uma Indústria Integrada nos EUA – Análise Financeira.	124
7.4.1.1	Configuração Tomlinson.	126
7.4.1.2	Configuração BLGCC de Baixa Temperatura Utilizando Turbina a Gás de Médio Porte.	126
7.4.1.3	Configuração BLGCC de Alta Temperatura Utilizando Turbina a Gás de Médio Porte.	127
7.4.1.4	Configuração BLGCC de Alta Temperatura Utilizando Turbina a Gás de Médio Porte.	127
7.4.2	Análise dos Resultados.	128
7.5	ANÁLISE TERMOECONÔMICA APLICADA AO ESTUDO EXISTENTE DE UMA INDÚSTRIA INTEGRADA NOS EUA.	129
7.5.1	Método da Igualdade.	133
7.5.1.1	Cálculo do Custo Específico do Vapor e da Eletricidade na Situação Atual (Tomlinson) e nas Configurações BLGCC.	133
7.5.2	Método do Trabalho como Subproduto.	134
7.5.2.1	Cálculo do Custo Específico do Vapor na Situação Atual (Tomlinson).	134
7.5.2.2	Cálculo do Custo Específico da Eletricidade Excedente Gerada.	135
7.5.3	Análise dos Resultados.	137
7.6	ANÁLISE TERMOECONÔMICA APLICADA AO ESTUDO DE CASO DA INDÚSTRIA KLABIN.	138
7.6.1	Método da Igualdade.	140
7.6.1.1	Cálculo do Custo Específico do Vapor e da Eletricidade na Situação Atual (Tomlinson) e nas Configurações BLGCC.	140
7.6.2	Método do Trabalho como Subproduto.	141
7.6.2.1	Cálculo do Custo Específico do Vapor na Situação Atual (Tomlinson).	141
7.6.2.2	Cálculo do Custo Específico da Eletricidade Excedente Gerada.	144
7.6.3	Avaliação dos Resultados.	146
8	CONCLUSÕES E PROPOSTA DE POLÍTICAS.	148
	REFERÊNCIAS.	156
	APÊNDICES.	185
	ANEXOS	249

**UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO
USP**

**PROGRAMA INTERUNIDADES DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENERGIA
PIPGE**

(EP/FEA/IEE/IF)

**PERSPECTIVAS PARA A GERAÇÃO DE EXCEDENTES DE
ENERGIA ELÉTRICA NO SEGMENTO DE PAPEL E CELULOSE
COM A UTILIZAÇÃO DE SISTEMAS DE
GASEIFICAÇÃO/TURBINA A GÁS.**

SÍLVIA MARIA STORTINI GONZÁLEZ VELÁZQUEZ

São Paulo

2006

1 INTRODUÇÃO

As vantagens estratégicas, econômicas, sociais e ambientais da geração de eletricidade a partir de biomassa já são amplamente conhecidas, bem como o enorme potencial existente no país (CENBIO, 2001) (mais de 4.000 MW¹ somente no setor sucroalcooleiro, além do setor arroseiro, de papel e celulose, entre outros).

As perspectivas para a geração a partir de biomassa ficaram mais positivas, desde abril de 2002, com a Lei Nº 10.438 – PROINFA – Programa de Incentivo às Fontes Alternativas de Energia Elétrica (MME, 2003) e com o Programa para Apoio Financeiro a Investimentos em Energia do Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social (BNDES), que estendeu as condições do Programa de Cogeração de Energia Elétrica a partir de Resíduos da Cana-de-Açúcar para o financiamento de empreendimentos de cogeração de energia a partir de resíduos de biomassa em geral (BNDES, 2003).

Entretanto, apesar destas medidas de incentivo, com resultados positivos já sendo verificados (como o crescimento das novas unidades de cogeração com cana-de-açúcar no Estado de São Paulo), não há políticas para incrementar a autogeração nos setores onde não ocorre a auto-suficiência, como no caso do segmento de papel e celulose.

O segmento de papel e celulose está incluído entre os mais energointensivos do setor industrial e entre os maiores consumidores de biomassa, apresentando perfil energético adequado aos processos mais eficientes de cogeração.

As indústrias de celulose e integradas² geram grande parte da energia que consomem a partir de subprodutos do processo (lenha, cascas, resíduos florestais e lixívia), mas ainda não são auto-suficientes. Algumas indústrias de celulose, hoje, são auto-suficientes e já vendem excedentes, como o caso da CENIBRA³ - Celulose Nipo-Brasileira S.A., no Estado de Minas Gerais, e da Aracruz – Unidade Barra do Riacho (informação pessoal)⁴.

Por outro lado, apesar de estar superada a crise energética de 2001, persistem os problemas de falta de confiabilidade da transmissão e distribuição de energia elétrica. Por isso, continuam relevantes as vantagens para que os setores industriais possam garantir o seu suprimento, sem risco de interrupção. A introdução de novas (e mais eficientes) tecnologias corresponde, portanto, a importante melhoria, permitindo maior participação do setor privado

¹ UNICA – União Nacional dos Canavieiros. **Inserção da Bioeletricidade na Matriz Energética**. Ribeirão Preto, 2005. Disponível em <http://www.unica.com.br>. Acesso em 16 fev. 2006.

² Segundo a Associação Brasileira dos Fabricantes de Papel e Celulose (BRACELPA), as indústrias integradas são aquelas que fabricam papel e celulose.

³ Fonte: http://www.sbs.org.br/detalhes_dia.php?ok=3&id=126. Disponível em 08/08/2003.

⁴ Alexandre Candido de Figueiredo. Mensagem recebida por aflisboa@iee.usp.br, em 31 mai. 2005.

na geração de eletricidade e colaborando para a solução de alguns problemas que são postos em questão neste trabalho.

Neste contexto, estas tecnologias mais eficientes permitiriam o aumento da geração de energia nas plantas do segmento de papel e celulose, colaborando para maior flexibilidade na matriz energética brasileira, em particular pela opção de gerenciamento por parte da demanda (*Demand Side Management*).

Assim, este trabalho tem por objetivo, em continuidade à dissertação de mestrado, analisar técnica, econômica e ambientalmente a cogeração de energia para o segmento de papel e celulose, a partir de tecnologias mais eficientes (ainda em desenvolvimento), como a gaseificação de biomassa e da lixívia, estudadas com profundidade em Berglin, Persson e Berntsson (1996), Consonni, Larson e Berglin (1997), Kiiskilä et al. (1993), Larson (1990), Larson (1991), Larson, Consonni e Katofsky (2003), Larson, Kreutz e Consonni (1997), Larson et al. (2000), Näsholm e Westermark (1997), Walter (1998), apontando perspectivas promissoras. Entretanto, em 2006, o processo de gaseificação de biomassa e de lixívia em escala maior ainda está em vias de se concretizar, como é analisado nesta tese.

As indústrias de celulose e as integradas utilizam como combustível nas caldeiras, para a geração de vapor, lenha e óleo combustível, além dos subprodutos de processo (lixívia e resíduos de madeira). Este vapor além de ser necessário ao processo de fabricação de papel e celulose, é também utilizado para produção de energia elétrica, por meio da cogeração. Com a utilização mais eficiente da biomassa e da lixívia, surge uma possibilidade interessante para o segmento, em vista das vantagens econômicas e ambientais, e havendo excedente de eletricidade gerada, esta pode ser vendida às concessionárias ou a terceiros.

Tem-se observado, a exemplo do setor sucroalcooleiro (BRIGHENTI, 2003; COELHO, 1992; PALETTA, 2004; WALTER, 1994; ZYLBERSZTAJN; COELHO, 1992), que apesar das vantagens para os setores envolvidos e dos benefícios ambientais aportados, a cogeração ainda encontra barreiras, principalmente não tecnológicas, impedindo sua implementação em larga escala (COELHO, 1999).

Por outro lado, o Brasil vem sofrendo as conseqüências das situações críticas pelas quais o setor elétrico tem passado nos últimos anos, que culminou em 2001 com o racionamento de energia. As condições impostas pelo racionamento, reforçadas pelo aumento da tarifa e associadas às condições econômicas do país, retardaram a retomada do crescimento do consumo de energia elétrica, na época após a crise.

A partir das previsões de aquecimento da economia, foi evidenciada a expectativa de crescimento do consumo, porém não havia certeza do crescimento da oferta tornando-se clara

a necessidade de implementação de novos projetos de geração de energia. Foram, então, introduzidas novas regras para o setor elétrico e nelas pôde-se observar perspectivas mais promissoras para a geração de eletricidade com biomassa.

A tecnologia para geração de eletricidade e vapor de processo em uso, hoje, nas indústrias de papel e celulose baseia-se nas caldeiras de recuperação Tomlinson, onde é queimada a lixívia, e nas caldeiras de biomassa (em um sistema de potência a vapor), alimentadas pelos resíduos do processo (cascas, lenha, cavacos), que atendem à demanda térmica da planta e parte da demanda elétrica; o restante é adquirido das concessionárias de energia elétrica. Já se utiliza caldeiras de maior pressão (50, 60 bar), obrigatórias pela pressão mais elevada das caldeiras de recuperação.

Entretanto, a gaseificação da lixívia, que é a tecnologia com perspectivas futuras para substituir as caldeiras Tomlinson, ainda está em fase de desenvolvimento merecendo maior atenção por todas as vantagens que apresenta.

Entre as vantagens termodinâmicas, quando se compara a caldeira de recuperação Tomlinson com a tecnologia de gaseificação de lixívia, está o fato de o gaseificador permitir o uso de turbinas a gás, obtendo-se temperaturas de processo no fluido de trabalho do ciclo termodinâmico (na turbina a gás) muito mais altas do que as que se obtém na caldeira de recuperação (500 °C). Os gases produzidos na câmara de combustão da turbina a gás apresentam temperatura de chama em torno de 1000 °C o que, em relação ao sistema a vapor, proporciona uma eficiência maior na conversão de energia. Do ponto de vista da 1ª Lei da Termodinâmica, a caldeira de recuperação é muito eficiente (eficiência de queima do combustível de 90 a 95%)⁵, pois a queima da lixívia na caldeira de recuperação Tomlinson pode ocorrer a 1200 °C, porém o vapor que será alimentado na turbina a vapor, está somente a 500-550 °C. Entretanto, o gás proveniente da gaseificação, depois de queimado, é alimentado na turbina a gás a mais de 1000 °C.

Deve-se observar que a tecnologia utilizada deverá atender totalmente à demanda térmica e parcial ou totalmente à demanda elétrica da planta. A demanda térmica é relativamente rígida, pois é função do volume de produção de papel e celulose, o processo que fornece o combustível (lixívia, cascas e cavacos associados à matéria-prima). Se, eventualmente, o processo de cogeração caminhar no sentido de obter eficiências muito elevadas (com a utilização de pressões muito altas, por exemplo), a demanda específica de

⁵ NOGUEIRA, L.A.H Informação pessoal fornecida em São Paulo, em 4 de novembro de 2003.

vapor para produzir a eletricidade necessária poderá ficar reduzida a ponto de provocar um *déficit* de vapor para o processo⁶.

Assim, a contribuição do presente estudo é analisar técnica, econômica e ambientalmente a utilização de tecnologias mais eficientes, dentro de uma política adequada de incentivo à cogeração no segmento de papel e celulose, para que ele atinja a auto-suficiência, colaborando indiretamente na oferta de energia. Pretende-se evidenciar a necessidade de uma política que minimize os efeitos das emissões de poluentes, por meio da implementação de projetos de geração de energia, a partir de fontes renováveis, entre as quais a biomassa merece especial atenção.

Para atingir os objetivos a que se propõe, a tese em questão está estruturada da forma que segue.

O Capítulo 2 apresenta um panorama dos setores envolvidos, abordando um breve histórico do setor elétrico brasileiro. São discutidos os aspectos relevantes que se interligam com a cogeração de eletricidade e a utilização da biomassa como combustível. Analisa a situação atual do setor elétrico, bem como as conseqüências das mudanças institucionais. São apresentadas reflexões sobre as alternativas para a expansão do setor, dentro da legislação existente, e sobre os interesses dos diversos setores envolvidos. São analisadas, ainda, as barreiras políticas e institucionais existentes para a consolidação de um amplo programa de cogeração, do ponto de vista de todos os atores envolvidos e são, também, consideradas as políticas para a implementação da cogeração de eletricidade a partir da biomassa, onde se inclui a gaseificação.

Quanto ao segmento de papel e celulose, são apresentados o consumo e a produção de energia, além do consumo de combustíveis fósseis e de biomassa, por meio de dados médios levantados junto às associações⁷, ao Balanço Energético Nacional (BEN) e na própria indústria escolhida para o estudo de caso.

O Capítulo 3 aborda as tecnologias atualmente disponíveis e em uso para a geração de energia nas indústrias de celulose e integradas e como utilizá-las para aumentar o rendimento em processos já existentes, a partir de equipamentos mais eficientes, da elevação da pressão de operação das caldeiras, da introdução do condensador e das turbinas a gás em conjunto com turbinas a vapor, nos chamados ciclos combinados. Em seguida, são apresentadas as tecnologias que ainda estão em desenvolvimento, como a gaseificação da biomassa e da

⁶ NOGUEIRA, L.A.H Informação pessoal fornecida em São Paulo, em 4 de novembro de 2003.

⁷ Dados dos dois últimos anos disponíveis (1995 /1996), levantados pela Associação Brasileira dos Fabricantes de Papel e Celulose (BRACELPA).

lixívia, bem como a possibilidade de utilização de turbinas a gás com combustíveis gaseificados (lixívia e madeira). São apresentados, também, os processos de gaseificação, embora este trabalho não tenha a pretensão de estudá-los detalhadamente, os tipos de gaseificadores e o estado da arte da gaseificação de biomassa e lixívia.

No Capítulo 4 são estudadas as emissões atmosféricas, a atual legislação ambiental brasileira, a legislação do Estado de São Paulo e as providências que vêm sendo tomadas para preencher a lacuna no caso das emissões de fontes estacionárias, incluindo o NO_x . É, também, analisada a situação atual do Protocolo de Quioto, bem como as perspectivas para o *Clean Development Mechanisms (CDM)* no Brasil.

No Capítulo 5 são apresentados dois estudos existentes de outros autores. Um deles realizado em uma planta hipotética com características representativas de plantas do Sudoeste dos EUA, por Larson, Consonni e Katofsky (2003) e o segundo realizado por Gallego (2004), a partir da análise termodinâmica de sistemas de cogeração para o segmento, adaptado à realidade de empresas brasileiras.

No Capítulo 6, dando continuidade à dissertação de mestrado (VELÁZQUEZ, 2000), é realizado um Estudo de Caso na Indústria Klabin de Papel e Celulose, em Telêmaco Borba, no Paraná, em que são apresentadas a situação atual da planta e a proposta da utilização da tecnologia de gaseificação.

No Capítulo 7 são calculados, para um dos estudos existentes apresentados na tese e para o Estudo de Caso realizado na indústria Klabin, os custos de geração da eletricidade e vapor de processo, além dos custos da eletricidade excedente gerada, por meio da análise termoeconômica, em base exergética. Esta é a metodologia mais adequada a ser aplicada ao processo com mais de um produto, como no caso da cogeração, pois permite separar rigorosamente os custos de cada um deles. Destaca-se aqui a originalidade desta tese, pois nos trabalhos existentes até então e nos estudos de casos aqui tratados, não foram separados e quantificados monetariamente os custos de geração da eletricidade e vapor de processo, bem como os custos da eletricidade excedente gerada. Quando não é feita essa análise, por meio dos métodos de partição de custos, ocorre que o custo de geração de todos os produtos incide em apenas um deles, a eletricidade.

O Capítulo 8 relata as conclusões obtidas com o trabalho, discute barreiras existentes à cogeração de eletricidade a partir de biomassa e propõe políticas que a incentivem, além de discutir as limitações do trabalho, ressaltando a possibilidade de estudos posteriores aprofundarem a análise aqui iniciada.

2 CONTEXTO ATUAL DOS SETORES ENVOLVIDOS

Este capítulo apresenta um panorama dos setores envolvidos, inicialmente, abordando um breve histórico do setor elétrico brasileiro. São discutidos os aspectos relevantes que se interligam com a cogeração de eletricidade e a utilização da biomassa como combustível.

É analisada a situação atual do setor elétrico, bem como as consequências das recentes mudanças institucionais. São apresentadas reflexões sobre as alternativas para a expansão do setor, no contexto da legislação existente, e sobre os interesses dos diversos setores envolvidos. São analisadas, ainda, as barreiras políticas e institucionais existentes para a consolidação de um amplo programa de cogeração, do ponto de vista de todos os atores envolvidos e são, também, consideradas as políticas para a implementação da cogeração de eletricidade a partir da biomassa.

São apresentados dados relativos ao segmento de papel e celulose, como a produção e consumo de energia, além do consumo de combustíveis fósseis e de biomassa, por meio de dados médios levantados junto às associações⁸, ao Balanço Energético Nacional e na própria indústria escolhida para o estudo de caso.

2.1 SETOR ELÉTRICO

No Brasil, a maior parte do sistema de geração de energia é interligado por meio do sistema de transmissão. O Sistema Interligado Nacional (SIN) possui uma capacidade instalada de 81.549 MW⁹, correspondente a 90% da capacidade instalada total do país (90.733 MW)¹⁰. Os 10% restantes se devem a sistemas isolados, localizados principalmente na região amazônica. O Sistema Interligado, nos últimos anos, tornou-se mais frágil como resultado do planejamento inadequado e de baixos investimentos em manutenção e ampliação da capacidade de transmissão para garantir a confiabilidade necessária no transporte da energia gerada (PALETTA, 2004). Além disso, a maior parte da energia consumida no Brasil (90%, aproximadamente¹¹) é proveniente de usinas hidrelétricas e está sujeita à sazonalidade, em

⁸ Dados dos dois últimos anos disponíveis (1995 /1996), levantados pela Associação Brasileira dos Fabricantes de Papel e Celulose (BRACELPA).

⁹ ONS – Operador Nacional do Sistema. **Estrutura da Capacidade Instalada no SIN em 2005**. Disponível em http://www.ons.gov.br/biblioteca_virtual/publicações_operacao_sin.aspx. Acesso em 16 fev. 2006.

¹⁰ BEN – Balanço Energético Nacional. **Capacidade Instalada de Geração de Energia Elétrica do Brasil (1974 a 2004)**. Disponível em <http://www.mme.gov.br>. Acesso em 15 fev. 2006.

¹¹ ONS – Operador Nacional do Sistema. Disponível em <http://www.ons.gov.br>. Acesso em 12 out. 2005.

função da disponibilidade de “combustível” (água), que por sua vez depende das condições climáticas, ocasionando variações periódicas na quantidade de energia disponibilizada na rede de distribuição, que pode ou não se apresentar suficiente ao consumo.

A geração de energia descentralizada, em especial a partir de biomassa, vem aumentando sua participação e já contribui para a redução da fragilidade da oferta de eletricidade, tendo sua importância reconhecida para a diversificação da matriz energética brasileira. Entretanto, ainda faltam políticas adequadas para atingir este objetivo (COELHO, 1999).

Muito se tem avançado no sentido de aumentar o uso da biomassa como fonte de energia. Entretanto, verifica-se que apesar das mudanças introduzidas na legislação do setor elétrico ainda existem diversas barreiras à implementação de um programa em larga escala. Como etapa preliminar de contextualização, será realizada uma breve análise histórica do setor elétrico brasileiro, que permitirá uma reflexão sobre as dificuldades existentes devido, inclusive, às transformações pelas quais o setor passou.

Desde o início, na indústria de energia elétrica brasileira, era predominante a participação do capital privado, até que na década de 30 a energia elétrica passou a ser tratada como serviço público (principal marco regulatório do setor elétrico do Brasil) (VIEIRA, 2005). Porém, pode-se dizer que o modelo estatal só foi consolidado a partir de 1964 (COELHO, 1999), durante os governos militares.

Em 1960, foi criado o Ministério de Minas e Energia (MME) e, em 1962, foi constituída a Eletrobrás com a finalidade de ser a empresa federal responsável por garantir o suprimento energético do país, integrando os diversos sistemas isolados. Encampou as empresas existentes na época e tornou-se o principal vetor de expansão da indústria elétrica do país, que embora importante para o desenvolvimento do país, promoveu, anos mais tarde, um desequilíbrio financeiro restringindo o financiamento de projetos (PIERONI, 2005).

Desde meados dos anos 70, devido à alta do preço do petróleo e seu impacto no balanço de pagamentos, as empresas do setor, então estatais, foram utilizadas como veículo de endividamento externo (WERNECK, 1987 apud PIERONI, 2005, p.9)¹² e a crise do setor elétrico foi se agravando em consequência de um longo processo de contenção das tarifas públicas para reprimir a alta de preços decorrente da crise do petróleo (VIEIRA, 2005). Nestas condições de descapitalização das empresas estatais, inviabilizaram-se os investimentos necessários para garantir a oferta de energia.

¹² WERNECK, R.L.F. Empresas Estatais e Política Macroeconômica. Rio de Janeiro: Campos, Rio de Janeiro, 1987.

No início dos anos 80, o endividamento, o aumento das taxas de juros internacionais e a desvalorização cambial (1982), associados à redução da receita (tarifas baixas), levaram as empresas a se depararem com graves dificuldades (PIERONI, 2005).

Na década de 90, o setor atravessou uma fase de reestruturação com modificações na sua legislação e iniciou um processo de privatização, na nova política definida pelo Governo Federal. Esse processo foi introduzido, principalmente, face à crise financeira iniciada na década de 70 e agravada ao longo do tempo (COELHO, 1999). Tais mudanças institucionais, segundo Januzzi (2001), visaram reduzir o papel do Estado e abrir espaço para a participação do capital privado, para estimular a competição no mercado de eletricidade e eram justificadas para atrair investimentos em uma área na qual o setor público não tinha mais condições de investir. Ou seja, a reestruturação do setor elétrico visou implementar uma nova organização que pudesse sanear as contas públicas e atrair capital privado para financiar a necessária expansão do sistema.

Segundo Carra (2003), o início do processo de reestruturação aconteceu de forma abrupta, com muitas falhas, e com a certeza de que haveria maior competição e custos menores que proporcionariam preços menores aos consumidores. Porém, com o passar dos anos, se apresentaram sucessivos aumentos tarifários e a perda da qualidade no atendimento aos consumidores.

Neste modelo foi criada, em 26 de dezembro de 1996¹³, a Agência Nacional de Energia Elétrica (ANEEL), órgão regulador, responsável também por fiscalizar e corrigir as deficiências técnicas e comerciais do mercado de energia elétrica, além de realizar licitações de outorga de concessão para exploração de aproveitamentos hídricos; o Operador Nacional do Sistema Elétrico (ONS), para coordenar a operação da transmissão e geração de energia elétrica; o Mercado Atacadista de Energia Elétrica (MAE) e o Comitê Coordenador do Planejamento da Expansão (CCPE). Foi instituída, também, a figura do Produtor Independente de Energia (PIE), que passou a ter acesso garantido às linhas de transmissão, porém sem a necessária regulamentação de acesso à rede, sendo que até os dias de hoje encontra dificuldades para a venda de excedentes de eletricidade.

Na segunda metade da década de 90 foi constatada a elevação das tarifas e restrições de financiamento estatal que fizeram com que o investimento privado na expansão da capacidade também fosse reduzido, o que promoveu um desequilíbrio entre a oferta e a demanda (PIERONI, 2005).

¹³ ANEEL – Agência Nacional de Energia Elétrica. **Instituição da Agência Nacional de Energia Elétrica.** Disponível em <http://www.aneel.gov.br/8.htm> Acesso em 15 fev. 2006.

O consumo de energia, principalmente no setor residencial, vinha apresentando um crescimento significativo desde 1994 (BEN, 2005), com a implantação do “Plano Real” de estabilização econômica, que possibilitou a ampliação dos hábitos de consumo da população. A própria Eletrobrás acenava com a possibilidade de se concretizarem as previsões de falta de energia, pois o aumento do consumo relativo, também, ao crescimento econômico (comércio e indústria) se associava a períodos de poucas chuvas, devido às características essencialmente hidráulicas da capacidade instalada do país.

Tais previsões se concretizaram durante o ano de 2000, com os níveis dos reservatórios baixos, além do consumo crescente e da oferta estacionada, até que no final de 2000 e início de 2001 houve um período de estiagem. Foi, então, anunciado o plano de racionamento de energia elétrica, imposto à população, que estipulava cotas de redução de consumo (20%, em média) para cada setor, para evitar que os reservatórios entrassem em colapso.

O racionamento reduziu o consumo de eletricidade no país em 2001, chegando a mudar os hábitos dos consumidores que passaram a utilizar a eletricidade de forma mais racional. O governo deu por encerrado o racionamento de energia elétrica em fevereiro de 2002, mas a demanda continuou reduzida.

Segundo Januzzi (2001), esta crise foi caracterizada pela fragilidade estrutural do setor elétrico e a falta de chuvas em 2001 apenas mostrou esta fragilidade. Além disso, um dos principais fatores que contribuiu foi a falta de ação governamental para os riscos crescentes do sistema de energia, como falta de planejamento estratégico, atrasos e não implementação de obras previstas nos planos de expansão do setor elétrico.

Em 2003, o Governo Federal lançou o documento “Modelo Institucional do Setor Elétrico”, que adquiriu caráter oficial em 2004 (Lei 10.848/04, regulamentada pelo Decreto 5163/04), visando preservar muitos dos princípios que sustentaram o modelo anterior. As principais mudanças, segundo Pieroni (2005), foram realizadas nos mecanismos de contratação da energia no sentido de reduzir os riscos de investimento para viabilizar a expansão do parque gerador, além da exclusão da Eletrobrás e suas controladas do Programa Nacional de Desestatização, sinalizando o fortalecimento do governo.

O novo modelo apresenta dois ambientes de comercialização de energia, o Ambiente de Contratação Regulado (ACR) e o Ambiente de Contratação Livre (ACL), sendo que os princípios de contratação de curto prazo permanecem inalterados em relação ao modelo anterior. No ACR serão realizadas contratações compulsórias entre geradores e concessionárias de distribuição. Será licitada (em leilão, segundo critério de preço mínimo) a

demanda informada pelas distribuidoras. No ACL serão realizados os contratos bilaterais entre as empresas geradoras e os consumidores livres entrando aqui o suprimento de energia dos auto-produtores.

A expectativa de crescimento da economia foi um alerta quanto à necessidade de novos investimentos no setor elétrico, pois mantido o ritmo de expansão, a energia então gerada poderia, realmente, não ser suficiente para os próximos anos. Mais uma vez, diante destes novos fatos, pode-se constatar que existem inúmeras vantagens estratégicas na geração de energia descentralizada, com a produção de excedentes, em especial a partir da enorme quantidade de biomassa disponível em alguns segmentos do setor industrial brasileiro. Entretanto, ainda existem entraves à sua implementação, de caráter político, econômico e de legislação, começando a serem modificados agora pelo, então, novo modelo.

Na verdade, discutir as causas dos problemas do setor não é objetivo desta tese e sim situar as condições do uso da biomassa no contexto atual. Longo (2003), Gonçalves Júnior (2002), Sauer (2002), entre outros, discutem esta questão com maiores detalhes.

Na área de biomassa, o setor sucroalcooleiro detém a maior capacidade de geração (2.282 MW)¹⁴, que representa 70% da geração com biomassa, a partir do aproveitamento do bagaço e da palha em centrais térmicas. Nas usinas termelétricas, a lixívia (783 MW)¹⁵ associada às demais fontes de geração própria existentes no segmento de papel e celulose, produzem 47% da eletricidade consumida¹⁶.

A auto-suficiência desses cogeneradores (mesmo que não ocorra a venda de excedentes de eletricidade como, por exemplo, daqueles produzidos pelas indústrias de papel e celulose), é uma opção interessante para contribuir na oferta de energia através da redução da demanda. Para que isso ocorra é premente que hajam políticas adequadas, capazes de propiciar as condições necessárias de incentivo à efetiva implementação de projetos de geração de energia a partir de fontes renováveis, como discutido a seguir.

Tal fato pode ser verificado ao analisar-se os resultados do programa de geração de eletricidade a partir de resíduos da cana-de-açúcar, criado em 2001, pelo BNDES, que foi responsável pela implementação da quase totalidade dos projetos existentes no país (PALETTA, 2004).

¹⁴ ANEEL – Agência Nacional de Energia Elétrica. **Banco de Informações de Geração (BIG)**. Disponível em <http://www.aneel.gov.br/15.htm> Acesso em 16 fev. 2006.

¹⁵ Id.

¹⁶ Segundo Macedo (2001), nas indústrias de papel e celulose, devido ao elevado consumo de eletricidade, mesmo que seja utilizado todo o resíduo disponível não é possível atingir a auto-suficiência, ao contrário das usinas de cana-de-açúcar. Entretanto, sabe-se que as indústrias que produzem somente celulose e, por essa razão, consomem quantidade menor de eletricidade podem tornar-se auto-suficientes.

Desde abril de 2002, com a Lei Nº 10.438 – PROINFA – Programa de Incentivo às Fontes Alternativas de Energia Elétrica (MME, 2003) e com o Programa para Apoio Financeiro a Investimentos em Energia do BNDES, que estendeu as condições do Programa anterior (de Cogeração de Energia Elétrica a partir de Resíduos da Cana-de-Açúcar) para o financiamento de empreendimentos de Cogeração de Energia a partir de Resíduos de Biomassa (BNDES, 2003), as perspectivas para a geração a partir de biomassa ficaram mais promissoras.

O PROINFA, criado no âmbito do MME, teve como objetivo a diversificação da matriz energética brasileira e a busca por soluções regionais com a utilização de fontes renováveis de energia, mediante o aproveitamento econômico dos insumos disponíveis e das tecnologias aplicáveis, a partir do aumento da participação da energia elétrica produzida com base nas fontes eólica, PCH's e biomassa, no Sistema Elétrico Interligado Nacional (MME, 2003), com valores definidos pelo MME. Entretanto, os resultados para a biomassa não atingiram as expectativas.

A primeira chamada pública do PROINFA foi encerrada no dia 11/05/2004 e as empresas interessadas apresentaram projetos que envolveram a geração de 6,6 mil MW, o dobro do limite que a Eletrobrás estava autorizada a contratar. Mais da metade (3.681,58 MW) era em projetos de energia eólica, sendo que os projetos de PCH's somaram 1.924,17 MW e os de biomassa outros 995,25 MW (bagaço de cana, casca de arroz, cavaco de madeira e biogás de aterro). Entretanto, apenas 327,6 MW de projetos de biomassa foram habilitados nesta primeira chamada pública.

Assim, em outubro de 2004, foi aberta uma segunda chamada pública para preencher a lacuna deixada pela biomassa e atingir os 1.100 MW a ela destinados. O processo de habilitação se estendeu até novembro de 2004 e somente mais 327,74 MW foram habilitados, num total de 655,34 MW para contratação final. O restante foi remanejado para as outras fontes que integram o PROINFA, principalmente eólica, conforme discutido a seguir.

O problema principal foi o Valor Econômico (V.E.) para a biomassa. A partir da divulgação dos valores econômicos, em 30 de março de 2004 (R\$ 93,77 para bagaço de cana, R\$ 103,20 para casca de arroz, R\$ 101,35 para resíduos de madeira e R\$ 169,08 para biogás de aterro)¹⁷, o MME foi alertado para o fato dos mesmos estarem abaixo do ponto de atratividade e, como as regras não podiam ser alteradas no curso do processo, nada pode ser feito. Outras alterações foram realizadas, como o prazo de amortização do financiamento de

¹⁷ MME – Ministério de Minas e Energia. Portaria Nº 45, de 30 de março de 2004. Disponível em http://www.mme.gov.br/programs_display.do?chn=914 Acesso em 15 de nov. 2005.

10 para 12 anos (o que provocou desinteresse), abrindo precedentes, pois como os projetos chamados não cumpriram os prazos estabelecidos houve a prorrogação de prazo para a entrada da geração de projetos habilitados de 2006 para 2008. Foi estabelecido que 30% dos recursos deveriam ser próprios e 70% seriam financiados, o que foi mudado para, respectivamente, 20 e 80%. O critério de habilitação não observou a questão das garantias de financiamento, pois a maioria dos empreendedores não eram proprietários das terras e somente possuíam o compromisso de compra do terreno. Estas razões podem ser apresentadas como base para o desinteresse que o programa provocou na área de biomassa (informação pessoal)¹⁸.

Para vencer estas barreiras, Silvestrin (2005) afirma existir a intenção do setor sucroalcooleiro de criar uma empresa comercializadora de energia elétrica para vender o excedente gerado na safra (8 meses) e revender na entressafra (4 meses) energia adquirida no mercado *spot* (informação pessoal)¹⁹.

Quanto ao programa do BNDES, seu objetivo foi financiar a implantação de projetos de cogeração de energia elétrica que utilizem resíduos de biomassa e que destinem a venda da energia elétrica excedente às concessionárias de distribuição ou comercialização de energia elétrica. Hoje, o BNDES não tem plano de financiamento de geração de energia elétrica para empreendimentos que participarão do leilão de energias novas.

Segundo Brighenti (2005), além das barreiras mencionadas, encontra-se a necessidade de aperfeiçoamento destas linhas especiais de financiamento do BNDES para projetos de energias renováveis, incentivando a implantação de tecnologias mais eficientes, especificamente, por meio de sua maior viabilidade econômica em segmentos do setor industrial que produzem biomassa (madeireiro, sucroalcooleiro, arrozeiro e de papel e celulose), além de que os empréstimos de valores menores poderiam ser realizados em operação direta com o banco, reduzindo os custos transacionais. Poderia ser estabelecida uma espécie de bônus incidindo sobre as taxas de juros a serem cobradas do interessado, concordes com políticas de incentivo a processos de elevada eficiência energética, visando uma adequada sinalização do mercado (tecnologias mais eficientes incentivadas por juros menores). Deve haver a definição de preço mínimo de compra que seja competitivo (a eletricidade é um subproduto), além de serem necessárias condições adequadas de aquisição

¹⁸ KITAYAMA, O. Assessor da União Nacional dos Canavieiros (ÚNICA). Informação fornecida em São Paulo, em 21 de outubro de 2005.

¹⁹ SILVESTRIN, R.C. Vice-Presidente Executivo da Associação Paulista de Cogeração de Energia (COGEN). Informação fornecida em São Paulo, em 11 de outubro de 2005.

de energia de *backup* que contemplem a especificidade das energias renováveis (COELHO, 1999).

Como incentivo, há isenção de impostos sobre equipamentos utilizados em projetos de geração de energia, de acordo com o Decreto n 5468, de 15 de junho de 2005, que reduz a zero as alíquotas do Imposto sobre Produtos Industrializados (IPI), incidente sobre os produtos relacionados no inciso I do parágrafo único de seu artigo 1º e, entre eles encontram-se os equipamentos utilizados para geração de energia elétrica em usinas Termelétricas²⁰.

Entretanto, apesar dos resultados positivos já sendo verificados no segmento de álcool e açúcar (como o crescimento das novas unidades de cogeração com cana-de-açúcar no Estado de São Paulo), não há ainda políticas para incrementar a autogeração nos setores onde não ocorre a auto-suficiência, como no caso do segmento de papel e celulose.

Diante das constantes mudanças no setor elétrico, desponta como uma grande oportunidade para o país, a criação de um programa de geração de energia descentralizada, a partir de fontes renováveis como, por exemplo, dos resíduos de biomassa; um programa que efetivamente vá de encontro às expectativas dos investidores. Embora algumas medidas tenham sido tomadas para impulsionar a utilização da biomassa, não foram suficientes para eliminar as barreiras existentes para a efetiva implementação das fontes renováveis, aumentando consideravelmente a oferta desse tipo de energia. Os empreendedores continuam à espera de regras claras e estáveis (BRIGHENTI, 2003; COELHO, 1999; PALETTA, 2004; VELÁZQUEZ, 2000; WALTER, 1994).

Muitos pesquisadores consideram que o modelo instituído na década de 90 falhou em atrair capital privado para a expansão do parque gerador. Porém, mesmo com todas as barreiras existentes, os dados referentes aos investimentos dos auto-produtores, que dobraram sua participação na geração total de energia elétrica do país, indicam que esse argumento não é válido para todos os atores envolvidos.

Em 2006, no contexto do “Modelo Institucional do Setor Elétrico”, em implantação, há expectativas para a geração de eletricidade com biomassa, quanto às novas regras, a partir da estratégia para a comercialização por meio dos novos modelos de contratação. No caso do ACR, estão previstos os leilões de energia existente (projetos com licença ambiental concedida) e os leilões de energia nova.

²⁰ Secretaria da Fazenda. **Legislação**. Disponível em <<http://sijut.fazenda.gov.br/netacgi/nphbrs?s7=&s10=&s11=&s12=&SECT1=SIATW2&d=SIAT&p=1&u=../netahtml/sijut/Pesquisa.htm&r=4&f=G&l=20&s1=&s2=&s3=&s4=caldeiras&s5=&s8=&s6=&s9=>>> Acesso em 28. jan. 2006.

No caso do ACL está prevista a contratação bilateral e a complementaridade de fontes, que aguarda a regulamentação da ANEEL (Lei 10.762/03) e vai proporcionar a oferta de energias novas (descentralizadas) para clientes A4²¹, pois a sazonalidade da eletricidade gerada pelos auto-produtores é complementar à da hídrica, havendo sinergia entre as fontes, com ganhos para o sistema interligado.

Os antecedentes do setor elétrico brasileiro apontam para a necessidade de elaboração de programas de incentivo ao aumento da capacidade instalada no país para atender à crescente demanda e evitar o risco de desabastecimento.

Com a aprovação destas novas medidas, as perspectivas para a geração descentralizada, certamente, ficarão mais positivas e a biomassa e a lixo poderão vir a ser componentes importantes da matriz energética brasileira.

2.2 SEGMENTO DE PAPEL E CELULOSE

As indústrias de papel e celulose fazem parte de um importante segmento do setor industrial brasileiro, que tem dinâmica própria e apresenta aspectos sociais, econômicos e ambientais relevantes.

O eucalipto, ao lado do *pinus*, é sua principal matéria-prima. Seu cultivo é realizado exclusivamente em áreas degradadas (1,6 milhão de hectares) e não em substituição a florestas nativas que têm áreas preservadas (2,6 milhões de hectares) (Associação Brasileira de Papel e Celulose – BRACELPA, 2005). Isto proporciona um equilíbrio ambiental entre as áreas de reservas naturais e de produção, que constituem um recurso natural e renovável (BRACELPA, 2005a).

Entretanto, há críticas ambientais ao eucalipto e entre as mais ressaltadas estão a retirada da água do solo provocando a desertificação de amplas áreas e tornando o balanço hídrico deficitário, o empobrecimento de nutrientes do solo bem como seu ressecamento e conseqüente extinção da fauna e perda da biodiversidade (VIANA, 2004). Em contrapartida, segundo Lima (2004) há evidências consistentes, a partir de inúmeros resultados experimentais, que o consumo de água pelo eucalipto não difere muito do consumo de outras espécies florestais, sendo este apenas parte do problema de ressecamento do solo que é mais complexo e passa pelo resgate imprescindível de todos os valores ambientais e hidrológicos,

²¹ Os consumidores A4 são aqueles atendidos pela rede de tensão entre 2,3 e 25 kV, diferentemente dos consumidores A2, dos quais fazem parte as indústrias do segmento em estudo, cujo nível de tensão varia de 88 a 138 kV. Disponível em: <<http://www.aneel.gov.br/arquivos/pdf/caderno4capa.pdf>> Acesso em: 31. out. 2005.

principalmente, aqueles relacionados com o planejamento adequado da ocupação dos espaços produtivos da paisagem. Quanto à perda da biodiversidade, no caso de qualquer monocultura algumas espécies se adaptam à região com o passar do tempo e tendem a povoá-la (LIMA, 1993; POGGIANI, 1989). E, com relação ao empobrecimento do solo, Viana (2004) alega que a remoção de nutrientes em kg/ha.ano para eucalipto é menor do que a remoção por outras espécies, como por exemplo, pela cana-de-açúcar²².

Indústrias de outros países, quando comparadas às do segmento brasileiro, utilizam áreas relativamente mais extensas, além do plantio de florestas industriais ser subsidiado pelo governo. Porém, a produtividade florestal no Brasil apresenta, na extensão territorial e no clima, inúmeras vantagens competitivas para a produção de papel e celulose a partir de florestas plantadas, pois o eucalipto e o *pinus* crescem muito mais rapidamente que, por exemplo, nos países do hemisfério norte, que lideram a produção mundial (BRACELPA, 2005b).

As atividades do segmento proporcionam 108 mil empregos diretos, sendo cerca de 63 mil na indústria e outros 45 mil na lavoura (BRACELPA, 2005c). Foram plantados e reformados 1,552 milhão de hectares de reflorestamento com consumo estimado de madeira, durante o ano de 2003, de 43 milhões de m³, sendo 90% para produção de celulose e 10% para fins energéticos (BRACELPA, 2003).

De acordo com o Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social - BNDES (2003), o Brasil é o 7º maior produtor mundial de celulose e o 11º maior produtor mundial de papel, conquistando um espaço importante no cenário global. A produção brasileira de celulose em 2003 atingiu 9,1 milhões de toneladas, representando um crescimento de 13,5% em relação ao ano anterior. No caso da produção de papel, o volume atingido foi de 7,8 milhões de toneladas, com pequeno aumento em relação a 2002 (0,5%).

Segundo a BRACELPA (2005d), a produção brasileira de celulose atingiu 9,6 milhões de toneladas em 2004, crescendo 5,5% em relação ao ano anterior (Figura 1), e a produção de papel atingiu 8,5 milhões de toneladas, representando um crescimento de 9% (Figura 2), em suas 220 empresas, localizadas em 16 estados e 450 municípios. Além disto, o Brasil tornou-se o maior produtor mundial de celulose fibra curta de mercado passando, nos últimos dez anos, de 1,4 para 6 milhões de toneladas por ano, superando os Estados Unidos.

Todas as figuras apresentadas neste capítulo foram construídas a partir de tabelas, que se

²² A remoção de nitrogênio (N), fósforo (P), potássio (K) e cálcio (Ca) para o eucalipto com 8 anos foi de 110, 11, 95 e 50 kg/ha.ano, respectivamente, enquanto a cana-de-açúcar removeu 208, 22, 200 e 153 kg/ha.ano, respectivamente, em determinada pesquisa (VIANA, 2004).

encontram no Apêndice A.

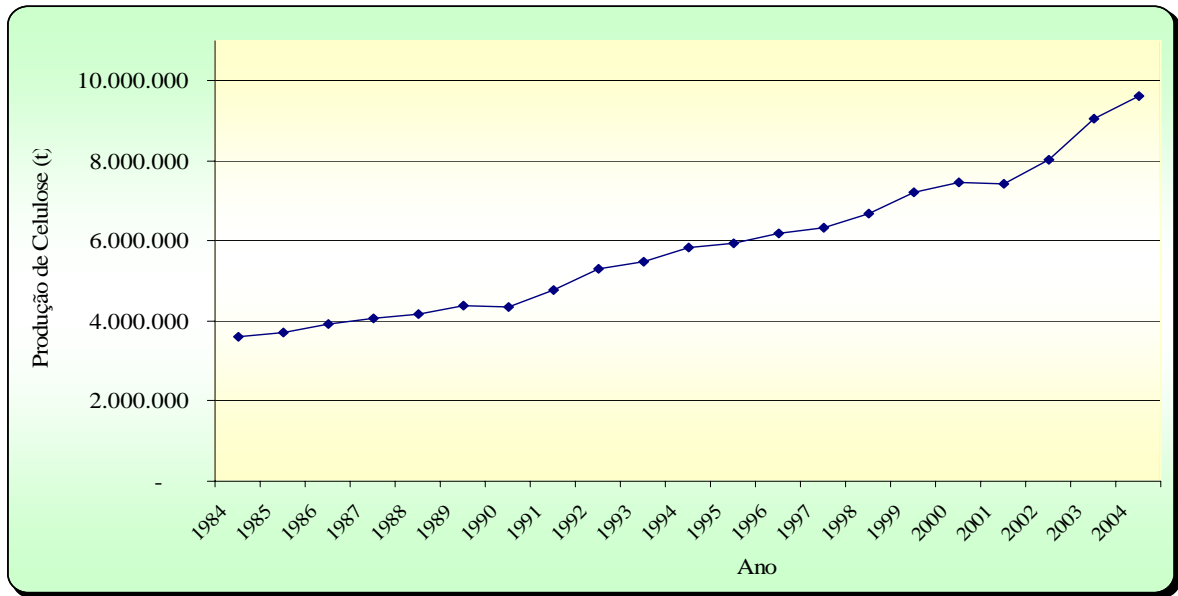


Figura 1 Evolução da produção de celulose no Brasil.

Fonte: BRACELPA (2005).



Figura 2 Evolução da produção de papel no Brasil.

Fonte: BRACELPA (2005).

Segundo Gallego (2004), nos últimos anos, a produção de celulose brasileira tem atendido à demanda da produção de papel, fruto de novas instalações no setor, evitando a necessidade de importação de celulose. Esta informação pode ser confirmada, observando-se a Figura 3, a seguir, que apresenta a produção brasileira de papel e celulose e a participação

de cada um deles na produção total do país, havendo a necessidade de complementar com importação de celulose no período de 1987 a 1991 e, esporadicamente, como nos anos de 1997 e 2001.

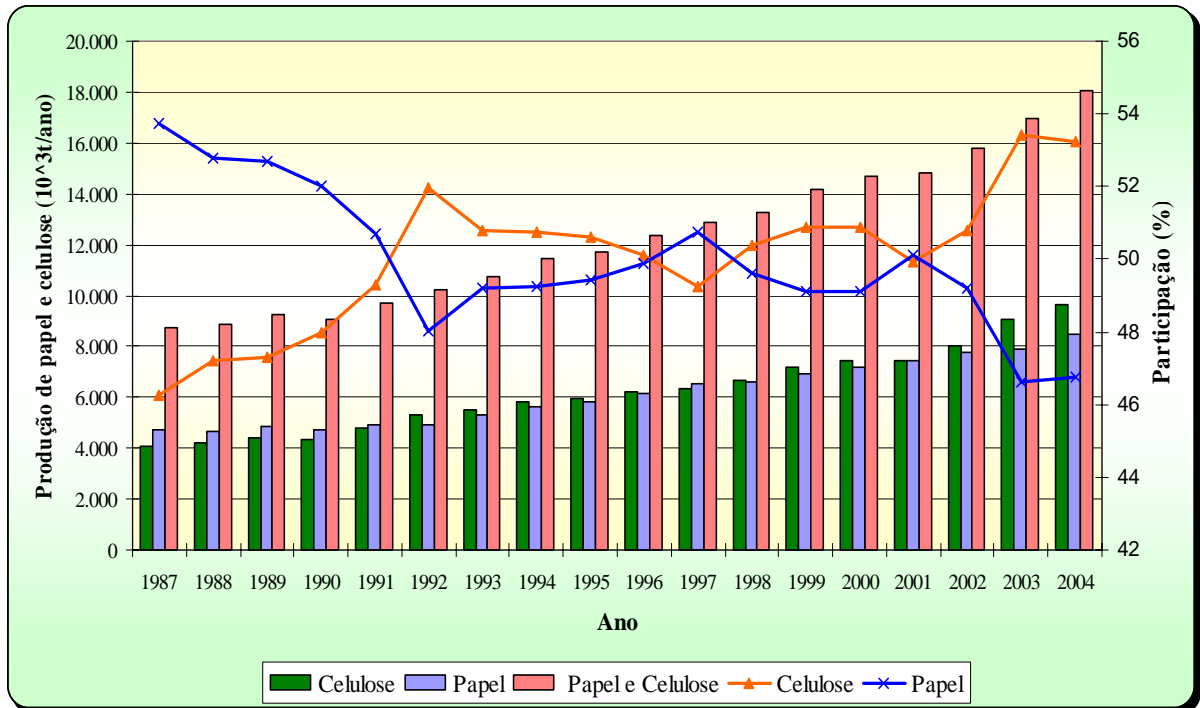


Figura 3 Produção de papel e celulose no Brasil e a participação de cada um deles na produção total do País.

Fonte: BRACELPA (2005).

O consumo *per capita* de papel no Brasil é um dos mais baixos do mundo, registrando, em 2004, cerca de 45 kg por habitante ano, muito distante (11º colocado) de valores observados em países mais desenvolvidos ou em estágio de desenvolvimento comparável ao do Brasil (BRACELPA, 2005d). A Figura 4 apresenta a evolução do consumo de papel *per capita* e indica que o segmento brasileiro apresenta um potencial significativo de crescimento.

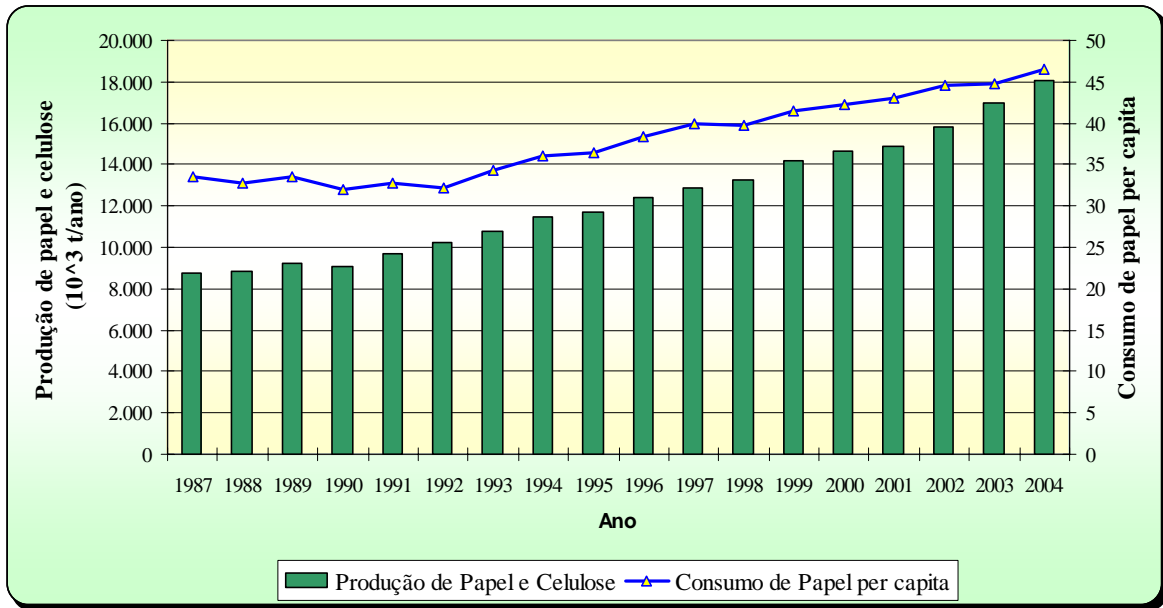


Figura 4 Evolução do consumo de papel *per capita* no Brasil.

Fonte: BRACELPA (2005) e BEN (2005).

Em 2004, o volume das exportações de celulose, com 4,6 milhões de toneladas, foi 40% superior ao de 2002 e o de papel, com 1,8 milhão de toneladas, foi 22% maior. O segmento vem apresentando crescimento na participação da economia nacional (Figura 5) como gerador de impostos, empregos e renda e de um saldo de divisas para o País de US\$ 2,2 bilhões, (números muito bons para os resultados da balança comercial). Os principais mercados de exportação de celulose foram a Europa (46%), a Ásia (30%) e a América do Norte (22%). Para o papel, os principais mercados foram América Latina (48%), Europa (22%), América do Norte (13%), Ásia (10%) e África (7%). A indústria fechou o ano de 2004 com expansão de 8,3% na produção industrial, seu melhor desempenho em 18 anos (BRACELPA, 2005d).

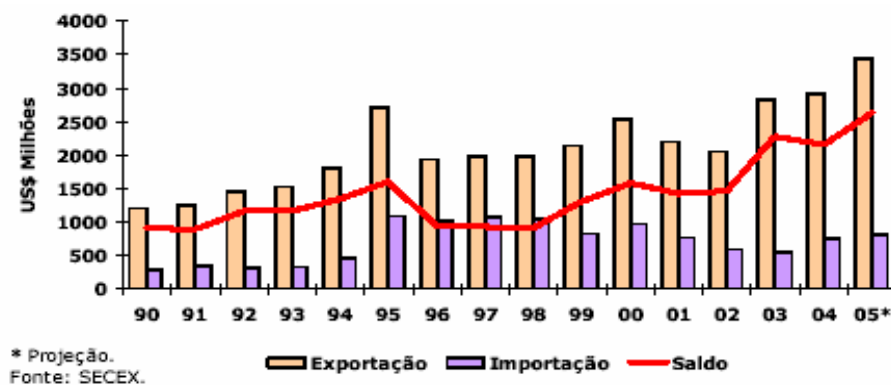


Figura 5 Balança comercial do segmento de celulose e papel – Período de 1990 a 2005.

Fonte: BRACELPA (2005d).

Pode-se concluir que os programas de investimento que as indústrias vêm realizando nos últimos anos são de fundamental importância para garantir a posição do segmento brasileiro no âmbito internacional.

2.2.1 Perfil energético das indústrias do segmento que produzem resíduos.

Segundo a BRACELPA, as indústrias do segmento estão divididas em quatro categorias, a saber:

- Categoria A: Indústrias de Celulose
- Categoria B: Indústrias de Papel
- Categoria C: Indústrias de Papel para fins Sanitários
- Categoria D: Indústrias Integradas - fabricantes de papel e celulose

O segmento de papel e celulose está incluído entre os mais energointensivos do setor industrial, apresentando consumo de 14.096 GWh (BEN, 2005), além de ser um dos maiores consumidores de biomassa. Na matriz energética brasileira (BEN, 2005), o segmento vem aumentando sua participação no consumo do setor industrial de 7,8% (1981 a 1991) para 9,8% (1992 a 2004) e no consumo energético nacional de 2,9% para 3,7%, nos mesmos períodos, conforme pode ser observado na Figura 6.

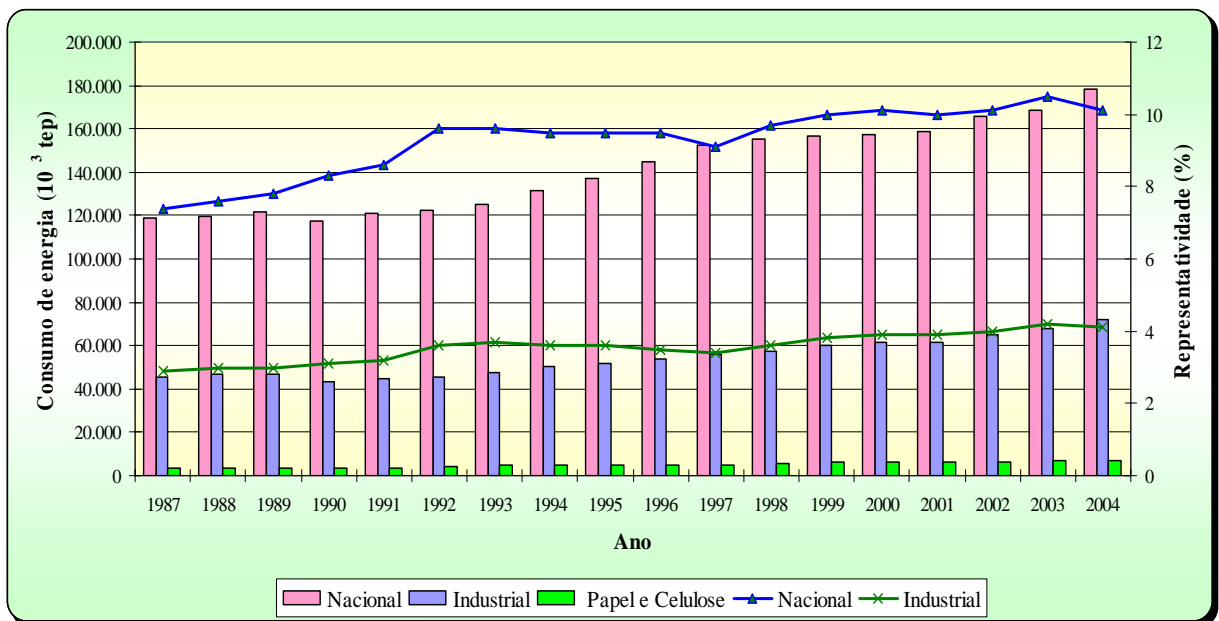


Figura 6 Representatividade do consumo de energia do segmento de papel e celulose no consumo energético nacional e do setor industrial.

Fonte: BEN (2005).

Em 2004, o consumo de energia do segmento representou 4,1% do consumo da energia nacional e 10,1% do consumo da energia do setor industrial. Durante o período de 1994 a 1997 houve uma queda na participação do segmento tanto no consumo nacional como no industrial, segundo Gallego (2004, p.51) “[...] atribuída à busca de tecnologias mais eficientes de utilização da energia, [...] constatada considerando-se que durante o mesmo período houve aumento da produção do setor”.

O aumento do consumo de energia do segmento pode ser atrelado ao aumento da produção de papel e celulose, pois segundo o BEN (2005) e a BRACELPA (2005) o consumo de energia do segmento é proporcional à produção de papel e celulose, em toneladas por ano, apresentando um consumo específico de varia entre 0,39 e 0,43 tep por tonelada de papel e celulose (16,18 e 17,88 GJ/t), no período analisado. Conforme se pode observar na Figura 7, nos períodos em que houve um aumento da produção de papel e celulose, maior que o consumo de energia durante o mesmo período, o consumo específico de energia apresentou uma diminuição, talvez pela implantação de novas tecnologias de produção de papel e celulose, políticas de racionamento de energia, aumento da autogeração utilizando resíduos industriais, utilização de equipamentos mais eficientes, entre outras possibilidades.

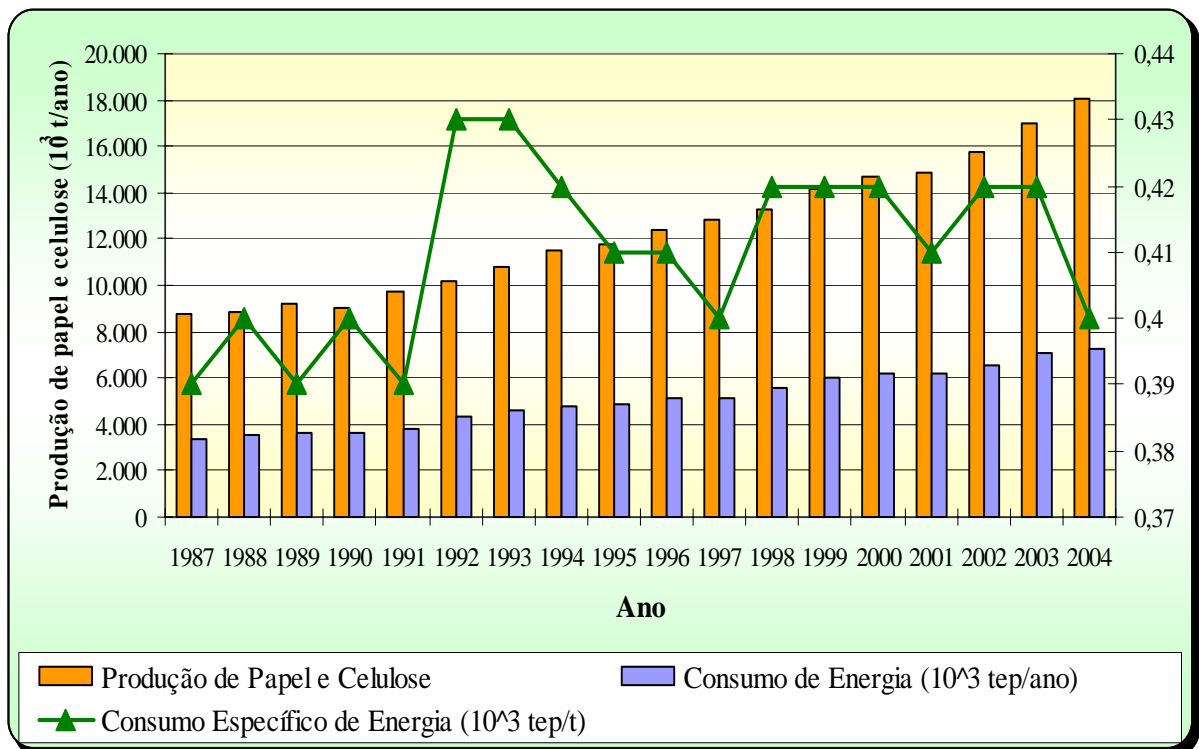


Figura 7 Produção de papel e celulose, consumo de energia e consumo específico.

Fonte: BEN (2005) e BRACELPA (2005).

A figura anterior demonstra que, apesar do consumo de energia ter se apresentado crescente, o consumo específico do segmento oscilou entre diminuir, crescer e, especialmente, em manter-se estável.

Gallego (2004) compara o consumo específico das empresas brasileiras com o de empresas de outros países²³ e observa que a maioria possui consumo específico menor que as empresas brasileiras. Embora tenha havido uma redução, ainda existe potencial para reduzir mais, pois há tecnologia disponível para melhorar o consumo energético do segmento.

A partir da Figura 8, confirma-se que a elevação do consumo de energia do segmento pode ser atrelada à elevação da produção de papel e celulose.

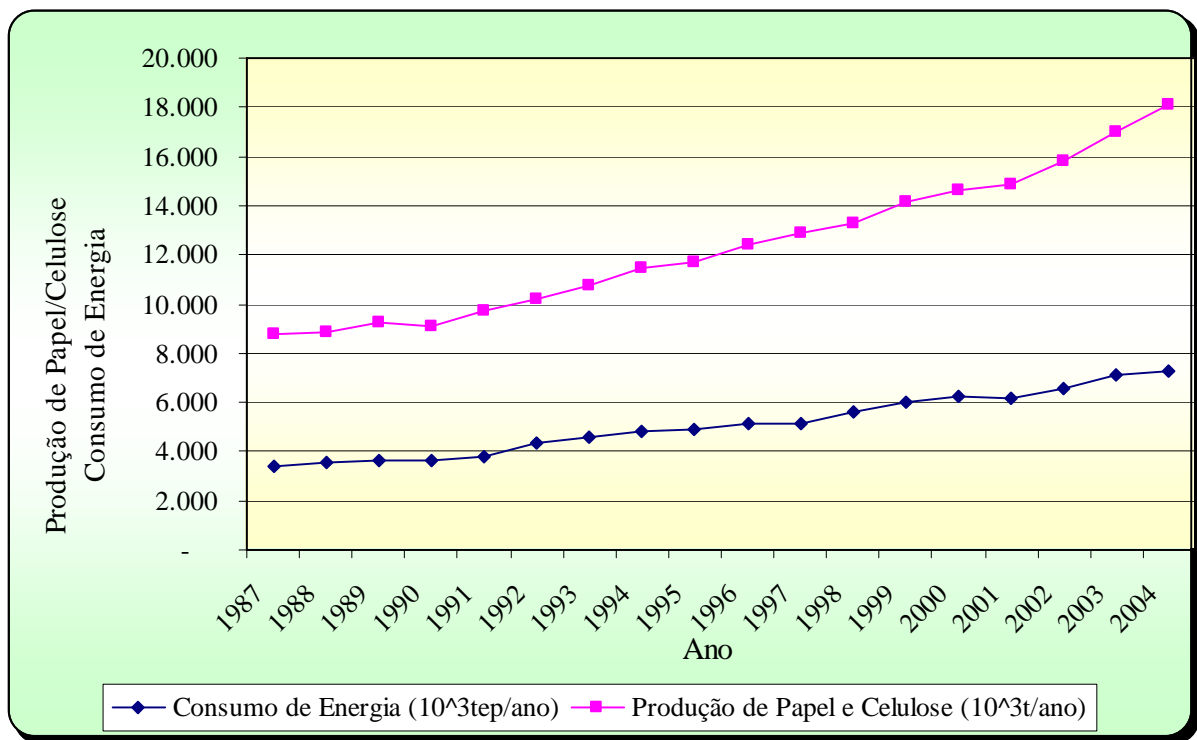


Figura 8 Produção de papel e celulose x consumo de energia.

Fonte: BEN (2005) e BRACELPA (2005).

As indústrias de celulose, bem como as integradas (papel e celulose) geram grande parte da energia consumida (50 a 80%) a partir da lixívia produzida no próprio processo e de biomassa em geral (resíduos de madeira) (VELÁZQUEZ, 2000). Atualmente já existe o caso da CENIBRA, que vende excedente à rede e, conforme citado anteriormente, desde 2001,

²³ Países da *Organization for Economic Cooperation and Development* (OECD).

com o racionamento, praticamente zerou o consumo da demanda contratada, vendendo cerca de 200 MWh por dia, além da Aracruz, vendendo também média de 590 MWh por dia. As indústrias de papel geram apenas 10% da eletricidade produzida no processo, sendo o restante comprado das concessionárias, pelo fato de não terem disponibilidade de combustível produzido nas próprias empresas.

Velázquez (2000) apresenta uma análise energética das indústrias do segmento, a partir de dados do último levantamento realizado pela BRACELPA (1995/1996), em que a eletricidade autogerada representava 51,5% da consumida, além de outra avaliação a partir de um grupo de seis indústrias selecionadas, correspondente a 45% da produção nacional do segmento, em que a eletricidade autogerada representava 65% da total consumida.

Nas indústrias de celulose e nas integradas, é consumida toda a lixívia produzida (subproduto inevitável do processo *Kraft*, ou sulfato, de fabricação de celulose, poluente, que é queimado na caldeira de recuperação, gerando o vapor)²⁴, e que reduz substancialmente o consumo de outros combustíveis (BONOMI, 1985, LARSON, 1990). Mesmo assim, ocorre significativo consumo de óleo combustível, em particular nos fornos de cal.

Pelo fato de possuírem a matéria-prima (madeira), estas indústrias consomem também combustíveis de origem vegetal (biomassa), que corresponde aos resíduos disponíveis após o processamento da madeira (cavacos, cascas e resíduos florestais em geral), além da lenha.

Assim, nas indústrias de celulose e nas integradas, devido à grande disponibilidade de subprodutos do processo, a autogeração de eletricidade é elevada.

O gás natural passou a ter uma participação significativa (BEN, 2004), pois cresceu 378%, em 10 anos, principalmente nas indústrias localizadas em região onde, atualmente, há disponibilidade (eixo Rio-São Paulo). Era esperado que, com o gás da Bolívia, ocorresse um deslocamento no tipo de combustível consumido, substituindo principalmente o óleo combustível.

A Figura 9 mostra a participação de cada energético na matriz do segmento, onde se nota que a lixívia é o principal componente, representando 43% de todo o combustível utilizado. Em seguida vem a lenha, que representa 16%, enquanto que os combustíveis fósseis (óleo combustível e gás natural) limitam-se a 15%. A energia elétrica comprada (atribuída em grande parte às empresas fabricantes de papel, que não possuem disponibilidade de resíduos para a autogeração, necessitando comprar toda a energia elétrica para o processo) representa

²⁴ Detalhes deste processo de fabricação de papel e celulose encontram-se no Apêndice B.

17%. O restante é composto por vários outros energéticos de pouca representatividade no segmento, como por exemplo, o bagaço de cana e o carvão mineral.

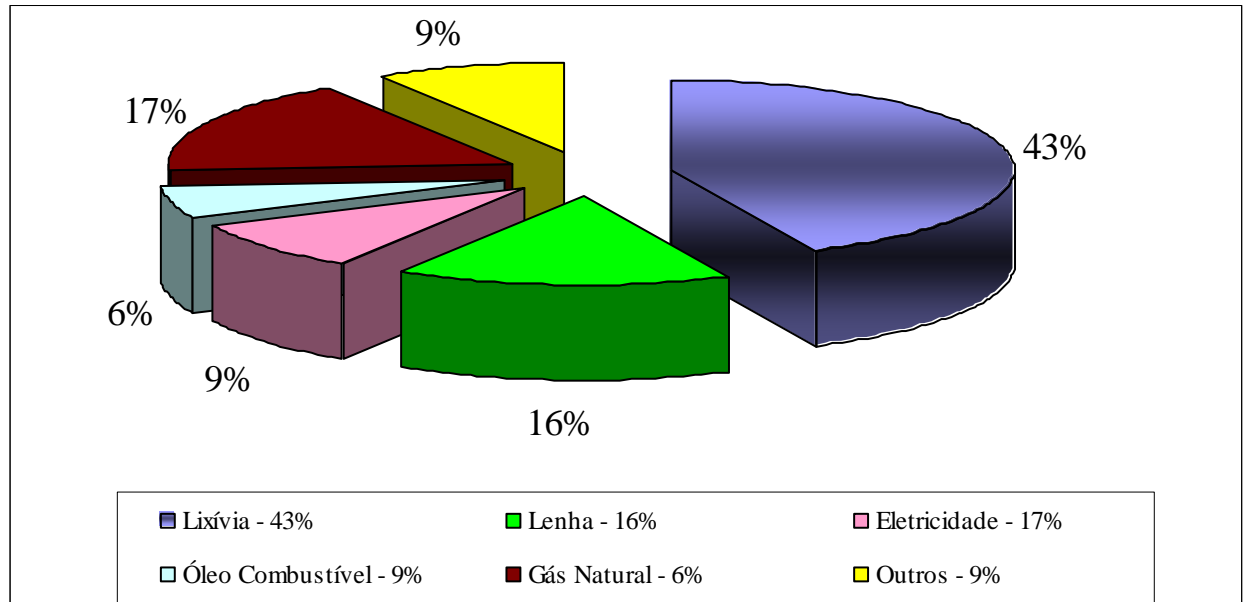


Figura 9 Matriz energética do segmento em 2005.

Fonte: BEN (2005).

O crescimento da produção de lixívia tem sido maior que o crescimento da produção de celulose, e a relação entre elas tem representando uma maior disponibilidade de lixívia por tonelada de celulose produzida (Tabela 15 – Apêndice A), o que é interessante sob o ponto de vista do processo de geração de energia, porém para o processo de recuperação pode significar um aumento no consumo de energia.

Embora a lixívia produzida seja muito mais utilizada para fins térmicos, pode-se observar na Figura 10 que seu uso para a produção de eletricidade se apresenta crescente.

Um outro fator a ser analisado é que em países como os Estados Unidos e Finlândia são utilizadas concentrações de licor por volta de 75% (GALLEGO, 2004) favorecendo o processo de recuperação, em particular o processo de queima (que pelo baixo teor de água não perde energia, que seria carregada com os gases de combustão, contendo água evaporada durante o processo de queima)²⁵.

²⁵ Observe-se as concentrações de lixívia que serão utilizadas nos estudos de caso: nos EUA (80%), na média das indústrias brasileiras (75%) e na indústria Klabin (82%).

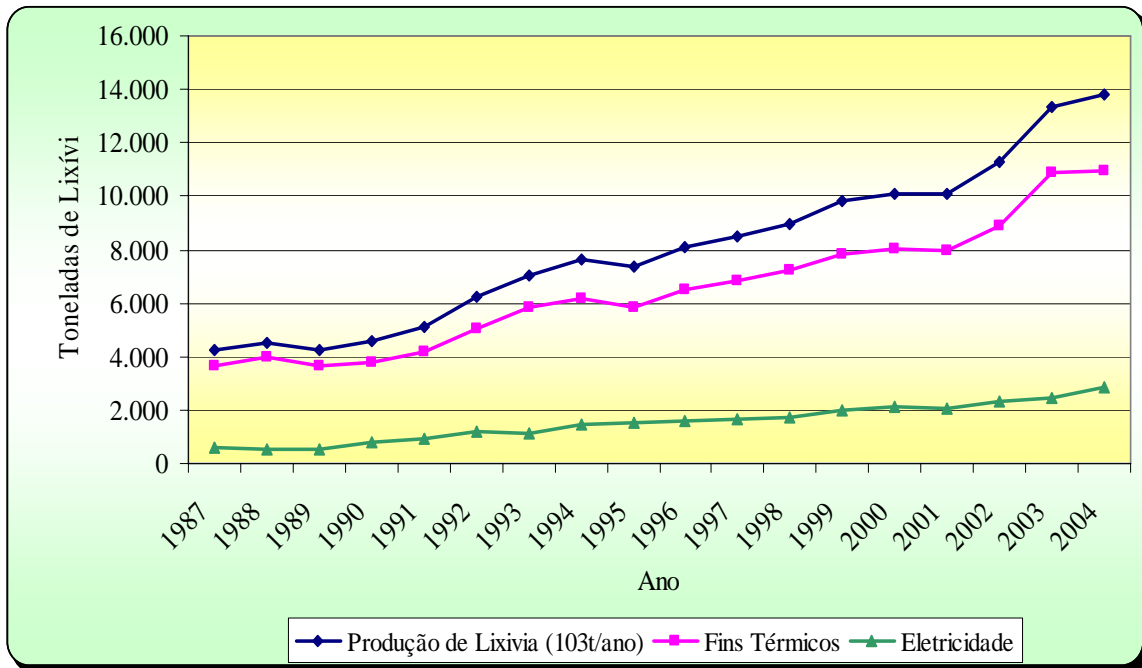


Figura 10 Produção de celulose, de lixívia e de energia a partir da lixívia.

Fonte: BEN (2005) e BRACELPA (2005).

O segmento de papel e celulose tem grande potencial para se tornar auto-suficiente em termos energéticos, produzindo todo o vapor e eletricidade necessários ao processo, mas a autogeração é ainda bastante reduzida. 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. Atualmente, do ponto de vista técnico, de fato o segmento tem possibilidades de se tornar auto-suficiente em termos energéticos, produzindo todo o vapor e eletricidade necessários ao processo, mas as barreiras econômicas são significativas (VELÁZQUEZ, 2000).

São bastante conhecidas as dificuldades do setor industrial quanto à garantia de disponibilidade de energia, devido às eventuais falhas e interrupções do sistema elétrico e à falta de confiabilidade da transmissão e distribuição da energia elétrica. São, também, amplamente conhecidas as vantagens para o setor em garantir o seu suprimento, sem risco de interrupção.

Do ponto de vista do segmento industrial envolvido, uma possibilidade de incentivo à auto-suficiência está no risco de interrupções no fornecimento, como já tem ocorrido, uma vez que os custos envolvidos nestas situações (interrupção na produção, perda de qualidade no produto, etc.) são de fato muito superiores aos custos da autoprodução de eletricidade. Por outro lado, a eletricidade comprada tem tarifas muito baixas.

Neste cenário a auto-suficiência de cogeneradores seria uma opção interessante para contribuir na oferta, permitindo à concessionária atender outros segmentos ainda não favorecidos pelo fornecimento de energia, evitando (ou postergando) a construção de novas unidades de geração.

Além de a indústria garantir seu suprimento sem risco de interrupção, ter maior flexibilidade de operação, menor custo de energia e não estar sujeita a variações do preço da eletricidade no mercado, a sociedade será beneficiada com a diminuição dos impactos ambientais, pois as emissões de poluentes são minimizadas pela geração a partir de fontes renováveis. Além disso, há vantagens econômicas, como o aumento de recolhimento de impostos, pela dinamização do setor de equipamentos, economia de combustível e de divisas e independência das variações do mercado internacional do petróleo (BRIGHENTI, 2005).

3 PERSPECTIVAS PARA AS TECNOLOGIAS DE COGERAÇÃO MAIS EFICIENTES NAS INDÚSTRIAS DE CELULOSE E INTEGRADAS

Este capítulo apresenta as tecnologias atualmente disponíveis e em uso para a geração de energia nas indústrias de celulose e integradas e como utilizá-las para aumentar o rendimento em processos já existentes, a partir de equipamentos mais eficientes, da elevação da pressão de operação das caldeiras, da introdução do condensador e da utilização de turbinas a gás em conjunto com turbinas a vapor, nos chamados ciclos combinados.

Em seguida são apresentadas as tecnologias que ainda estão em desenvolvimento, como a gaseificação da biomassa e da lixívia e, particularmente, a possibilidade de utilização de turbinas a gás utilizando como combustível o gás proveniente da gaseificação da biomassa e da lixívia. São estudados, também, os processos de gaseificação, tipos de gaseificadores e o estado da arte da gaseificação da biomassa e lixívia.

3.1 TECNOLOGIAS EM USO NO SEGMENTO DE PAPEL E CELULOSE

As indústrias de celulose, pelo fato de terem disponibilidade de combustíveis (lixívia e resíduos de madeira, em grandes quantidades e praticamente sem custo adicional), tendem a ser auto-suficientes (gerando de 80 a 85% da eletricidade consumida) (BRACELPA, 1997; COELHO, 1993; VELÁZQUEZ, 2000). A lixívia produzida possui significativo poder calorífico²⁶, por isso, quando é alimentada nas “caldeiras de recuperação” para recuperar os reagentes químicos, é aproveitada para produzir vapor d’água. No entanto, esta produção de vapor a partir da lixívia não é suficiente para o consumo nas fábricas de celulose, havendo necessidade de complementação em caldeiras convencionais, que utilizam biomassa (lenha, cavacos, cascas, resíduos florestais) e mesmo óleo combustível.

Também nas indústrias integradas, a porcentagem de energia elétrica produzida por cogeração é significativa (50 a 60%). O vapor gerado na caldeira de recuperação, a partir da lixívia, corresponde a 55 - 85% do vapor consumido no processo de celulose e papel (VELÁZQUEZ, 2000).

Os dois tipos de caldeira utilizados, em geral, produzem vapor de média e alta pressão (40 a 60 bar, dependendo da pressão da caldeira de recuperação), que expande em turbinas a

²⁶ PCI médio de 13.000 kJ/kg.

vapor de contrapressão; as extrações intermediárias são efetuadas para fornecer vapor nas diferentes pressões requeridas pelo processo. Em geral não é utilizado condensador. No caso das indústrias integradas, as extrações de vapor são a 4 e 12 bar para consumo no processo, conforme mostra, a seguir, a Figura 11.

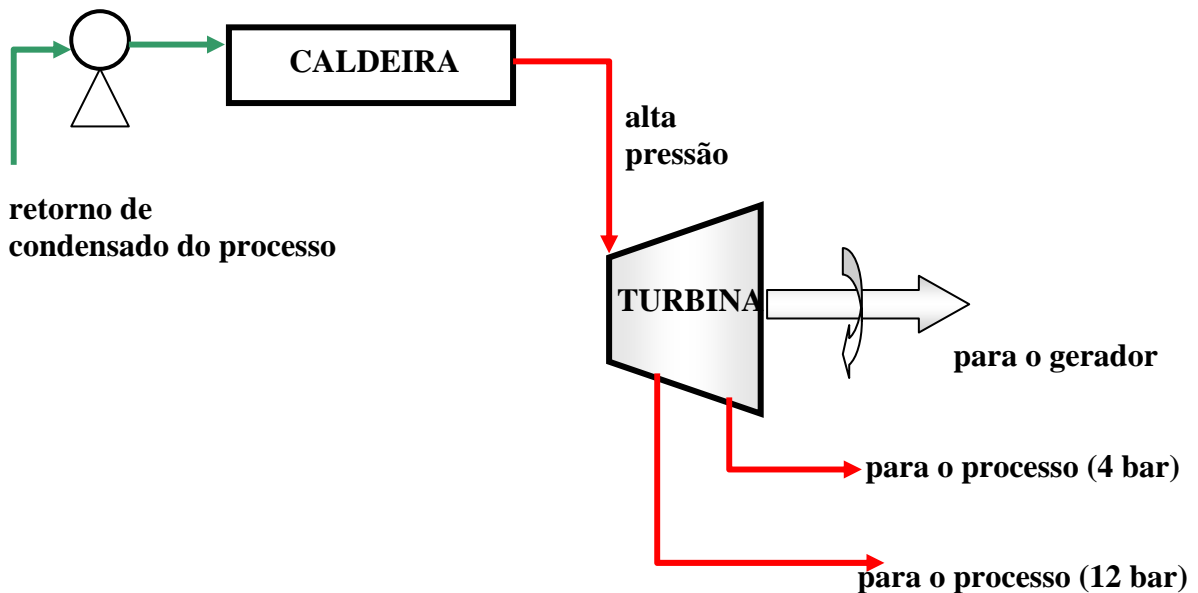


Figura 11 Turbina a Vapor de Contrapressão.

Fonte: COELHO et al., 1996.

Uma das tecnologias comercialmente disponíveis para aumentar o rendimento dos processos de cogeração é o *Condensing Extraction Steam Turbine Cycle* (CEST) que proporciona o aumento de pressão nas caldeiras (60 a 80 bar) e a introdução de turbinas de extração-condensação (Figura 12).

Neste ciclo, parte do vapor é extraída da turbina em uma ou mais pressões intermediárias, indo para o processo e o restante expande na turbina até a pressão do condensador, condensa e retorna à caldeira juntamente com o condensado do processo (SILVEIRA, 1990).

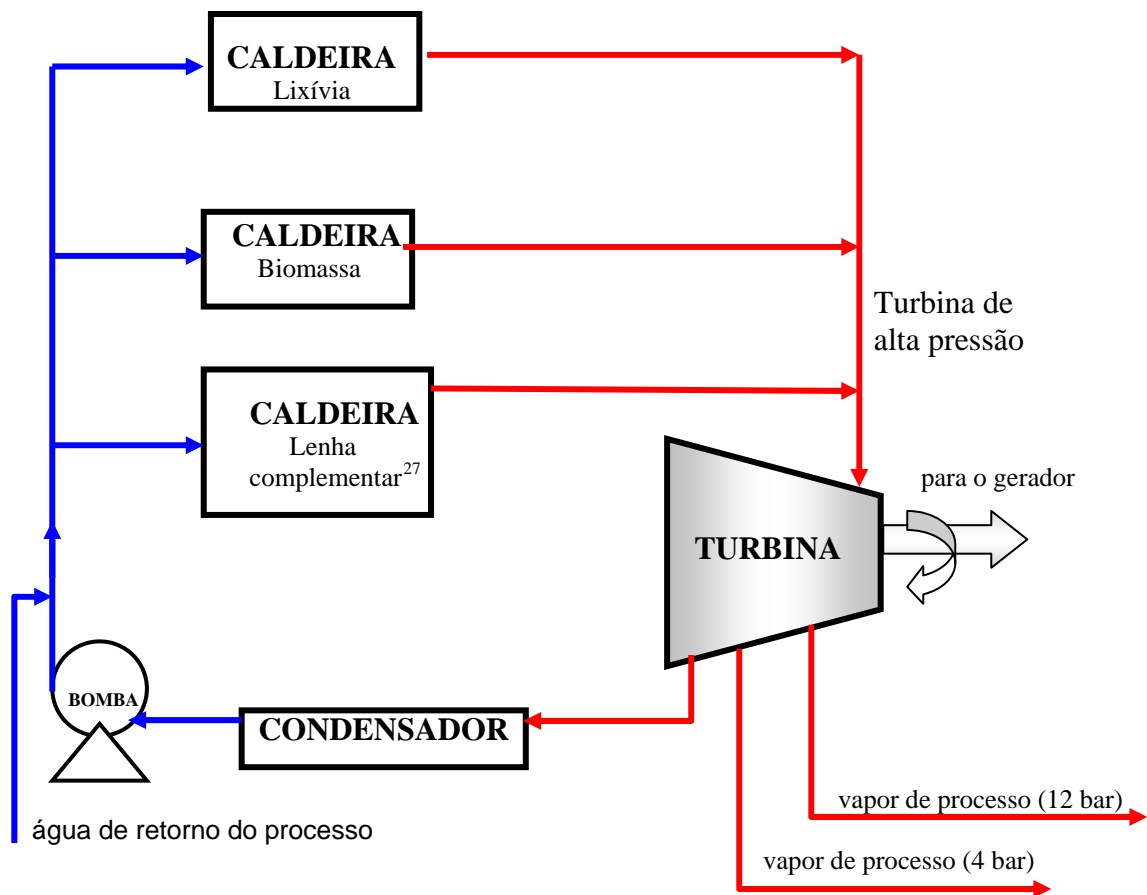


Figura 12 *Condensing Extraction Steam Turbine Cycle (CEST)*.

Fonte: COELHO et al., 1996.

Apesar das perdas introduzidas pela condensação²⁸, a maior potência produzida pela turbina (devido à pressão de saída mais baixa) aumenta o rendimento do processo (COELHO, 1992; IENO, 1993) e o vapor de processo é extraído em pressões intermediárias (4 e 12 bar), conforme as necessidades.

Para adaptar este sistema a uma instalação existente, é necessária a troca das caldeiras de baixa e média pressão por caldeiras de alta pressão.

Uma outra opção é a substituição das caldeiras existentes por caldeiras mais eficientes para a queima de biomassa como, por exemplo, as caldeiras de leito fluidizado borbulhante ou, ainda, a reforma da caldeira existente com a substituição da câmara de combustão e instalação de economizador (GASPARIM; PESCH; BREDA, 1997).

²⁷ Se necessário.

²⁸ Estas perdas são obrigatórias pela 2ª Lei da Termodinâmica: o enunciado de Kelvin-Planck afirma que o rendimento de um ciclo a vapor não pode ser 100%. Sendo o rendimento do ciclo dado por W_{ciclo}/Q_Q , e sendo $W_{\text{ciclo}} = Q_Q - Q_F$, onde Q_Q e Q_F são respectivamente os calores trocados com as fontes quente (caldeira) e fria (condensador), é obrigatória a perda de calor no condensador, de modo que o rendimento seja inferior a 100%.

O sistema de combustão utilizado nessas caldeiras (*Bubbling Fluidized Bed - BFB*) é indicado quando se tem disponibilidade de combustíveis de baixo poder calorífico associado a um alto teor de umidade e cinzas, como ocorre nas fábricas de celulose e integradas, e foi analisado em detalhes por Coelho (1999) e Velázquez (2000).

É possível analisar também a introdução de turbinas a gás em conjunto com turbinas a vapor, formando o chamado ciclo combinado (Figura13), permitindo aumento considerável no rendimento do processo e maior geração de eletricidade.

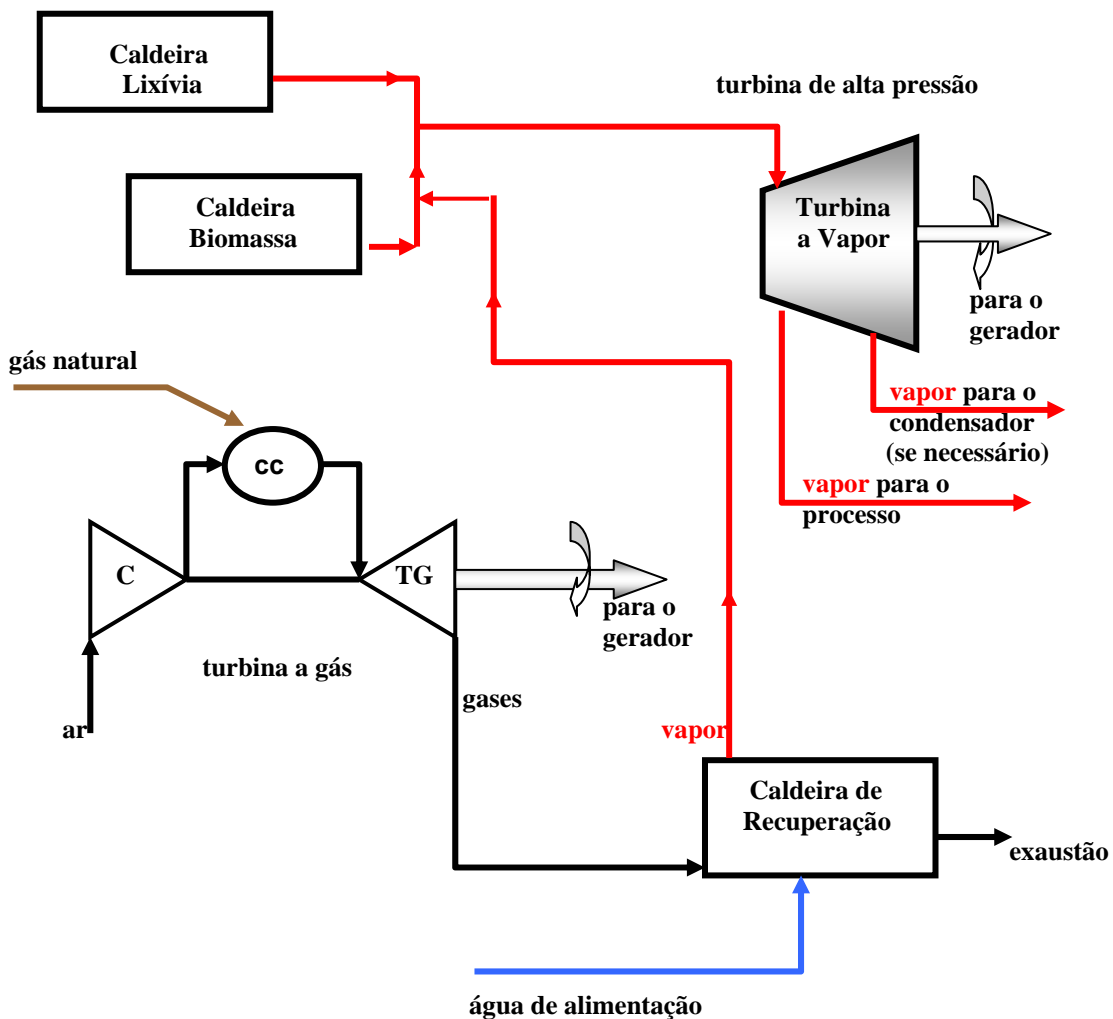


Figura 13 Ciclo Combinado com Turbina a Gás.

Fonte: COELHO et al., 1996.

Neste processo, os gases de exaustão da turbina a gás, com temperatura ainda elevada (500 a 600 °C), podem ser aproveitados para produzir vapor d'água superaquecido de alta pressão, numa caldeira de recuperação (*Heat Recovery Steam Generator - HRSG*), expandindo na turbina a vapor, sendo os gases descarregados para a atmosfera a temperaturas

menores (aproximadamente 100 °C - 150 °C) (IENO, 1993). Em geral, o combustível utilizado é o gás natural, mas existem estudos em desenvolvimento para a queima de gases de baixo poder calorífico, como o gás de biomassa.

A lixívia (licor negro) produzida no processo é queimada nas chamadas “caldeiras de recuperação”, configuração criada por George Tomlinson e patenteada nos anos 70 (WHITTY; VERRILL, 2004). A caldeira Tomlinson é o equipamento mais importante e complexo da planta; é o maior, tanto em tamanho quanto em investimento, em uma fábrica de celulose e usa como combustível a lixívia concentrada, com duas funções básicas. Uma delas é recuperar os reagentes químicos (inorgânicos) de forma apropriada para a reutilização no processo (transformando os sais de sódio da lixívia em carbonato de sódio e sulfato em sulfeto de sódio) e a outra produzir energia em forma de vapor d’água (pela combustão do material orgânico solubilizado durante o cozimento) para o processo produtivo e em forma de eletricidade para ser utilizada na planta (BRANDÃO, 2003). Embora a recuperação química seja a função mais importante da unidade, a produção de vapor adquiriu significado comparável.

A caldeira de recuperação opera em pressões e temperaturas elevadas (60 bar e 950 °C), que são valores comuns, na prática, para minimizar corrosão na fornalha e no superaquecedor. Porém, pode-se encontrar, em algumas plantas no mundo, caldeiras Tomlinson operando a pressões mais elevadas (80 bar) (LARSON e CONSONNI, 1997).

A razão entre os materiais orgânico e o inorgânico presentes na lixívia é o principal parâmetro que influencia a produção de vapor na caldeira de recuperação (GONÇALVES et al., 2002).

Segundo Brandão (2003), mais de 500 caldeiras de recuperação estão em operação na indústria, com capacidade de queima de 300 a mais de 4.000 toneladas de sólidos secos por dia e, no entanto, apesar da maturidade e das melhorias realizadas ao longo dos anos, apresentam significativas desvantagens.

Comercializadas e testadas no mundo todo, muito antigas e com vida útil praticamente no final, as caldeiras de recuperação Tomlinson apresentam inúmeros problemas e sérios riscos operacionais, de manutenção e reparo, como o perigo de explosões decorridas do contato entre a massa fundente, o chamado *smelt* (constituído principalmente pelos sais presentes no licor de cozimento, o carbonato de sódio e sulfeto de sódio), e a água²⁹.

²⁹ Cebrián (1999) contabilizou mais de 140 explosões na América do Norte, cuja violência registrada foi desde a destruição quase completa da unidade, até aquelas que causaram danos quase imperceptíveis, passando pelas que provocaram morte dos operadores.

Estas explosões são causadas pela geração extremamente rápida de vapor quando a água e o fundido entram em contato. A expansão de volume na evaporação causa um aumento de pressão muito rápido que gera uma onda de choque e danifica a estrutura da caldeira, em maior ou menor proporção. Segundo Cebrián (1999), experiências em laboratório têm mostrado que a intensidade da explosão depende de muitas variáveis, incluindo a composição do fundido e do líquido, bem como suas temperaturas e a geometria do contato entre eles. Ainda não existe um método desenvolvido para a construção de caldeiras de recuperação imunes a explosões, mediante a modificação da composição do fundido ou da química da água.

Por essa razão, devem ser tomadas muitas precauções no projeto, fabricação, montagem, operação, inspeção e manutenção para evitar a introdução de água na fornalha sendo que, um dos parâmetros mais importantes a ser controlado, para prevenir reações entre o fundido e a água, é a qualidade da solda (ABTCP, 2002).

Caldeiras mais modernas são construídas com cilindro único (tubulões de vapor), apresentando vantagens quando comparadas às de cilindro duplo como melhor qualidade do controle da água, o que implica em maior segurança, além de poder operar com menores pressões (VAKKILAINEN; KANKKONEN; SUUTELA, 2004).

Outros problemas estão relacionados ao ambiente corrosivo, que limita as temperaturas e pressões máximas do vapor e encarece a manutenção (LARSON e CONSONNI, 1997; VAKKILAINEN; KANKKONEN; SUUTELA, 2004), ao elevado custo de implantação, à baixa eficiência térmica e à necessidade de consumo de combustíveis fósseis durante o ciclo de caustificação. Além disso, usualmente, a produção de uma fábrica é limitada pela capacidade de processamento das caldeiras de recuperação, sendo difícil encontrar uma maneira economicamente viável de expansão (BRANDÃO, 2003).

A busca de novos sistemas de recuperação visa encontrar soluções para os principais problemas encontrados como eliminar os riscos de explosão, diminuir os efeitos ambientais, reduzir custos e aumentar o aproveitamento energético do combustível e, então, a gaseificação se apresenta como a tecnologia mais promissora (GALINDO, 2000).

Whitty e Verrill (2004) descrevem tecnologias alternativas de recuperação de lixívia com perspectivas de operação mais seguras, maiores eficiências e opções de processo mais flexíveis, entre eles, os centrados na gaseificação da lixívia. O processo de recuperação química em caldeiras Tomlinson pode ser visto, com detalhes, no Apêndice B.

3.2 TECNOLOGIAS EM DESENVOLVIMENTO NO SEGMENTO DE PAPEL E CELULOSE

Tecnologias mais eficientes para produção de eletricidade a partir de biomassa vêm sendo desenvolvidas em vários países (COELHO, 1999, LARSON, 1990, 1991, 1997; MORRIS; WALDHEIM, 2003, WALDHEIM, 2005, WALTER, 1998, WHITTY; VERRILL, 2004).

Os motivos principais estão relacionados ao fato das indústrias do segmento já estarem utilizando as tecnologias mais modernas, disponíveis comercialmente, que apresentam limitações quanto à eficiência como nos ciclos a vapor com biomassa (VELÁZQUEZ, 2000), mas principalmente, pelas vantagens ambientais, em particular a redução das emissões dos gases causadores do efeito estufa - no caso o CO₂³⁰ - mas também pela redução das emissões dos gases responsáveis pelas chuvas ácidas - óxidos de enxofre e de nitrogênio - e das emissões de material particulado, quando são usados combustíveis fósseis (WALTER, 1998).

3.2.1 Uso de Turbinas a Gás para Gás de Biomassa

Vários estudos vêm sendo desenvolvidos nas turbinas a gás. Ferreira (1998) simulou turbinas a gás projetadas para operar com combustível padrão e comparou os resultados aos de um software já reconhecido, para aferir o desempenho do seu programa. Simulou, também, o desempenho de turbinas a gás projetadas para operar com gás de biomassa e, finalmente, comparou as turbinas a gás projetadas para o combustível padrão, operando com este e, em seguida, as mesmas turbinas operando com gás de biomassa. Este trabalho concluiu que os equipamentos funcionaram sem sofrer grandes modificações.

As turbinas a gás com injeção de vapor *Steam Injected Gas Turbine* (STIG), segundo Williams e Larson (1991) têm elevado rendimento e já se encontram em fase de comercialização em outros países, representando uma alternativa para a utilização de turbinas a gás, em que parte do vapor produzido na caldeira de recuperação, a partir dos gases de exaustão, é injetado na câmara de combustão da turbina a gás (Figura 14).

Recentemente, especialistas consideram a injeção de vapor na câmara de combustão da turbina a gás uma tecnologia inadequada para a biomassa (informação verbal)³¹, pois esta

³⁰ Na biomassa utilizada de forma sustentável, as emissões de CO₂ são praticamente nulas, conforme discutido em COELHO, 1999; VELÁZQUEZ, 2000 e WALTER, 1998.

³¹ Informação fornecida por Arnaldo Walter – UNICAMP em São Paulo, em 2000.

turbina é projetada para queimar gás natural e, ao ser alimentada com gás pobre (como é o gás proveniente da gaseificação da biomassa, que tem baixo poder calorífico), incorre em problemas operacionais. Como a temperatura máxima de operação cai, se o vapor for injetado, haverá queda ainda maior de temperatura, acarretando também uma variação na relação de pressão.

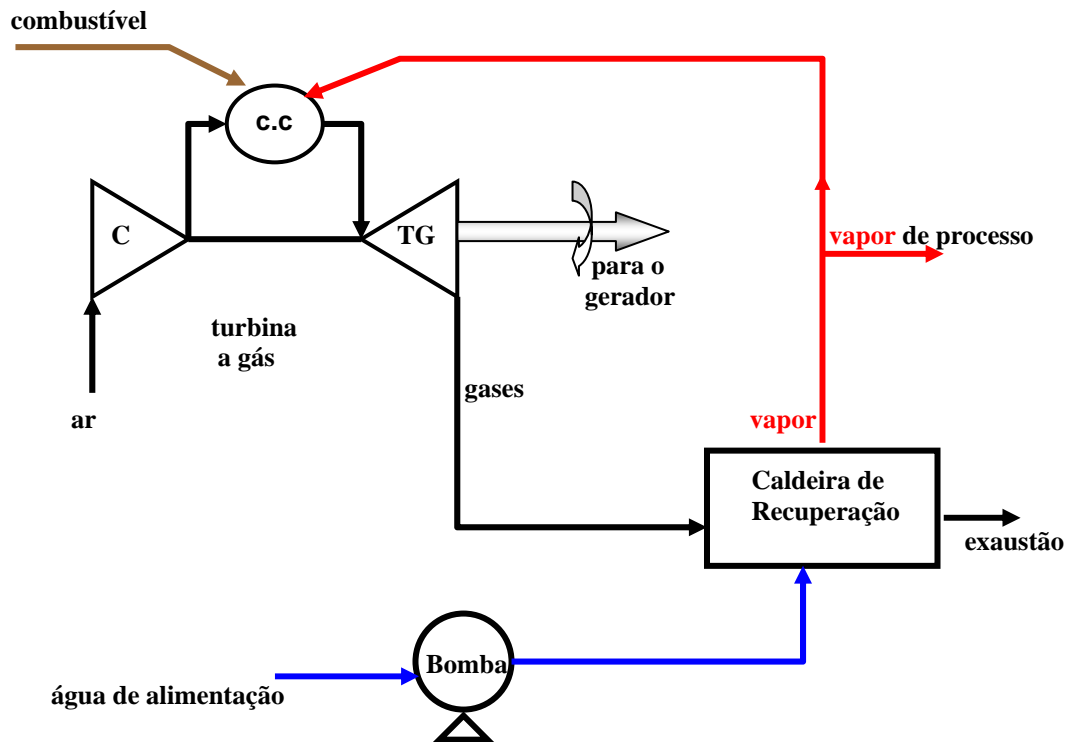


Figura 14 Ciclo de Turbina a Gás com Injeção de Vapor.

Fonte: COELHO et al., 1996.

3.2.2 Gaseificação da Biomassa

A gaseificação de um combustível tem como objetivo principal sua conversão em um gás combustível composto por monóxido de carbono (CO), hidrogênio (H₂), metano (CH₄) e outros, em presença de um oxidante (vapor d'água, ar ou O₂) em quantidades menores que a estequiométrica (SANCHEZ; SILVA LORA; GOMES, 1997). Segundo Nogueira e Silva Lora (2003), o processo de gaseificação da biomassa resulta de reações químicas complexas e não totalmente conhecidas. Segundo Camargo (1990, apud COELHO, 1992, p.71)³², a

³² CAMARGO, C.A. (coord.) Conservação de Energia na Indústria do Açúcar e do Alcool. Manual de Recomendações. Instituto de Pesquisas Tecnológicas (IPT). São Paulo, 1990.

gaseificação da biomassa ocorre em duas principais etapas. Uma delas é a pirólise, que é a decomposição do combustível sob o efeito do calor, produzindo coque (com teor de carbono até 90%), produtos solúveis (ácido pirolenhoso), produtos insolúveis (alcatrões) e gases (hidrogênio, monóxido e dióxido de carbono e nitrogênio). A outra é a gaseificação, que é a oxidação do carbono (coque) a monóxido de carbono, simultaneamente com o craqueamento térmico dos produtos solúveis e insolúveis.

Em longo prazo existe a possibilidade de utilização de turbinas a gás com combustíveis gaseificados (a partir da lixívia e madeira, LARSON, 1990), o que corresponde a uma tecnologia em desenvolvimento (estudada com detalhes, para bagaço de cana, em COELHO, 1992; WALTER, 1994; e outros). Em Coelho e Apolinario (2002), Ferreira (1998), Hoffmann (1999), Nogueira et al. (2000), Silveira (1990), Walter (1998), e outros, se encontram, também, detalhes dos processos de gaseificação, tipos de gaseificadores de biomassa e o processo de limpeza do gás obtido. Aguiar (2003) avalia a tecnologia de gaseificação de biomassa, bem como realiza ensaios preliminares com o gás obtido em turbinas a gás. Bortolaia (1996) emprega biomassa gaseificada em vários ciclos térmicos.

Para que a biomassa seja utilizada na alimentação da turbina a gás é necessário submetê-la a um processo de gaseificação ou liquefação e posterior limpeza dos gases, o que corresponde a um item bastante importante do processo em questão (COELHO, 1992). O gás obtido no gaseificador deve ser limpo quando quente, para remover os particulados, alcatrão, metais alcalinos e outros compostos que podem afetar a operação da turbina a gás (NOGUEIRA et al., 2000).

Walter (1998) identifica diferentes iniciativas de desenvolvimento de sistemas de gaseificação de biomassa nos últimos anos, envolvendo diferentes processos e organizações de vários países. Nesse trabalho podem ser encontrados detalhes dos projetos em desenvolvimento nos EUA: no Havaí (com bagaço de cana), em Vermont (com madeira), em Minnesota (com alfafa) e no Brasil, na Bahia (Projeto SIGAME - Sistema de Gaseificação Integrada de Madeira para Geração de Eletricidade), que é uma iniciativa internacional, com a participação de empresas brasileiras. Há, ainda, o Projeto da Copersucar para Geração de Energia por Biomassa (para utilização de biomassa, bagaço de cana e resíduos), que é coordenado pelo Ministério de Ciência e Tecnologia (COELHO, 1999).

Segundo Walter (1998), a eficiência e, por conseqüência, a economicidade dos sistemas de geração de eletricidade a partir de gaseificadores de biomassa dependem principalmente do desempenho da turbina a gás para gás de biomassa. Os avanços

tecnológicos das turbinas a gás tendem a ser significativos nos próximos anos, pela ação integrada de fabricantes de turbinas a gás e centros de pesquisa.

Mendes Neto (2003) apresenta vários estudos que foram e vêm sendo desenvolvidos nas turbinas a gás, em especial nas câmaras de combustão³³, para adaptá-las a queimar gases pobres. Além da busca da maior eficiência há, também, o interesse em evitar a formação de zonas de alta temperatura nas quais grande quantidade de NO_x térmico pode ser formada (a questão ambiental será melhor discutida no Capítulo 4). Um dos maiores desafios é o projeto do sistema de injeção de combustível, bem como das válvulas que devem operar a alta pressão e temperatura enquanto controlam o fluxo de combustível para manter constante a velocidade no eixo. O uso de gás de biomassa como combustível requer que o combustor possa operar com vazão em massa maior, além de ser necessário modificar o sistema de ancoragem da chama, pois esta apresenta velocidade maior com gases pobres. A maioria desses trabalhos apresenta análises por sistemas computacionais no sentido de modelar a câmara de combustão por métodos numéricos de simulação.

Pelo fato das indústrias de celulose e integradas já operarem a partir de tecnologias mais eficientes, disponíveis comercialmente, há a necessidade de buscar tecnologias alternativas que se encontram, hoje, em desenvolvimento. Entre elas está a gaseificação da biomassa e da lixívia.

As vantagens da gaseificação da biomassa e da lixívia estão no fato do gás produzido apresentar temperatura elevada (superior a 1000 °C) em comparação com a temperatura do vapor gerado pelas caldeiras (500 – 550 °C), além da eficiência das turbinas a gás, em ciclo combinado, ser maior que a eficiência das turbinas a vapor.

O sistema de gaseificação da biomassa e da lixívia e acoplamento da unidade de gaseificação a uma turbina a gás é chamado *Biomass Integrated Gasifier/Gas Turbine*³⁴ (BIG-GT). Para que a produção de eletricidade ocorra com eficiência, os gases de exaustão da turbina a gás precisam ser aproveitados em sistemas de cogeração, na produção de vapor para alimentar a turbina a vapor constituindo um ciclo combinado, *Biomass Integrated Gasifier/Gas Turbine Combined Cycle* (BIG-GTCC) (LARSON et al., 2000) (Figura 15).

No sistema de gaseificação com o processo STIG, parte do vapor produzido na caldeira de recuperação é injetada na câmara de combustão e o restante é enviado ao processo. Esta é uma tecnologia praticamente descartada para biomassa, conforme já mencionado

³³ As câmaras de combustão têm como objetivo aumentar a temperatura do fluxo de ar que chega do compressor por meio da adição do combustível.

³⁴ COELHO, 1992 faz a avaliação técnica, econômica e ambiental desse processo, no setor sucro-alcooleiro.

anteriormente, pois sendo a turbina projetada para utilizar gás natural, a alimentação com gás da biomassa (gás pobre de baixo poder calorífico) provoca problemas operacionais.

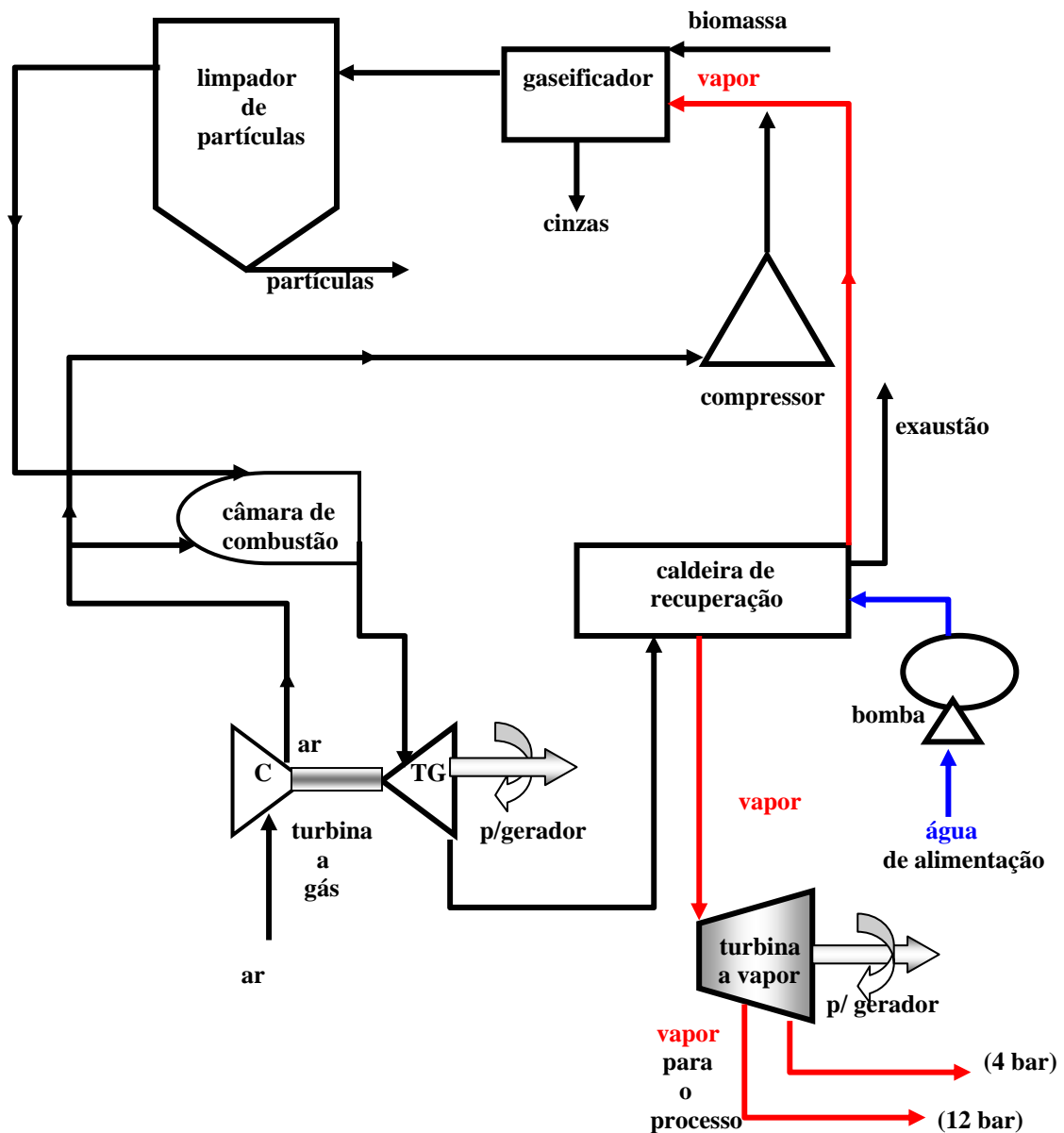


Figura 15 Ciclo de Turbina a Gás/Turbina a Vapor/Gaseificador de Biomassa (Ciclo combinado operando em cogeração).

Fonte: COELHO et al., 1996.

Rodrigues (2001) estuda a queima conjunta nas turbinas a gás do gás de biomassa resultante da gaseificação e do gás natural, com a finalidade de reduzir parte dos riscos tecnológicos e do custo de geração de energia elétrica a partir da biomassa nos ciclos BIG-GT. Walter, Rodrigues e Faaij (2003) apresentam outros resultados para essa alternativa.

Há diferentes opções em desenvolvimento para gaseificação de biomassa, como discutido em vários estudos (AGUIAR, 2003; CARPENTIERI, 2001; DELAQUIL, 2001; LAMÔNICA; LEAL, 2001; LARSON, 1990, 1991 e 1997; MORRIS; WALDHEIM, 2002, 2003; NOGUEIRA et al., 2000; NOGUEIRA; ROHRER, 1997; PERES, 1997; SILVA LORA, 2003; WALDHEIM, 2005; WALDHEIM; MORRIS, 2001; WALTER, 1998). Dentre elas, a mais provável de se tornar comercial é o sistema de gaseificação da biomassa (gaseificador atmosférico de leito fluidizado) acoplado a uma turbina a gás, o chamado *Biomass Integrated Gasifier/Gas Turbine* (BIG-GT), em que os gases de exaustão da turbina são aproveitados na produção de vapor para alimentar a turbina a vapor, constituindo um ciclo combinado, *Biomass Integrated Gasifier/Gas Turbine Combined Cycle* (BIG-GTCC) (LARSON et al., 2000). Os principais problemas a resolver são a limpeza do gás, modificações na câmara de combustão da turbina a gás e alimentação da biomassa nos gaseificadores pressurizados (NOGUEIRA, et al., 2000).

3.2.2.1 Estado da Arte da Gaseificação da Biomassa e Lixívia

Os gaseificadores para biomassa são equipamentos com grande diversidade tecnológica e podem ser classificados de acordo com o poder calorífico do gás produzido, o tipo de agente de gaseificação, pressão de trabalho e direção do movimento relativo da biomassa e do agente de gaseificação (NOGUEIRA et al., 2000).

Os gaseificadores de leito fluidizado (borbulhante ou circulante), são considerados os mais convenientes para aplicações de alta capacidade, como os sistemas BIG-GT, por causa de sua alta flexibilidade em relação ao combustível (permite usar combustíveis de baixa densidade e granulometria fina, como é o caso da maioria dos resíduos agroindustriais). Os sistemas pressurizados permitem dispor de instalações mais compactas, embora o sistema de alimentação da biomassa seja mais complexo.

Hoffmann (1999), Nogueira e Silva Lora (2003) entre outros apresentam as reações químicas que ocorrem nos principais processos de gaseificação e Coelho (1992) detalha os tipos de gaseificadores existentes, bem como o processo que ocorre em cada um deles.

A indústria de processamento de arroz já utiliza gaseificação da casca de arroz para satisfazer sua demanda de calor para secagem do arroz (importante para sua conservação). Os gases são produzidos a 815 °C e são utilizados para aquecer ar, num trocador de calor, até 480 °C (NOGUEIRA; SILVA LORA, 2003).

As tecnologias de gaseificação de lixívia propostas para as indústrias de celulose e integradas são genericamente classificadas em alta e baixa temperatura (WHITTY; VERRILL, 2004). Na gaseificação a alta temperatura os processos ocorrem a temperaturas acima de 950 °C, o que faz com que os inorgânicos saiam como sais fundidos e causem problemas no material refratário do reator, devido a condições extremamente corrosivas. A baixa temperatura os processos ocorrem abaixo de 700 °C, o que faz com que os inorgânicos saiam como matéria sólida seca. Neste caso há dificuldade em atingir uma boa conversão do carbono, embora evite aglomeração de cinzas (BRANDÃO, 2003). Variantes para ambas as tecnologias estão associadas à injeção de ar ou oxigênio puro.

3.2.2.1.1 Biomassa

Waldheim e Morris (2001), descrevem processos de gaseificação desenvolvidos para aplicação com biomassa, ilustrados com testes em plantas piloto, com aprovação de projetos em escala comercial na Itália (2 MW térmicos em 1992), Inglaterra (8 MW elétricos em 2001) relacionando, inclusive, a experiência italiana que teve uma planta similar projetada para Mucuri, na Bahia em parceria com a Companhia Elétrica do São Francisco (CHESF). Esses projetos foram desenvolvidos pela *Termiska Processer AB* (TPS), da Suécia, que é uma companhia de pesquisa e desenvolvimento de tecnologias e processos ambientais no campo da energia (COELHO; APOLINARIO, 2002).

As unidades de gaseificação em leito fluidizado pressurizado interromperam a operação por problemas na alimentação do gaseificador e na limpeza dos gases quentes (Maui, Havaí). Entre elas está a planta de Värnamo, na Suécia, que foi a primeira no mundo a operar em um ciclo BIG – GTCC, com capacidade de 6 MW_e e 9 MW_{th}.

Quanto aos sistemas atmosféricos, a situação das plantas que utilizam biomassa (MORRIS; WALDHEIM, 2003) é a seguinte:

1. *Zetweg*, Austrália – capacidade de 10 MW_{th}, em operação desde dezembro de 1997. Mesmo com baixo rendimento desde abril de 2001, em razão do alto custo da eletricidade, continua em operação;
2. *Kymijärvi in Lahti*, Finlândia – capacidade de 40 a 70 MW_{th} (dependendo da composição e da umidade do combustível), em operação desde março de 1998. É alimentado com biomassa e combustível reciclado (misturados). Mantém-se em operação;

3. *Ruien*, Bélgica – capacidade de 86 MW_{th}. Seu dono é a Electrobel (que participou do projeto *Zeltweg*). Mantém-se em operação;
4. *Grève-in-Chianti*, Itália – capacidade de 30 MW_{th} (2 gaseificadores de 15 MW_{th}), em operação desde 1993. Como na maioria dos casos, a planta original incluía somente um sistema de limpeza simples de gás, na forma de ciclone separador de sólidos e não previa resfriamento do gás produzido. Em 1998 a planta foi modificada, incluindo uma segunda linha de combustão e um sistema de limpeza de gás, constituído de dois novos ciclones, resfriamento do gás e filtros cerâmicos. As informações sobre o desempenho da planta após as modificações não estão disponíveis;
5. *Amer, St. Geertruidenberg*, Países Baixos – capacidade de 83 MW. Teve a opção de um completo sistema de limpeza do gás, porém, durante a operação, em 2001, foram encontrados problemas no resfriamento do gás e, então, foi realizada outra modificação. Em 2002, a planta já modificada, voltou a operar;
6. *Burlington, Vermont*, Estados Unidos – capacidade para processar 182 toneladas de biomassa seca. O projeto foi dividido em duas fases, sendo que a primeira, de demonstração do gaseificador e limpeza do gás, foi provada. É incerto se a segunda fase, que consiste da alimentação do gás na turbina a gás, será completada;
7. *Güssing*, Áustria – capacidade de 2,3 MW_e. Iniciou operação em 2001 e embora tenha encontrado alguns problemas, com o resfriamento do gás, continua a operar até hoje.
8. *Arbre, Selby*, Inglaterra – capacidade de 8 MW_e em ciclo combinado, teve sua construção concluída no início de 2001 e quando estava iniciando a operação, o dono da planta faliu. O futuro da planta é incerto, pois os planos de seu novo dono não são conhecidos. Esta tecnologia foi escolhida para os projetos no Brasil (CHESF e Copersucar).

Waldheim (2005) confirma as informações anteriores e acrescenta que houve grande avanço no desenvolvimento da tecnologia de gaseificação da biomassa, em particular no

sistema de limpeza do gás, porém persistem as barreiras não tecnológicas, relacionadas aos custos de capital.

Morris e Waldheim (2003) afirmam que, há vários anos, há um interesse significativo das indústrias de papel e celulose na gaseificação de licor negro, e que na fábrica de celulose *Weyerhaeuser*, na Carolina do Norte, o sistema vem operando desde 1996, como será mostrado adiante.

Já no Brasil, o projeto WBP SIGAME, concebido para demonstrar a viabilidade comercial da produção de eletricidade com a tecnologia BIG-GTCC, utilizando biomassa (madeira), foi conduzido inicialmente pelo consórcio Sistemas de Energia Renovável (SER), formado pela CHESF, Shell e Eletrobrás, para gerar 32 MW. Teve início em 1991, com expectativas de conclusão da construção em meados de 2003 (CARPENTIERI, 2001) e de início de operação em 2004 (WALDHEIM; MORRIS, 2001). O financiamento era principalmente do Banco Mundial (*Global Environment Facility (GEF)*).

Ainda em 2003, o projeto SIGAME, por uma série de problemas, estava interrompido (informação pessoal)³⁵. Apesar de não se ter ainda nenhuma informação oficial, aguarda-se uma posição do GEF, quanto à continuidade de investimento no projeto.

Por outro lado, a TPS possui também uma parceria com o Centro de Tecnologia Copersucar (CTC), num projeto de desenvolvimento da tecnologia de gaseificação do bagaço de cana, de uma unidade de demonstração em uma usina, para geração de energia elétrica num ciclo combinado (LAMÔNICA e LEAL, 2001). Sabe-se que a CPFL foi convidada para liderar a implantação da unidade, porém desistiu de participar do projeto e o Banco Mundial está tentando viabilizar a implantação dessa unidade de demonstração associada a uma empresa que tem uma floresta para produção de carvão vegetal metalúrgico (Informação pessoal)³⁶. A CPFL declinou porque hoje tem excesso de geração (Informação verbal)³⁷.

Havia a perspectiva (em estudo) de que o investimento do GEF, não sendo mais aplicado ao SIGAME, pudesse ser direcionado para o projeto Copersucar, mas não há informações oficiais³⁸.

Ainda no Brasil, também a Universidade Federal de Itajubá (UNIFEI) e a Centrais Elétricas de Minas Gerais (CEMIG), implementaram a construção de uma unidade de

³⁵Eduardo Carpentieri - Companhia Elétrica do São Francisco (CHESF). Informação recebida por suani@iee.usp.br, em 2003.

³⁶Manoel Régis Lima Verde Leal - COPERSUCAR. Informação recebida por suani@iee.usp.br, em 2003.

³⁷José Roberto Moreira – Centro Nacional de Referência em Biomassa (CENBIO). Informação fornecida em São Paulo, em 2003.

³⁸Eduardo Carpentieri - Companhia Elétrica do São Francisco (CHESF). Informação recebida por suani@iee.usp.br, em 2003.

gaseificação de biomassa em leito fluidizado borbulhante, de pequeno porte, para a realização de pesquisas e desenvolvimento, num esforço conjunto entre instituições de pesquisa, universidade e empresa, com a finalidade de desenvolver esforços científicos para a utilização, cada vez mais racional e eficiente, desta fonte renovável de energia (AGUIAR, 2003).

Coelho (1992), Nogueira (1995), Walter (1994) e outros estudaram, com detalhes, o processo de gaseificação de madeira e bagaço de cana, realizando avaliação técnica, econômica e ambiental. Para o segmento de papel e celulose, também foram produzidos trabalhos preliminares (COELHO, 1992; COELHO et al., 1996; LARSON, 1990; LARSON; CONSONNI, 1997; LARSON; KREUTZ; CONSONNI, 1997; LARSON et al., 2000; LARSON; CONSONNI; KATOFSKY; 2003; MORRIS; WALDHEIM, 2003; NÄSHOLM; WESTERMARK, 1997; WALDHEIM, 2005; WALTER, 1994). Entretanto, em 2006, o processo de gaseificação de biomassa e de lixívia em escala maior ainda está em vias de se concretizar, como será analisado nesta tese.

3.2.2.1.2 Lixívia

No caso do segmento de papel e celulose é de particular importância a gaseificação da lixívia. Esta tecnologia se apresenta como mais uma opção de produção de energia elétrica, pois a lixívia é um subproduto do processo *Kraft* de fabricação de celulose, que deve ser reprocessada para recuperar os reagentes do processo. Segundo Walter (1998), a tecnologia de gaseificação de lixívia já vem sendo estudada há alguns anos, na Finlândia³⁹ e no Estados Unidos. A introdução dessa tecnologia possibilitaria um aumento significativo da quantidade de eletricidade gerada (em relação ao processo atualmente utilizado de caldeira de recuperação e turbina a vapor), além de sensível redução dos custos do processo, uma vez que pode ocorrer a recuperação direta dos produtos inorgânicos, substituindo os processos de recuperação que requerem o uso de cal.

Walter (1998) alega, ainda, que várias indústrias de equipamentos têm projetos de gaseificadores para a lixívia, mas segundo empresários do segmento de papel e celulose e pesquisadores, o desenvolvimento da tecnologia *Black Liquor Gasification/Combined Cycle* (BLGCC) (Gaseificação de Licor Negro Acoplada a Ciclos Combinados) está num estágio anterior ao da gaseificação da biomassa e, portanto, ainda oferece muitos riscos. No entanto,

³⁹ Desde 1993 uma unidade piloto vem sendo testada, numa fábrica de celulose (WALTER, 1998).

uma primeira unidade de gaseificação de lixo, marca Chemrec, já está em operação nos EUA (em uma fábrica de *Weyhaeuser*, em New Bern, Carolina do Norte), produzindo gás que é queimado em uma caldeira (WALTER, 2002).

Brown (2004) apresenta relatório de operação deste gaseificador que ficou desligado desde janeiro de 2000, devido a uma rachadura no reator. Em junho de 2002 a empresa decidiu restabelecer a operação, que foi reiniciada em junho de 2003, com novo *design* no revestimento refratário, e experiências operacionais foram documentadas até março de 2004.

A gaseificação da lixo é um processo de combustão parcial onde os compostos orgânicos são convertidos em gases combustíveis. Se o sistema for pressurizado e os gases de combustão expandidos numa turbina, a gaseificação pode ocasionar uma utilização mais eficiente da energia contida na lixo e produzir mais energia elétrica que a atual tecnologia (VERRILL; HEININGEN, 2000).

Segundo Whitty e Verrill (2004), nenhuma alternativa comercial à caldeira de recuperação de lixo está disponível. Existem dois processos de gaseificação em desenvolvimento que se aproximam de uma viabilidade comercial.

A quantidade de lixo gerada no mundo é de 0,5 milhões de toneladas de sólido seco por dia, sendo quase 50% desse valor gerado na América do Norte. 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 (LARSON e CONSONNI, 1997).

A maioria das caldeiras Tomlinson instaladas na América do Norte é da década de 80, tendo vida útil de aproximadamente 5 a 20 anos; assim, a maioria delas nos EUA (e Canadá) precisará, em breve, de cuidados ou mesmo substituição. Com isso, espera-se que a cogeração com caldeiras Tomlinson seja substituída pelos sistemas de cogeração com gaseificação da lixo, utilizando turbinas a gás, que oferecem eficiência elétrica mais elevada, melhor desempenho ambiental e maior segurança para as indústrias (LARSON et al., 1997).

A gaseificação da lixo vem sendo desenvolvida nos EUA desde os anos 80, época em que testes realizados demonstraram a capacidade de decomposição do carbonato de sódio em óxido de sódio e hidróxido de sódio, em temperaturas acima de 1300 °C, eliminando potencialmente a necessidade de uma planta de caustificação para recuperação dos inorgânicos. Porém, o primeiro gaseificador começou a funcionar em 1996. Vários estudos foram realizados (CONSONNI et al., 1997 e outros já citados) para verificar o desempenho desses sistemas, incluindo a gaseificação da biomassa. Larson e Consonni (1997), Larson,

Consonni e Katofsky (2003) e outros avaliam diversas configurações para gaseificação da lixívia e comparam com os sistemas de cogeração que utilizam caldeiras Tomlinson.

A gaseificação da lixívia tem sido avaliada ao longo dos últimos 20 anos como uma alternativa promissora às caldeiras de recuperação Tomlinson. Ela é utilizada com sucesso há 40 anos na indústria química e petroquímica, nas quais plantas de gaseificação são economicamente atrativas devido à produção de um gás rico em compostos químicos, tais como o metanol e amônia (STIGSSON, 1998). Entretanto, na gaseificação da lixívia ainda restam muitos problemas pendentes, especialmente aqueles relacionados com seu comportamento termoquímico, em particular sua elevada viscosidade e rápida expansão ao ser aquecida (GALINDO, 2000).

A gaseificação torna possível separar o sódio e o enxofre presentes no processo de polpamento, abrindo um novo campo de possibilidades para melhorias nas características físicas da polpa (VERRILL; HEININGEN, 2000). Pode ser, também, utilizada paralelamente às caldeiras de recuperação, processando o excesso de licor advindo do incremento de capacidade de produção das fibras (BRANDÃO, 2003).

Embora algumas tecnologias nem tenham ultrapassado a fase de projeto, muitas tentativas de desenvolvimento foram documentadas e Whitty e Verrill (2004) descrevem os vários enfoques do tratamento da lixívia, analisam o porque delas não terem tido êxito e examinam a evolução da tecnologia.

Vários fabricantes de equipamentos têm projetos para gaseificador de lixívia, e um histórico da situação das plantas (WHITTY; VERRILL, 2004), iniciando pelas de baixa temperatura é a seguinte:

1. *VTT – Centro de Pesquisa Técnica da Finlândia* (final dos anos 80 e início dos anos 90) – sistema de gaseificação com reator de leito fluidizado circulante com injeção de ar (ou oxigênio), pressurizado (650 °C). Enquanto eram realizados testes de laboratório, foi construída uma unidade (1,5 t/d) em uma planta em Äänekoski, que foi a base de três projetos diferentes. O programa do governo, no qual aconteceram os testes, terminou em 1992, por causa dos problemas econômicos do país e das dificuldades técnicas encontradas.
2. *ABB – Asea Brown Boveri* (final dos anos 80) – sistema de gaseificação seco com um reator de leito fluidizado circulante e introdução de ar, espelhado em um sistema atmosférico. Uma planta piloto (2,5 t/d) foi construída nas suas instalações de pesquisa, em Vasterås, Suécia, iniciou operação em 1991 e foi testada nos anos

seguintes. Com a finalidade de desenvolver um sistema pressurizado, foi testada a adição de dióxido de titânio (TiO_2) à lixívia para produzir caustificação no local e operação em temperaturas mais elevadas o que, em laboratório, se viabilizou. Foram realizados testes no gaseificador piloto, mas devido a problemas de alimentação (o TiO_2 misturado à lixívia tornou-a muito viscosa e difícil de ser bombeada), não prosseguiram.

3. *B&W – Babcock & Wilcox* (meados dos anos 90) – sistema de gaseificação com reator de leito fluidizado borbulhante (650 °C), de pressão atmosférica. Foram realizados testes e detectados alguns problemas operacionais relativos à alimentação e à aglomeração do carvão. Estes problemas foram inerentes à gaseificação em si e sim, devido à menor escala e o *design* particular do sistema. Foi desenvolvida uma planta de testes de bancada (1000 t/d), porém a planta piloto nunca foi construída.
4. *MTCI – Manufacturing and Technology Conversion International* (desde meados dos anos 80) – sistema de gaseificação com reator de leito fluidizado borbulhante com aquecimento indireto (580 a 640 °C). Num programa de cooperação com a *Weyerhaeuser*, foi construída uma unidade de pequena escala no sul da Califórnia e foram realizados testes com licores sulfato e não sulfato. Os resultados impulsionaram a construção de um sistema (6 t/d) na Island Container's Ontário, uma planta de reciclagem de papel na Califórnia, que testou a lixívia de uma outra planta. Em 1994, com apoio do DOE – Departamento de Energia, uma planta de demonstração foi construída na *Weyerhaeuser*, em New Bern, Carolina do Norte, que operou 500 horas. Quando o programa do DOE terminou, a planta foi fechada e desmontada. A MTCI tem, hoje, dois sistemas em escala industrial em operação em sua planta de Norampal, em Trenton e Geórgia Pacific, Big Island, Virgínia.
5. *KBR – Kellog, Brown & Root* (entre 1998 e 2003) – sistema de gaseificação com reator de leito fluidizado circulante, de rápida fluidizagem, com ar ou oxigênio, misturando titanatos à lixívia para aumentar a temperatura de fusão do leito, permitindo a operação em maiores temperaturas e para, também, efetuar a caustificação no local. Em 2001 foram realizados testes de pequena escala e, em seguida, com sistema maior. O próximo passo seria testar um sistema pressurizado em

escala piloto. Entretanto, em 2003, devido à mudança das prioridades corporativas, foram suspensos os esforços de desenvolvimento da gaseificação.

Com relação às plantas de alta temperatura, ainda segundo Whitty e Verrill (2004), a situação é a seguinte:

1. *AST Paprican* (nas décadas de 50 e 60) – técnica de suspensão por atomização (pulverização/vaporização), testada em dois sistemas em escala piloto nos anos 60 (2 t/d em até 4 bar). Foram encontradas dificuldades na redução do sulfato e com a corrosão no reator, além de que o carbono não deveria ser comercializado como carvão ativado.
2. *Pirólise, gaseificação e combustão da Universidade da Califórnia (UCPGC)* (meados dos anos 60) – técnica estudada com o objetivo principal de desenvolver um processo de recuperação alternativo que reduzisse a emissão de componentes mal-cheirosos nas plantas. Os testes na universidade indicaram outros benefícios como a melhor estabilidade, flexibilidade e segurança na área de recuperação. Seu desenvolvimento cessou por volta de 1980, sem nunca ter sido construído.
3. *NTS – Gaseificador Ciclone Sueco* (anos 70) – Inicialmente foram realizados estudos conceituais pelo Instituto de Pesquisas de Produtos Florestais na Suécia, além de testes em escala laboratorial. Os resultados levaram uma série de empresas suecas e finlandesas, institutos de pesquisas e organizações de produtos florestais a se unirem para construir uma unidade piloto (100 t/d) na planta de ASSI, em Karlsborg, na Suécia. O financiamento ficou a cargo de organizações da indústria de papel da Suécia e da Finlândia em conjunto com o governo dos dois países. A unidade foi operada durante 1983 e 1984 e, em 1985, foi desativada devido a dificuldades técnicas, particularmente em relação ao ciclone, e à falta de financiamento contínuo.
4. *Champion-Rockwell* – Sistema de gaseificação de sal fundido (150 a 300 psia). O design sofreu vários testes em escala de laboratório e piloto. A partir daí, um sistema piloto pressurizado (15 t/d) foi especificado, porém, nunca foi construído.
5. *SKF Steel* (meados dos anos 80) – sistema de gaseificação com jato de plasma em que a altíssima temperatura eliminaria a caustificação. Desenvolvido por essa empresa

sueca, o processo nunca foi viável, sendo modificado para ter um fluxo de entrada via oxidação parcial. Uma planta piloto foi construída em 1987 e provou o conceito. Esta tecnologia foi o primeiro passo para a tecnologia Chemrec.

6. *Ahlstron* (final dos anos 80 e início dos anos 90) – A Ahlstron Corporation trabalhou reservadamente no desenvolvimento da tecnologia de gaseificação e nenhuma informação foi divulgada publicamente. Sabe-se que o gaseificador era de alta temperatura, pressurizado e de suspensão de fluxo descendente e que teve uma planta piloto nas instalações da Äänekoski, onde a VTT teve seus gaseificadores piloto. Pouco se sabe quanto às experiências lá realizadas, apenas que o piloto foi operado mais de vinte vezes, num total de quatro dias de tempo real.
7. *Tampella* (final dos anos 80 e início dos anos 90) – sistema de alta temperatura em reator de fluxo de entrada com forração refratária, desenvolvido pela Finland's Tampella Power, semelhante ao conceito buscado pela Chemrec com maneiras significativamente diferentes de manusear o *smelt*, que é dissolvido em lavagem simples para formar o licor verde, que é caustificado por métodos convencionais. Foi construído um piloto em Karhula, na Finlândia, que operou entre 1991 e 1994. Os problemas técnicos (secagem e corrosão), aliados ao desaquecimento econômico no país, fez com que a empresa abandonasse o programa em 1994. Em seguida, uniu-se com a Kvaerner, que já trabalhava com o processo Chemrec.
8. *Noell – KRC* (meados dos anos 90) – sistema pressurizado de alta temperatura (1000 a 1400 °C), de fluxo de entrada com injeção de oxigênio. Semelhante ao processo Chemrec, em vez de utilizar um revestimento refratário de alta temperatura, as paredes do reator Noell são feitas de tubos cheios d'água, como um trocador de calor. Em 1996, a Noell realizou testes queimando lixívia com gás natural em sua instalação piloto em Freiberg, Alemanha, que foram coordenados pela Nycomb Synergetics, da Suécia, com a intenção da Chemrec poder licenciar a tecnologia para uso em seu próprio sistema. Como nenhum problema significativo foi encontrado, a cooperação da Noell com a Nycomb/Chemrec continuou nos anos seguintes. Em 2000, a Babcock Borsig Power, proprietária da Noell, adquiriu da Kvaerner Papel e Celulose o controle acionário majoritário da Chemrec, incorporando o sistema de reator Noell à tecnologia Chemrec.

9. *Chemrec* – Suas primeiras experiências foram com a tecnologia da gaseificação de plasma. Quando esta se mostrou inviável, os estudos foram direcionados para tecnologia mais convencional. Uma planta piloto foi construída em Hofors, na Suécia, que provou o conceito. Esta tecnologia foi vendida para a Kamyr, que mais tarde foi comprada pela Kvaerner. A partir daí, foi desenvolvida a tecnologia de sopro de ar e construída a primeira planta comercial (75 t/d), em Frovi, na Suécia. Cinco anos mais tarde, uma unidade similar (330 t/d) foi iniciada na planta *Weyerhaeuser*, em New Bern, na Carolina do Norte. Atualmente existem duas variações do sistema *Chemrec*: um sistema mais sofisticado de pressão atmosférica, com injeção de ar, conveniente para aumentar a capacidade de processar lixívia na planta e um outro sistema, com injeção de oxigênio, que é tido como um substituto da caldeira de recuperação. Estão sendo realizados testes de queima do gás combustível gerado na gaseificação em turbinas a gás para a produção de combustíveis líquidos. Em paralelo, a *Chemrec* desenvolveu um sistema pressurizado, também para a substituição da caldeira de recuperação. Um piloto (220 psia), com injeção de ar (6 t/d), foi instalado na planta *Skoghall*, na Suécia. O projeto provou que a lixívia poderia ser gaseificada sob pressão. O piloto foi modificado em 1997, para ser alimentado com oxigênio em vez de ar, o que resultou no aumento da capacidade (10 t/d). Após três anos de testes, o sistema foi desmontado. Recentemente, a planta de New Bern sofreu adaptações, conforme citado anteriormente, devido a problemas no sistema refratário, causados pelos materiais de construção. O próximo passo será o desenvolvimento de um sistema de maior capacidade e de menor pressão, que terá a função de substituir as caldeiras de recuperação. Este sistema será instalado em Pitea, na Suécia. Segundo Waldheim (2005) esse sistema já foi instalado, em 2005, na empresa *Kappa Kraftliner*, em Pitea, com capacidade para 20 t/d e 3 MWth.

3.2.3 Conclusões Preliminares

Conforme discutido anteriormente, as tecnologias para a gaseificação da lixívia têm mostrado conceitos diferenciados sendo que poucos superaram a fase piloto e tornaram-se comerciais.

Aliado aos problemas técnicos encontrados durante os testes, como problemas de corrosão e danos no material refratário, verificados nos processos de alta temperatura além

dos problemas da combustão incompleta (como o excesso de alcatrão e carvão) verificados nos processos de baixa temperatura, estiveram presentes os problemas econômicos, provenientes da falta de demanda do mercado, que suspenderam a continuidade das pesquisas.

Atualmente os dois únicos processos comerciais são da Chemrec e da MTCI, que foram apoiados por investimentos públicos e privados durante tempo suficiente, que permitiu que a tecnologia se tornasse comercial.

Apesar de ainda não comerciais, as configurações de leito fluidizado circulante da ABB e KBR mostram-se potenciais candidatos a desenvolvimento futuro, principalmente se forem combinados com agente caustificante, tal como o dióxido de titânio, que permitirá a operação da fase sólida bem acima do ponto de fusão normal do fundido (*smelt*) e poderá substituir o ciclo de caustificação nas plantas de papel e celulose.

No capítulo 5, são apresentados dois estudos existentes, realizados por outros autores em plantas de papel e celulose típicas dos EUA e do Brasil, que propõem a substituição dos sistemas que utilizam caldeiras de recuperação Tomlinson pelos sistemas de gaseificação.

A seguir, são apresentados os impactos ambientais da cogeração de energia no segmento estudado, no contexto da atual legislação ambiental brasileira.

4 ASPECTOS AMBIENTAIS

Neste capítulo são estudados os impactos ambientais da cogeração de energia no segmento de papel e celulose, dentro da atual legislação ambiental brasileira. É, também, analisada a situação atual do Protocolo de Quioto e as perspectivas para a substituição de combustíveis fósseis por biomassa, o que proporcionará uma redução nas emissões de gases efeito estufa do segmento e, conseqüentemente, a oportunidade de obtenção de créditos de carbono, com a possibilidade que investidores de países desenvolvidos se interessem em participar de projetos conjuntos no setor, no contexto do MDL.

Na análise ambiental são estudadas apenas as emissões atmosféricas dos sistemas, que correspondem aos impactos mais importantes.

4.1 INTRODUÇÃO

A poluição do ar acompanha a humanidade há muitos anos, passando a ser mais notada na época da Revolução Industrial, quando o carvão mineral começou a ser utilizado como fonte de energia em substituição à lenha (ASSUNÇÃO, 2004). A seguir, as inovações tecnológicas, a utilização do petróleo, o maior número de automóveis e outros meios de transporte, acentuaram ainda mais o problema.

Os impactos das ações antrópicas sobre o meio ambiente assumem grande importância atualmente, face à globalidade dos efeitos da poluição atmosférica na saúde humana e na vida do planeta como um todo, que colocam em risco sua sustentabilidade. Frente à essa realidade, o homem precisa repensar seu conceito de crescimento econômico e sua postura em relação à natureza.

No Brasil, a situação tende a se agravar com a perspectiva da introdução, na matriz energética brasileira, das termelétricas a carvão mineral proveniente da China⁴⁰. A esse respeito, é de particular importância a questão das emissões de poluentes, decorrentes da queima do carvão mineral.

Pelo fato de não existir forma de produção e consumo de energia que seja isenta de impactos ambientais e este ser, especialmente, o tema desta tese, são avaliados a seguir os

⁴⁰ Segundo o jornal O Valor Econômico, de 26 de janeiro de 2006, o primeiro carregamento de carvão proveniente da China para a empresa Vale do Rio Doce servirá para teste em escala industrial. Além de duas participações na China, a empresa Vale do Rio Doce desenvolve projetos de mineração de carvão na Austrália e em Moçambique. A carga deverá também atender à demanda de um cliente brasileiro, que a mineradora preferiu não mencionar.

impactos ambientais referentes ao processo de conversão de energia térmica em elétrica, que variam de acordo com a tecnologia utilizada.

São objetos de análise as emissões de poluentes que provocam impactos ambientais especialmente no ar, pois a poluição atmosférica é o principal impacto decorrente da geração termelétrica, devido aos efluentes gasosos provenientes da queima do combustível.

No caso dos combustíveis fósseis, de um modo geral, os principais poluentes encontrados nos gases de combustão são os óxidos de enxofre (SO_x) resultantes da queima do enxofre do próprio combustível, os óxidos de nitrogênio (NO_x) resultantes tanto do nitrogênio presente no ar da combustão quanto no próprio combustível e o material particulado (MP)⁴¹. Tanto o monóxido de carbono (CO) quanto os compostos orgânicos voláteis (COV) não são emitidos a taxas elevadas se os equipamentos estiverem devidamente regulados (VERGNHANINI; USHIMA, 1996).

Em 2004, o consumo nacional de carvão mineral foi de 5.351.000 t, das quais 667.000 t foram utilizadas para geração de energia elétrica (BEN, 2005), com participação de 6,5% na matriz energética brasileira. Em termos de poluição atmosférica é o combustível fóssil mais poluente, pelas elevadas emissões de SO_x, NO_x e MP, sem mencionar o CO₂ e, no caso do carvão brasileiro, o elevado teor de cinzas (COELHO, 1999).

O óleo combustível vem diminuindo sua participação na matriz energética brasileira, embora esta seja, ainda, significativa com consumo de 7.314.000 t não apenas para geração termelétrica propriamente dita (15%), mas também como energético nos diversos setores (58% no setor industrial). É responsável por 3,4% do consumo final nacional (BEN, 2005). É poluidor atmosférico pelas emissões de SO₂, MP, NO_x, além de carbono na forma de CO₂.

O gás natural é o combustível menos poluente entre os fósseis, pois praticamente não emite óxidos de enxofre (não contém enxofre). Entretanto, há as emissões de NO_x, que são bastante elevadas (COELHO, 1999). Sua participação na matriz energética brasileira, embora venha aumentando desde o início da operação do gasoduto Brasil Bolívia, é ainda reduzida representando 7,7% do consumo final. Foram consumidos em 2004, aproximadamente, 19,38 bilhões Nm³, sendo 3,17 bilhões de Nm³ na geração de energia elétrica (BEN, 2005).

Existem outros combustíveis gasosos de origem fóssil utilizados como fonte energética (GLP para cocção, gás de coqueria, etc.) com participação reduzida na matriz energética e, então, não incluídos nesta discussão.

⁴¹ O material particulado compõe-se de partículas que ficam suspensas no ar, emitidas na forma de poeira, fumaça, fumo ou névoa (ASSUNÇÃO, 2004).

No segmento de papel e celulose os combustíveis mais utilizados são a biomassa, a lixo e o óleo combustível.

4.2 SITUAÇÃO DA LEGISLAÇÃO AMBIENTAL BRASILEIRA

Com relação aos aspectos ambientais, a legislação brasileira para fontes estacionárias de combustão, elaborada pelo Conselho Nacional de Meio Ambiente (CONAMA) (Resolução nº 008 de 06/12/90), define limites de emissão apenas para SO_x e particulados (para carvão e óleo combustível), não havendo limitações para o NO_x , cuja formação é particularmente acentuada nas turbinas a gás, devido à elevada temperatura da câmara de combustão (temperatura adiabática de chama) (CENBIO, 2000).

Considerando a lacuna dessa legislação ambiental para controle de emissões de fontes estacionárias e a latente necessidade de uma legislação mais rigorosa que incluía também um limite máximo para as emissões de NO_x nestas fontes, foi criado um Grupo Técnico de Trabalho, no âmbito do CONAMA, para estudar a questão, em especial o estabelecimento de padrões nacionais de emissão de NO_x (SMA, 2003).

Como ainda não havia padrões de emissão específicos para as fontes de combustão nacionais, eram utilizados indiscriminadamente os fatores estabelecidos pela publicação AP – 42 da *Environmental Protection Agency (EPA)*, dos Estados Unidos, sem considerar as particularidades dos equipamentos e, principalmente, dos combustíveis utilizados no Brasil. A adaptação desses padrões (de literatura estrangeira) incorre no risco de se criar leis ineficazes ou excessivamente restritas.

Vergnhanini e Ushima (1996) analisam tal legislação que se refere apenas a fontes novas, desobrigando, portanto, os equipamentos mais antigos (e, conseqüentemente, com maior potencial poluente) a seguir os padrões estabelecidos. A maioria dos países não estabelece padrões para emissão de CO considerando que, em condições de operação normais (equipamentos adequadamente regulados), as taxas de emissão são reduzidas. O mesmo estudo mostra que, ao contrário do Brasil, a legislação internacional estabelece limites para NO_x .

Vale ressaltar, também, a problemática do gás ozônio (O_3) – ozônio troposférico, que pelo fato de não ser emitido diretamente pelas fontes, seu controle é complexo, uma vez que deve ser feito por meio de programas de redução de seus precursores, os compostos voláteis orgânicos (COV's) e NO_x , que em presença da luz solar formam o O_3 na atmosfera (CETESB, 2000).

Em dezembro de 2002, a Secretaria do Meio Ambiente do Estado do Paraná (SEMA) classificou as fontes de emissão estacionárias e estabeleceu padrões de emissão atmosférica para elas, por meio da Resolução N° 041/02. Foram estabelecidos padrões de emissão atmosférica para processos de geração de calor ou energia mecânica/elétrica, de acordo com o combustível utilizado, bem como para atividades específicas, entre elas, operação de caldeiras de recuperação, em indústrias de celulose, que de grande utilidade serão no estudo de caso deste trabalho (SEMA, 2002).

Durante o desenvolvimento desta tese, o CONAMA, elaborou a Proposta de Resolução sobre Emissão de Poluentes Atmosféricos por Fontes Fixas, que foi aprovada pela Câmara Técnica de Controle Ambiental, no dia 3 de janeiro de 2006, em Brasília (Anexo A). Tal resolução dispõe sobre os limites máximos de emissão de poluentes atmosféricos por fontes fixas e, com isso, é preenchida a lacuna da atual legislação ambiental brasileira para controle de emissões de fontes estacionárias que, agora, mais rigorosa, incluiu também um limite máximo para as emissões de NO_x nestas fontes. Entre as treze fontes fixas para as quais são estabelecidos limites máximos de emissões de poluentes atmosféricos destacam-se o óleo combustível, o gás natural, o bagaço de cana e os derivados de madeira, além dos limites máximos estabelecidos para as emissões provenientes de turbinas a gás para geração de energia e do processo de fabricação de celulose.

Os elevados níveis de poluição atmosférica já alcançados em algumas regiões e seus reflexos negativos sobre a saúde e o meio ambiente, somados à crescente industrialização do país, com conseqüente aumento do nível de emissões atmosféricas, demonstraram a necessidade do estabelecimento de limites de emissão de poluentes atmosféricos e assim a possibilidade de prover os órgãos ambientais de instrumentos mais adequados para análise de processos e licenciamento de empreendimentos.

As Tabelas 4.1, 4.2, 4.3, 4.4 e 4.5 apresentam os limites máximos de emissão para poluentes atmosféricos definidos pela nova resolução.

Tabela 4.1 – Limites máximos de emissão para poluentes atmosféricos provenientes de processos de geração de calor a partir da combustão externa de óleo combustível.

Potência térmica nominal (MW)	MP ^(a)	NO _x ^(a) (como NO ₂)	SO _x ^(a) (como SO ₂)
Menor que 10	300	1600	2700
Entre 10 e 70	250	1000	2700
Maior que 70	100	1000	1800

Fonte: CONAMA, 2006.

Nota: ^(a) Os resultados devem ser expressos na unidade de concentração mg/Nm³, em base seca e 3% de excesso de oxigênio.

Tabela 4.2 – Limites máximos de emissão para poluentes atmosféricos provenientes de processos de geração de calor a partir da combustão externa de gás natural.

Potência térmica nominal (MW)	NO _x ^(a) (como NO ₂)
Menor que 70	320
Maior ou igual a 70	200

Fonte: CONAMA, 2006.

Nota: ^(a) Os resultados devem ser expressos na unidade de concentração mg/Nm³, em base seca e 3% de excesso de oxigênio.

Tabela 4.3 – Limites máximos de emissão para poluentes atmosféricos provenientes de processos de geração de calor a partir da combustão externa de bagaço de cana-de-açúcar.

Potência térmica nominal (MW)	MP ^(a)	NO _x ^(a) (como NO ₂)
Menor que 10	280	n.a. ^(b)
Entre 10 e 75	230	350
Maior que 75	200	350

Fonte: CONAMA, 2006.

Notas: ^(a) Os resultados devem ser expressos na unidade de concentração mg/Nm³, em base seca e 8% de excesso de oxigênio.

^(b) n.a. – Não aplicável.

Tabela 4.4 – Limites máximos de emissão para poluentes atmosféricos provenientes de processos de geração de calor a partir da combustão externa de derivados da madeira.

Potência térmica nominal (MW)	MP ^(a)	NO _x ^(a) (como NO ₂)
Menor que 10	730	n.a. ^(b)
Entre 10 e 30	520	650
Entre 30 e 70	260	650
Maior que 70	130	650

Fonte: CONAMA, 2006.

Notas: ^(a) Os resultados devem ser expressos na unidade de concentração mg/Nm³, em base seca e 8% de excesso de oxigênio.

^(b) n.a. – Não aplicável.

A resolução define também limites de emissão para poluentes atmosféricos provenientes de turbinas movidas a gás ou combustíveis líquidos, para geração de energia elétrica, com potência acima de 100 MWe, mostrados na Tabela 4.5.

Tabela 4.5 – Limites máximos de emissão para poluentes atmosféricos provenientes de turbinas a gás para geração de energia elétrica.

Turbina por tipo de combustível	NO _x ^(a) (como NO ₂)	CO ^(a)	SO _x ^(a) (como SO ₂)	MP ^(a)
Gás Natural	50	65	n.a. ^(b)	n.a. ^(b)
Combustíveis Líquidos	135	n.a. ^(b)	200	50

Fonte: CONAMA, 2006.

Notas: ^(a) Os resultados devem ser expressos na unidade de concentração mg/Nm³, em base seca e 15% de excesso de oxigênio.

^(b) n.a. – Não aplicável.

A resolução define, também, limites de emissão para poluentes atmosféricos provenientes do processo de fabricação de celulose, apresentados na Tabela 4.6.

Tabela 4.6 – Limites máximos de emissão para poluentes atmosféricos provenientes do processo de fabricação de celulose.

Equipamento	MP	ERT ^(a) (como SO ₂)	SO _x ^(a) (como SO ₂)	NO _x ^(a) (como NO ₂)
Caldeira de Recuperação	100	15	100	470
Tanque de Dissolução	0,1 kg/tSS ^(b)	0,008 kg/tSS	n.a. ^(b)	n.a. ^(b)
Forno de Cal	100	30	n.a. ^(b)	470

Fonte: CONAMA, 2006.

Notas: ^(a) Os resultados devem ser expressos na unidade de concentração mg/Nm³, em base seca e corrigidos a 8% de oxigênio, com exceção dos limites estabelecidos para o tanque de dissolução.

^(b) tSS – toneladas de sólidos secos.

^(c) n.a. – Não aplicável.

Na Proposta de Resolução em que se encontram estas tabelas, pode-se observar a falta de limites máximos de emissão para poluentes atmosféricos provenientes de processos de geração de calor a partir da combustão externa do carvão mineral. No momento da aprovação da proposta, não houve consenso quanto aos valores para as emissões de carvão mineral. Existem ainda outras fontes para serem regulamentadas, porém, no momento, limitou-se a estas. A Câmara Técnica do CONAMA já verificou a necessidade urgente de incluir o carvão mineral e, em seguida, o fará (Informação verbal)⁴².

4.3 EMISSÕES ATMOSFÉRICAS

O impacto ambiental na geração de energia pode se dar em nível local, regional e global⁴³. A poluição local é a primeira a ser sentida, pois prejudica a qualidade do ar no local do empreendimento, devido às emissões atmosféricas (óxidos de enxofre e nitrogênio, bem como as emissões de particulados originários da combustão). A poluição regional é aquela que se desloca para outros locais, além do local onde o poluente está sendo emitido, pois é arrastada pelos ventos. Decorrem daí as chuvas ácidas e a formação de ozônio, que comprometem a qualidade do ar na região. Já a poluição global é aquela em que a atmosfera, como um todo, é afetada também pelos gases causadores do efeito estufa e, por isso, não importa de qual região do planeta venham as emissões, elas prejudicam a atmosfera de maneira global, provocando o aquecimento global.

⁴² CLÁUDIO DARWIN ALONSO. Coordenador do Grupo Técnico de Trabalho do CONAMA. Informação recebida em São Paulo, em 15 fev. 2006.

⁴³ GOLDEMBERG, J **Em busca da energia limpa e renovável**. Jornal da Tarde. 12 de fevereiro de 2000.

No caso da cogeração a partir da biomassa, na identificação e análise dos impactos ambientais, deve ser considerado todo o ciclo do combustível, pois boa parte dos impactos ambientais está associada à etapa de produção do recurso energético (WALTER, 2002). Entretanto, para a tecnologia aqui discutida, considerando o emprego de resíduos do processo industrial, a etapa de produção de biomassa será desconsiderada, concentrando o interesse apenas na etapa de conversão da biomassa em eletricidade e calor. Neste caso, os problemas ambientais considerados são associados às emissões atmosféricas.

Na falta de informações mais específicas a respeito das emissões de poluentes provenientes da gaseificação nas indústrias de papel e celulose e usinas de álcool e açúcar, Walter (2002) apresentou uma aproximação de tecnologia similar, utilizando madeira.

Swezey, Porter e Feher (1995 apud WALTER 2002, p.38)⁴⁴ avaliam os impactos ambientais da geração de energia elétrica a partir de madeira em ciclos a vapor convencionais e em ciclos BIG-GT. Com relação às emissões atmosféricas por unidade de energia elétrica gerada, as de dióxido de carbono dependem do ciclo da biomassa (de sua produção ser sustentável ou não). No caso desta tese essas emissões seriam nulas ou próximas disso, como em Coelho (1999). As emissões de óxidos de enxofre no caso da madeira são baixas e, em compensação, em função da composição química da lixívia, essas emissões podem ser muito elevadas. “(...) quanto à formação e às emissões dos óxidos de nitrogênio, regra geral, essas são relativamente baixas em função da menor temperatura de combustão da biomassa, devido ao alto teor de umidade.” (WALTER, 2002, p. 39). Os maiores problemas estão nas emissões de material particulado e de compostos orgânicos voláteis.

No estudo de Larson, Consonni e Katofsky (2003) a respeito da gaseificação de lixívia em uma planta de papel e celulose típica dos EUA, comparando os resultados com o sistema atual de caldeira de recuperação Tomlinson, que é a tecnologia utilizada nas indústrias do segmento, são analisados os impactos ambientais provocados pelos sistemas atuais de geração de energia e recuperação de produtos químicos nas indústrias de papel e celulose. Há, assim, a perspectiva, com os sistemas BLGCC, de uma condição ambiental melhor comparada ao sistema Tomlinson.

Dependendo do porte da configuração analisada, o BLGCC tem efeitos diferentes na quantidade de água e na sua temperatura, porém a respeito da sua qualidade não é esperado efeito significativo, pois a água residual proveniente da limpeza dos gases, é utilizada para constituir a lixívia e, por isso, é efetivamente reciclada. A água utilizada no resfriador / condensador é a maior fonte de poluição térmica, tanto na tecnologia Tomlinson quanto na BLGCC.

⁴⁴ SWEZEY, B.G., PORTER, K.L., FEHER, J.S. The potential impact of externalities considerations on the market for biomass power technologies. **Biomass and Bioenergy**, 8 (4) p.207-220.

As questões ligadas à emissão de resíduos sólidos são relacionadas à quantidade e toxicidade dos resíduos de acordo com a sua disposição e não é esperado que o BLGCC resulte em mudanças significativas na fábrica, em parte porque já não existem problemas no tratamento dos resíduos sólidos (LARSON; CONSONNI; KATOFSKY, 2003).

As diferenças mais significativas entre os sistemas BLGCC e os sistemas Tomlinson são relativas às emissões atmosféricas, que constituem o foco deste capítulo.

4.3.1 Emissões Atmosféricas Locais

As emissões atmosféricas consideradas locais são aquelas que impactam a qualidade do ar no local do empreendimento.

Para a comparação entre as emissões atmosféricas (locais) dos sistemas Tomlinson e dos sistemas BLGCC existem dados reais dos sistemas Tomlinson modernos. Devido à inexistência de dados sobre emissões em sistemas BLGCC, as estimativas de Larson, Consonni e Katofsky (2003) são baseadas em sistemas integrados de gaseificação de carvão em ciclo combinado a gás natural, denominados *Integrated Gasifier Systems/Combined Cycle (IGCC)*.

Para efeito de comparação as emissões consideradas são provenientes do forno de cal e da caldeira de biomassa. Esta análise também não inclui a avaliação dos impactos das emissões relativas ao crescimento, cultivo e transporte da madeira, que inclui o uso de combustíveis fósseis.

O estudo quantifica SO₂, NO_x, CO, COV, MP, enxofre reduzido e CO₂ (globais), cujas emissões se apresentam relativamente baixas nos BLGCC em comparação ao sistema Tomlinson. Entre os motivos para os níveis de poluentes serem mais baixos nos sistemas BLGCC, está o fato de haver necessidade de recuperar os produtos químicos do gás proveniente da gaseificação (que é tratado e, por consequência, já é alimentado mais limpo na câmara de combustão), além de remover os contaminantes do gás bruto (inclusive MP) para proteger a turbina a gás. Além disso, a combustão na turbina a gás, que existe somente no caso da tecnologia BLGCC, é mais eficiente e completa.

A quantidade de biomassa alimentada nos dois sistemas é praticamente a mesma. Existem vantagens na utilização da biomassa como combustível, pelas reduzidas emissões de poluentes, em particular porque não contém enxofre, não emitindo SO₂ na combustão. Por outro lado, há que se considerar as emissões de NO_x, como sempre ocorre na biomassa (COELHO, 1999).

Os poluentes mais significativos em termos de impactos ambientais da caldeira Tomlinson são os particulados (MP), controlados nas fornalhas da maioria das caldeiras e pela instalação de precipitadores eletrostáticos, além dos NO_x, para os quais não há controle (em geral) (GALINDO, 2000).

Atualmente, com as novas regulamentações para o controle de emissões pelo CONAMA, também começam a adquirir importância as emissões de NO_x e compostos voláteis orgânicos (VOC). A lixívia contém maior quantidade de enxofre em sua composição do que outros combustíveis, devido aos produtos químicos empregados no processo *Kraft*. Assim, os principais compostos de enxofre emitidos numa caldeira de recuperação são SO₂ (que contribui para a formação de chuvas ácidas) e enxofre reduzido (que provoca odores em baixas concentrações e explosões em altas concentrações).

No caso da lixívia, resíduo inevitável do processo de fabricação da celulose, altamente tóxico e poluente, há inúmeras vantagens na reciclagem. Nela estão presentes todos os produtos químicos utilizados no processo “sulfato” de fabricação de celulose, que se não fosse utilizada como combustível, na caldeira de recuperação (com a finalidade de recuperar estes produtos químicos e gerar vapor), deveria ser descartada, com elevados impactos ambientais em rios, lagos e lençóis freáticos (VELÁZQUEZ, 2000). Por este motivo a sua recuperação e utilização para cogeração têm a vantagem adicional de evitar os impactos ambientais.

Nos sistemas BLGCC, as emissões atmosféricas são principalmente associadas ao processo de combustão na câmara de combustão da turbina a gás, que queimará tanto o gás proveniente da gaseificação limpo, quanto uma mistura dele com gás natural. Não é previsto pós-tratamento do NO_x, contando somente com a eficiência do sistema *dry low NOx* da turbina a gás. As emissões de CO e VOC são baixas devido à alta eficiência da combustão (LARSON; CONSONNI; KATOFSKY, 2003), conforme pode ser observado na Tabela 4.7.

Pelo fato das emissões apresentadas por Larson, Consonni e Katofsky (2003) para as configurações estudadas terem sido estimadas em lb/MWh não é possível compará-las com os limites máximos de emissões de poluentes atmosféricos provenientes do processo de fabricação de celulose, de processos de geração de calor a partir da combustão externa de derivados da madeira e de gás natural, além dos limites máximos de emissões provenientes de turbinas movidas a gás, para geração de energia elétrica, estabelecidos recentemente pelo CONAMA em mg/Nm³.

Tabela 4.7 Estimativa anual de emissões para cada configuração estudada.

Emissões Totais (lb/MWh)				
Poluentes	Tomlinson	BLGCC		
		Baixa Temp. Turbina Médio Porte	Alta Temp. Turbina Médio Porte	Alta Temp. Turbina Grande Porte
CO ₂	5879	3278	3258	1985
SO ₂	0,81	0,25	0,27	0,11
NO _x	4,92	1,94	1,80	1,14
CO	4,51	2,19	2,16	0,90
VOC	0,37	0,07	0,07	0,03
MP	1,34	0,26	0,24	0,12
TRS (S reduzido)	0,09	0,01	0,01	0,00

Fonte: LARSON; CONSONNI; KATOFISKY, 2003.

Para a remoção de outras substâncias é considerada a utilização de filtros de carvão, como nos sistemas de gaseificação de carvão, que forneceram base para as estimativas das emissões atmosféricas dos sistemas BLGCC, é considerado, também, o fato do carvão ser mais rico em cinzas e metais, ou então que a eficiência de recuperação do enxofre será mais elevada com a lixívia, pois é meta para reuso no processamento da polpa.

Avaliando as emissões nas turbinas a gás, a partir da utilização do gás natural como combustível, segundo Mendes Neto (2003), as principais emissões poluentes são os óxidos de nitrogênio (NO e NO₂, expressos como NO_x), monóxido de carbono (CO), hidrocarbonetos não queimados (UHC, expresso em equivalente de metano) e provenientes de compostos orgânicos voláteis (VOC), óxidos de enxofre (SO₂ e SO₃) e particulados (MP). Entre elas, as mais significantes são NO_x e possíveis CO.

Os óxidos de nitrogênio são produzidos pela oxidação do nitrogênio atmosférico nas altas temperaturas da chama, em processo endotérmico que ocorre mais rápido em temperaturas acima de 1800 K, ou seja, nas regiões centrais da chama do combustor. Assim, são formados o NO_x térmico (por oxidação do nitrogênio atmosférico nos gases após a chama), o NO_x rápido (*prompt*) (por reações de alta velocidade na frente da chama) e o NO_x do combustível (por oxidação do nitrogênio contido no próprio combustível).⁴⁵

Quanto à formação de NO_x térmico, os óxidos de nitrogênio produzidos (tanto a partir do nitrogênio existente no combustível como do nitrogênio alimentado no ar para a

⁴⁵ MENDES NETO (2003) apresenta, com detalhes, as reações químicas dos três mecanismos de formação do NO_x, além do cálculo da quantidade de NO_x emitido pelo combustor.

combustão) são influenciados pelo excesso de ar. À medida que o teor de oxigênio nos gases de exaustão aumenta (maior excesso de ar no processo de combustão), as temperaturas ao longo da chama sobem, juntamente com a pressão parcial do oxigênio favorecendo a formação de NO_x (COELHO, 1999).

Os fabricantes de turbinas a gás (GENERAL ELETRIC, 1996), inclusive, oferecem opções com modificação na câmara de combustão para reduzir essas emissões. A adoção de tecnologia com dispositivos para redução de emissões pode diminuí-las em 70%, como já ocorre em projetos existentes (ERM, 2001).

4.3.2 Emissões Atmosféricas Globais

Os efeitos da poluição do ar em escala global, isto é, em todo o planeta, estão atualmente caracterizados pela redução da camada de ozônio e pelo efeito estufa com seu potencial de aquecimento global.

Entre os efeitos globais da poluição do ar provocados pela queima dos combustíveis está o efeito estufa. “O efeito estufa é um mecanismo natural de aquecimento da atmosfera responsável por manter a temperatura média do planeta em níveis adequados para a existência dos seres vivos (...)” (TASCHETTO, 2001, p. 2), por meio da absorção e da re-emissão de calor por alguns gases, denominados Gases Efeito Estufa (GEE)⁴⁶.

Na década de 90, em especial o ano de 1998, o planeta teve os anos mais quentes desde que esse tipo de dado começou a ser registrado. Mesmo assim, a produção de energia, em grande parte baseada na queima de combustíveis fósseis causadores do efeito estufa e que cresceu 42% entre 1980 e 2000, deverá crescer 230% até 2050. O mundo ainda tem 12 bilhões de seres humanos desconectados das redes de transmissão de energia elétrica e o atendimento desta demanda energética impulsionará o desenvolvimento, porém ameaçará o clima global (ALMEIDA, 2003).

Segundo Goldemberg (2003, p.173), “(...) o esgotamento das fontes de energia convencionais não parece ser um problema imediato, porque existem reservas das principais fontes de energia fóssil para, pelo menos, trinta ou quarenta anos. O problema real é a poluição causada pelo seu uso na biosfera terrestre.”

As causas das acentuadas alterações de temperatura não estão definitivamente identificadas, mas apresentam relação muito estreita com os aumentos de gás carbônico (CO₂) e

⁴⁶Taschetto (2001) descreve, com detalhes, o balanço radioativo global na Terra, além dos índices de concentração e função de cada GEE, bem como suas conseqüências.

metano (CH₄) na atmosfera, gases identificados em bolhas de ar “fóssil” retidas nos gelos permanentes das regiões polares. Desde 1700, a proporção de CO₂ na atmosfera cresceu cerca de 30% e o Painel Intergovernamental sobre Mudanças Climáticas (IPCC), órgão composto por pesquisadores do mundo todo, criado para acompanhar o desenvolvimento do efeito estufa, admitiu em 1995 que há perceptível influência humana sobre o clima (CÂMARA, 2003).

Segundo Rocha (2003), as ações decorrentes das atividades econômicas e industriais têm provocado alterações na biosfera, resultando na quase duplicação da concentração de Gases de Efeito Estufa (GEE) na atmosfera, durante o período de 1750 a 1998. Um dos mais significativos e preocupantes GEE é o CO₂ e suas emissões no Brasil, advindas da utilização de diversos tipos de combustíveis, cresceram muito nos últimos 40 anos, além de que se devem incluir as queimadas e desmatamentos e, então, o Brasil se posiciona entre os seis primeiros emissores de GEE. Assunção (2004) afirma que o CO₂ é considerado responsável por cerca de 55% do efeito estufa. O CO₂ não é o gás de maior impacto, pois o CH₄ tem maior poder de aquecimento, mas é o que apresenta maiores emissões.

As emissões aqui consideradas são aquelas geradas pelas atividades do setor energético (produção e uso de energia), em processos industriais (gases gerados como co-produtos dos processos industriais) no uso de solventes, no setor agropecuário (queima de cobertura vegetal e de resíduos, uso do solo) e tratamento de resíduos (lixo e esgoto). No caso do setor energético, na geração de energia elétrica a partir da biomassa, as emissões de CO₂ podem ser consideradas praticamente nulas, pois o CO₂ liberado na reação química é reabsorvido no próximo ciclo de vida da planta (fotossíntese). Apenas quando se considera o ciclo completo da biomassa, incluindo o consumo direto e indireto de fósseis verifica-se a emissão líquida de CO₂ (COELHO, 1999; MANN; SPATH, 1997), apesar de reduzida.

De acordo com Martins (2004), os cenários mais favoráveis para a adoção de medidas que implementem a redução de emissões de GEE somente serão possíveis a partir de uma redução espontânea praticada pela sociedade, que deve se organizar em busca de eficiência energética e menor agressão ao meio ambiente.

As alterações climáticas e a necessidade de redução das emissões de gases causadores do efeito estufa têm sido alvo de reuniões internacionais, dentro da agenda da Convenção Quadro da ONU sobre Mudança do Clima.

4.4 PROTOCOLO DE QUIOTO / PERSPECTIVAS PARA O *CLEAN DEVELOPMENT MECHANISMS (CDM)* NO BRASIL

Diversos trabalhos apresentam, detalhadamente, o histórico das ações tomadas em nível mundial para tratar do problema do efeito estufa e suas possíveis conseqüências sobre a humanidade (ROCHA, 2003; MARTINS, 2004). É aqui apresentado um breve resumo, para contextualizar as atividades atuais.

Segundo Feldman (2003), o marco da tomada de consciência da dimensão dos problemas ambientais foi a Conferência de Estocolmo, realizada em 1972, em que foi constituída a Comissão de Brundtland, com o objetivo de avaliar seus resultados, que, então, foram sintetizados no relatório “Nosso Futuro Comum”. Tal relatório tomou importância quando, em meados da década de 80, foram divulgadas imagens de satélite revelando o “buraco na camada de ozônio” sobre a Antártida e, então, provocou a convocação da Conferência das Nações Unidas sobre Meio Ambiente e Desenvolvimento, além do Fórum Global, a chamada Rio 92.

Foram estabelecidas, em 1992, durante a Rio 92, a Convenção Quadro das Nações Unidas sobre Diversidade Biológica e outra sobre Mudanças Climáticas Globais; dois marcos regulatórios que indicariam caminhos para enfrentar os dois grandes problemas da humanidade. No evento, outros dois documentos foram assinados, a Declaração do Rio (Carta da Terra), uma espécie de Constituição Planetária e a Agenda 21, documento contendo as ações a serem implementadas em curto espaço de tempo para ingressar no desenvolvimento sustentável, no início do novo milênio.

Entre as duas décadas citadas anteriormente, houve a Convenção de Viena, em 1985, com relação à proteção da camada de ozônio que culminou com a assinatura do Protocolo de Montreal sobre Substâncias que Destroem a Camada de Ozônio, em 1987 (VIOLA, 2003). Tal protocolo compromete os países signatários a adotar medidas de controle e, mais tarde, de eliminação das emissões de substâncias que reduzam a camada de ozônio (MOUSINHO, 2003).

Para a implementação da Convenção Quadro, foram criados alguns órgãos, entre eles, Conferência das Partes (COP), considerado o corpo supremo da Convenção. Onze Conferências foram realizadas desde a COP 1 em Berlim (1995), seguida da COP 2 em Genebra (1996), COP 3 em Quioto (1997), COP 4 em Buenos Aires (1998), COP 5 em Bonn (1999), COP 6 dividida em Haia e Bonn (2000), COP 7 em Marrakesh (2001), COP 8 em

Nova Deli (2002), COP 9 em Milão (2003), COP 10 em Buenos Aires (2004) e COP 11 em Montreal (2005)⁴⁷ (MARTINS, 2004).

A Conferência das Partes, realizada em Quioto, em 1997, destaca-se como uma das mais importantes, uma vez que durante sua realização foi estabelecido um acordo, em que foram definidas metas de redução de emissões de GGE, além de um calendário para que elas ocorram, bem como critérios e diretrizes para a utilização dos mecanismos de mercado. Este acordo ficou conhecido como Protocolo de Quioto e estabelece que os países industrializados devem reduzir suas emissões em 5,2% abaixo dos níveis observados em 1990 até 2012 (primeiro compromisso) (ROCHA, 2003).

O Protocolo criou quatro mecanismos para redução de emissões e o Mecanismo de Desenvolvimento Limpo (MDL) (Artigo 12) é o que mais interessa ao Brasil, pois permite a certificação de projeto de redução de emissões e seqüestro de carbono no país e a venda desses certificados para serem utilizados pelos países desenvolvidos, como modo suplementar de cumprir suas metas (MARTINS, 2004). O MDL estabelece que cada tonelada de CO₂ deixada de ser emitida, ou retirada da atmosfera por um país em desenvolvimento, poderá ser negociada no mercado mundial através de Certificados de Emissões Reduzidas (CER's). Com isso, colabora para o desenvolvimento sustentável, contribui para que as metas dos países sejam cumpridas, possibilitando que as metas da Convenção sejam alcançadas. Os outros três mecanismos, que só podem ser utilizados por países industrializados, são a implementação conjunta (Artigo 6º), o comércio de emissões (Artigo 17) e o uso de "bolhas" de emissões.

Segundo Goldemberg (2003), os países desenvolvidos entenderam o MDL como um mecanismo adicional para redução de emissões, por meio de implementação conjunta, proporcionando reduções significativas nos países em desenvolvimento, a baixos custos, enquanto que estes consideram o MDL uma oportunidade para receber assistência financeira, na forma de investimentos para promover o desenvolvimento sustentável, a transferência de tecnologia e a equidade.

Os projetos de mitigação do efeito estufa têm dado ênfase a duas alternativas: a redução de emissões a partir da utilização mais eficiente da energia e a substituição de fósseis por combustíveis renováveis e outra, mais moderna, a captura dos gases emitidos por meio de reflorestamentos ou ainda um método mais complexo, que é bombear o CO₂ para o fundo de poços de petróleo e oceanos (GOLDEMBERG, 2003 e MARTINS, 2004). Nogueira e Silva Lora (2003), apresentam a quantificação de emissões de CO₂ associadas à queima de biomassa além da capacidade dos bosques

⁴⁷ Detalhes sobre as discussões em cada COP, até o ano de 2003, são encontrados em Mousinho (2003).

de armazená-lo e, a partir daí, consideram a utilização dos bosques de forma passiva (seqüestrando carbono) e de forma ativa (para produção de energia). No caso da produção de energia, apresentam a necessidade de técnicas de plantio e manejo para elevar a produtividade das “florestas energéticas” proporcionando maior quantidade de energia por hectare, no menor espaço de tempo, com tempo de corte menor e em maior densidade.

A matriz energética dos países desenvolvidos é baseada em combustíveis fósseis (80%). Porém, no caso do Brasil, a energia hidrelétrica ocupa parte importante na produção de energia elétrica (76%), o que reduz o potencial de mitigação por meio da substituição de fontes fósseis por renováveis, pela sua situação privilegiada de ter as energias renováveis representando 40% de toda a energia consumida (GOLDEMBERG, 2003). As emissões atribuídas ao Brasil são devidas ao desmatamento da Amazônia (IPAM, 2006 e 2006a).

Esta peculiaridade do Brasil dificulta a tarefa da redução das emissões, quando comparado, por exemplo, à China onde mais de 90% dos combustíveis utilizados são de origem fóssil, especialmente o carvão mineral. É muito mais simples e imediato reduzir as emissões na China do que no Brasil. Qualquer modificação executada nesse sentido lá terá grande reflexo, o que fará pouca diferença no Brasil, cuja matriz já é mais limpa.

Neste contexto, observa-se que o Brasil tem uma matriz energética que não permite competir igualmente com outros países no mercado de redução de emissões de gases de efeito estufa, logo há a necessidade de agregar valor à mercadoria carbono aliando a idéia do desenvolvimento sustentável a seus projetos, para que mesmo vendendo menos, se consiga valor maior.

Muito tem sido discutido a respeito de qual seria a melhor maneira das empresas brasileiras se beneficiarem desse mercado, para identificar setores onde existam vantagens comparativas que poderiam se tornar competitivas com os mecanismos do Protocolo. Como exemplo, pode-se citar a siderurgia brasileira,⁴⁸ em que suas empresas se apresentam como siderúrgicas a coque, baseadas em carvão mineral importado, e siderúrgicas a carvão vegetal proveniente do plantio de eucalipto. Há a possibilidade de que todas utilizem o carvão vegetal, com um programa de inclusão social e manejo na plantação de eucalipto.

Outro segmento que pode buscar vantagens competitivas, a partir da vantagem comparativa, é o de papel e celulose, pois no Brasil o eucalipto cresce em sete anos, quando, por exemplo, na Finlândia demora o dobro do tempo.

⁴⁸ FUJIHARA, M.A. **Mercado de Redução de Gases Estufa**. INOVAÇÃO UNICAMP. Disponível em <http://www.inovacao.unicamp.br/report/entre-fujihara.shtml> Acesso em 3 fev. 2006.

Pode-se concluir que no Brasil há grande oportunidade de gerar energia elétrica com emissões de CO₂ praticamente nulas e colocar o excedente gerado na rede e por outro lado observam-se as perspectivas de ter maiores emissões de carbono com a construção de novas usinas termelétricas a carvão⁴⁹ e chegada do primeiro carregamento de carvão mineral importado da China, que está desenvolvendo um projeto de produção de carvão para exportação para o Brasil.

Além disso, observa-se que a Companhia de Geração Térmica de Energia Elétrica (CGTE), do grupo Eletrobrás, na comercialização no leilão de energia nova, realizado em dezembro de 2005, garantiu a construção da Fase C da Usina Termelétrica Presidente Médici (350 MW, a partir de 2 milhões de toneladas de carvão mineral por ano), em Candiota, também com o apoio chinês⁵⁰.

Neste contexto, nota-se o risco de ter incorporado à matriz energética brasileira o aumento de um combustível não renovável e, por conseqüência, prejudicial ao meio ambiente. Quando o mundo está avançando nas discussões a respeito da implementação de fontes renováveis de energia, o Brasil demonstra incoerência no rumo que sua política ambiental tem tomado, privilegiando as usinas a carvão mineral, se dirigindo assim na contra-mão da tendência global.

Existem, então, as perspectivas de uso de biomassa como combustível, principalmente nos segmentos de açúcar e álcool e papel e celulose, pelo enorme potencial de geração de energia elétrica devido à disponibilidade de resíduos dos seus processos de fabricação, que podem ser utilizados como combustível, deslocando o carvão.

⁴⁹ O investimento chegará a US\$ 1 bilhão. Disponível em <http://oglobo.globo.com/especiais/brasilechina/142643853.asp> Acesso em 3 fev.2006.

⁵⁰ Disponível em http://www.cgte.gov.br/content/desenvolvimento/fase_candiota.php Acesso em 4 fev. 2006.

5 REVISÃO DE ESTUDOS EXISTENTES DA GASEIFICAÇÃO DE LIXÍVIA EM INDÚSTRIAS INTEGRADAS

Neste capítulo são apresentados dois estudos existentes de outros autores para indústrias integradas de papel e celulose. Um deles, realizado em uma planta hipotética, com características representativas de plantas do Sudoeste dos EUA (LARSON; CONSONNI; KATOFISKY, 2003), e o segundo realizado por Gallego (2004), a partir de modelagem computacional e análise termodinâmica de sistemas de cogeração para o segmento (motivado por Consonni et al. (1998) apud Gallego (2004), p.65)⁵¹, adaptado à realidade de empresas brasileiras.

Nos estudos apresentados só foi considerada a gaseificação de lixívia, uma vez que vários outros estudos analisaram a gaseificação da madeira (CARPENTIERI, 2001, MORRIS; WALDHEIM, 2000 e 2002, NOGUEIRA, 1995, STAHL; NEERGAARD; NIEMINEN, 2001, entre outros).

5.1 INTRODUÇÃO

Na dissertação de mestrado (VELÁZQUEZ, 2000) foi analisada, técnica e economicamente, a cogeração de energia para o segmento de papel e celulose, a partir de biomassa (resíduos florestais, cascas e cavacos) e gás natural, bem como seus aspectos sociais e ambientais, visando reduzir a compra de energia da rede pelas indústrias.

Na análise técnica foram estudadas as tecnologias comercialmente disponíveis no país, para avaliação do potencial de cogeração de um grupo de indústrias selecionadas, e foi desenvolvido um Estudo de Caso na Indústria Klabin Fabricadora de Papel e Celulose – Unidade de Negócio Paraná. Maiores detalhes deste estudo encontram-se no Capítulo 6.

A partir dos resultados obtidos e em vista das vantagens estratégicas, ambientais e sociais, verificou-se que seria importante a implementação de políticas adequadas para viabilizar tecnologias mais eficientes no processo de cogeração de energia a partir da biomassa em larga escala. Assim, para esta tese de doutorado, escolheu-se como objetivo a continuação do estudo da Cogeração de Energia no Segmento de Papel e Celulose, utilizando, agora, tecnologias mais eficientes (em desenvolvimento), como a gaseificação da lixívia em sistemas de turbina a gás.

⁵¹ CONSONNI, S., LARSON, E.D., KREUTZ, T.G., BERGLIN, N. Black Liquor Gasifiere/Gás Turbine Cogeneration. *ASME Journal of Engineering - Gas Turbines and Power*, v.120, n.3, p.442-449, 1998.

5.2 O PROCESSO DE GASEIFICAÇÃO E O SISTEMA DE LAVAGEM DO GÁS

O princípio básico da gaseificação da lixívia é similar ao utilizado para carvão e biomassa e suas características básicas são citadas a seguir, de acordo com Berglin (1996 apud Gallego, 2004, p.9)⁵². Maiores detalhes, tanto da gaseificação como da limpeza dos gases, estão apresentados no Apêndice C.

Para o desenvolvimento de um projeto de gaseificação de lixívia deve ser considerada a pressão de operação (atmosférica ou pressurizada), a temperatura de operação (baixa – menor que 750 °C ou alta – superior a 750 °C), além do tipo de oxidante utilizado no processo (ar, oxigênio ou vapor d'água).

Os gaseificadores podem operar com baixa pressão, próxima à atmosférica (2 a 4 bar) ou com alta pressão (acima de 20 bar). Os sistemas pressurizados podem ser integrados a um ciclo combinado sem a necessidade de utilizar um compressor para alimentar o gás na câmara de combustão, o que aumenta a eficiência do ciclo. Além disso, proporciona redução no tamanho dos equipamentos devido ao menor volume específico de tal gás, se comparado ao sistema atmosférico.

O gaseificador a baixa temperatura opera entre 600 e 700 °C, abaixo da temperatura de fusão do material inorgânico existente na lixívia (750 °C).

O sistema de gaseificação a alta temperatura opera entre 950 °C e 1400 °C, o que proporciona menor taxa de conversão do enxofre em relação ao sistema que opera a baixa temperatura, tempo de residência menor e, portanto, menor tamanho do reator.

O tipo de agente gaseificador também é importante na operação do sistema. A utilização do ar facilita a operação e a segurança. O uso do oxigênio proporciona um gás de poder calorífico superior ao do gás produzido a partir da gaseificação com ar, embora para utilização do oxigênio seja necessária uma planta para sua produção, o que implica no consumo adicional de energia. O gás produzido a partir da utilização do vapor d'água possui poder calorífico menor ainda, porém a massa de gás é maior. Como o vapor necessário para a gaseificação deve ser suprido pelo sistema de cogeração, diminuindo a quantidade de vapor disponível no sistema, haverá redução da eficiência global do ciclo.

Na gaseificação da lixívia há a formação do hidrosulfeto (H_2S) que é prejudicial a todos os sistemas que utilizam gás pobre como combustível, pois provoca corrosão nos bocais

⁵² BERGLIN, N. **Pulp Mill Energy Systems with Black Liquor Gasification. Process Integration Study.** Licentiate thesis - Department of heat and power technology, Chalmers University of Technology. Göteborg, 1996.

e palhetas das turbinas a gás. Existem várias propostas de limpeza do gás (LARSON et al., 2000) e a mais utilizada, segundo Gallego (2004), é o lavador de gás tipo *Scrubber*. Nele o H₂S é absorvido pela circulação de licor verde proveniente do gaseificador e há, também, uma pequena absorção do CO₂. Como inconveniente, apresenta a necessidade de trabalhar a baixa temperatura (100 °C a 150 °C), o que reduz a eficiência térmica do ciclo, além de aumentar a necessidade de adição de soda e de cal no forno. Segundo Gallego (2004), para diminuir a quantidade de H₂S formada durante a gaseificação, pesquisadores propõem a adição de compostos de cálcio no gaseificador, porém, não há resultados disponíveis sobre essas experiências. Devido à maior quantidade de H₂S absorvido, aumenta o consumo de cal (na forma de CaO) nos processos de recuperação e caustificação, se comparado ao sistema da caldeira Tomlinson. De acordo com Frederick (1999, apud Gallego, 2004, p.38)⁵³ uma das limitações com relação ao uso de qualquer um dos sistemas de limpeza propostos é a da temperatura de operação, havendo necessidade de resfriamento dos gases para melhorar a absorção na limpeza.

Para a gaseificação de lixívia se tornar viável economicamente há ainda a necessidade de solucionar problemas técnicos, entre eles, a limpeza do gás. Várias pesquisas estão voltadas ao desenvolvimento de filtros cerâmicos que possam trabalhar com temperaturas mais elevadas e com maior poder de retenção de enxofre e álcalis (GALLEGO, 2004).

5.3 ESTUDO EXISTENTE EM UMA INDÚSTRIA INTEGRADA NOS EUA (LARSON; CONSONNI; KATOFSKY, 2003),

A indústria de papel e celulose nos Estados Unidos, com sua substancial capacidade de produzir e utilizar energia (renovável) da biomassa tem o potencial de contribuir de maneira significativa para mitigação do aquecimento global, garantir a segurança energética, além de melhorar sua própria competitividade global. Neste contexto, o desenvolvimento de novas tecnologias, como a gaseificação da lixívia, é imprescindível, pelo fato da maioria das caldeiras Tomlinson em operação nos EUA estar alcançando o final de seus ciclos de vida (de 30 a 40 anos) nos próximos 10 a 20 anos. Por essa razão foi realizado o estudo em questão, que avalia o custo esperado e os benefícios da utilização da gaseificação da lixívia em ciclos combinados com cogeração, em substituição aos sistemas de caldeira Tomlinson.

⁵³ FREDERICK, W.J. How integrated gasification will impact Kraft pulping and chemical recovery. **Tappi Journal**, v.82, n.9, p. 45-47, sep.1999.

5.3.1 Características da Situação Atual da Planta

A planta em referência é de papel e celulose (integrada), com características representativas de plantas do sudoeste dos EUA. Sua escala nominal é de 1.580 t/d de lixívia sólida (um terço de toda a capacidade americana).

Os balanços de massa e energia foram calculados, utilizando uma configuração processual e uma ferramenta de simulação, aplicadas e calibradas para sistemas de combustão e gaseificação, incluindo sistemas baseados em lixívia.

A configuração de cada sistema foi desenvolvida a partir de consulta aos produtores, engenheiros responsáveis por custos e outros especialistas. O caso Tomlinson representa o estado da arte (tradicional) em relação à tecnologia de gaseificação, selecionada para substituí-la.

A configuração do sistema Tomlinson em questão (Figura 16) apresenta vapor a 87,2 bar e temperatura de 480 °C, propriedades comuns a essas caldeiras, e caldeiras de biomassa (cascas e resíduos de madeira produzidos durante a preparação da celulose).

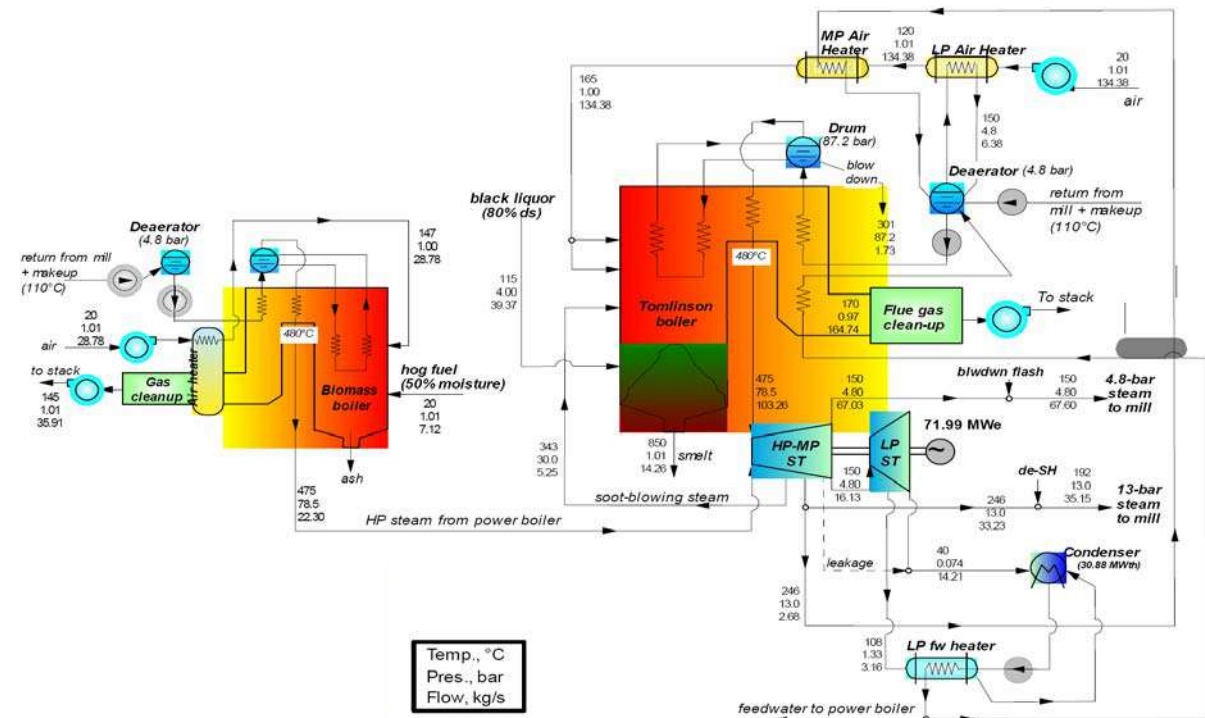


Figura 16 Configuração sistema Tomlinson.

Fonte: LARSON; CONSONNI; KATOFSKY, 2003.

A caldeira de biomassa gera vapor de alta pressão que expande em uma turbina de contrapressão, com três extrações: uma a 13 bar, para o processo e para pré-aquecimento do ar

da caldeira (junto com vapor de baixa pressão proveniente do desaerador), uma segunda extração a 30 bar fornecendo vapor para a retirada da fuligem e a terceira a 4,8 bar para prover a necessidade de vapor de baixa pressão do processo.

Devido aos ganhos em eficiência do processo desta planta, comparados aos ganhos da maioria das plantas atuais, a quantidade de vapor gerado é maior que a necessária ao processo e, então, uma pequena turbina de condensação é acrescida para permitir o aumento da geração de eletricidade.

O sistema atual em estudo gera 72 MWe (bruto) com uma carga parasita de 7,7 MWe. Considerando ambos os insumos, lixívia e biomassa (438 e 71 MWth, respectivamente), a eficiência líquida de geração de eletricidade do sistema é de 12,6 %. Como a planta necessita de 100 MWe para o processo, deve adquirir outros 36 MWe para atender às suas necessidades. Todos os parâmetros considerados neste estudo encontram-se no Apêndice D.

5.3.2 Descrição das Configurações Estudadas

Pelo fato de o objetivo principal deste estudo ser analisar a viabilidade comercial da tecnologia de gaseificação em longo prazo, presumiu-se que os sistemas de gaseificação de lixívia estão, em relação à maturidade tecnológica, no mesmo nível dos sistemas Tomlinson, o que não ocorre hoje. Esta suposição se baseia na hipótese de que, entre os dias de hoje e o ano 2010, as pesquisas e o desenvolvimento permitirão atingir confiabilidade que se aproximaria da tecnologia Tomlinson.

Este estudo considera a total substituição de caldeiras Tomlinson da planta, o que possibilita o incremento da capacidade de processamento da lixívia, pois as Tomlinson representam um gargalo para o aumento da produção de papel e celulose.

A Figura 17 mostra, de forma simplificada, os sistemas de força / recuperação com ciclo combinado considerados no estudo, conhecidos como Sistemas de Gaseificação de Licor Negro (Lixívia) em Ciclo Combinado - *Black Liquor Gasification Combined Cycle* e daqui por diante denominados BLGCC.

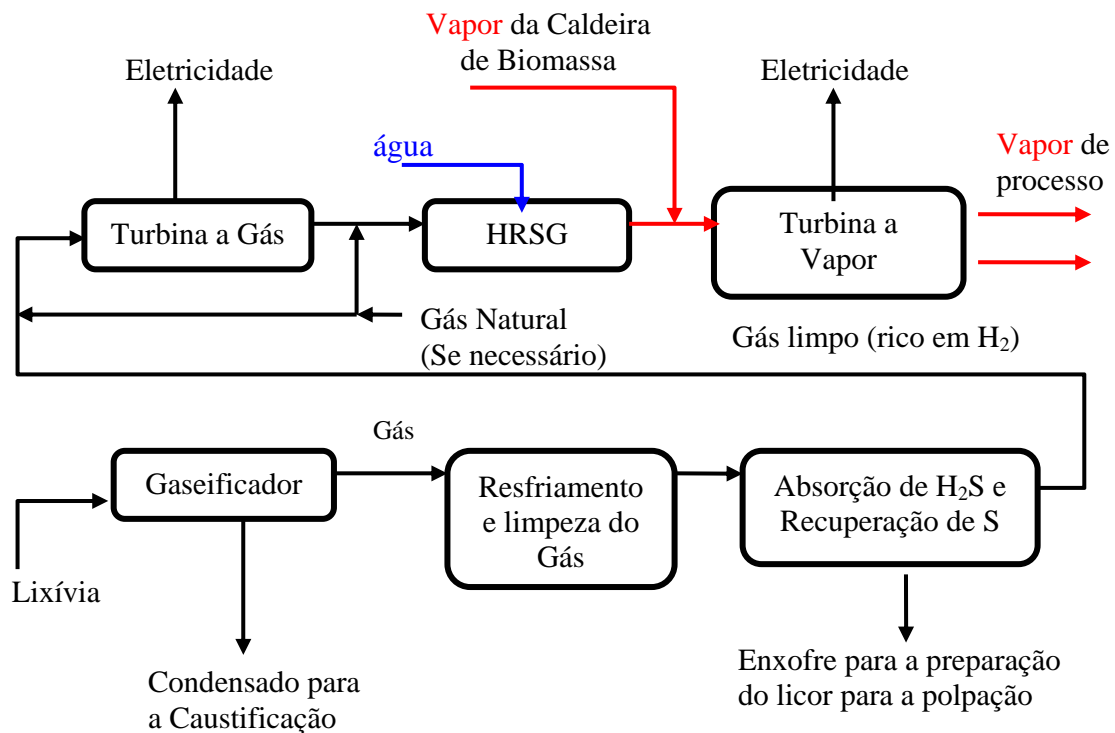


Figura 17 Representação simplificada do sistema de força/recuperação simulado neste estudo.

Fonte: LARSON; CONSONNI; KATOFSKY, 2003.

A lixívia proveniente do processo de fabricação da celulose é evaporada para concentrar os sólidos (a 80%) constituídos de álcalis e lignina, para possibilitar a gaseificação e produzir o gás, que é resfriado, limpo e, então, retirado o H₂S por meio de um processo de absorção físico-químico, e queimado em turbina a gás. O gás expandido passa por um queimador (onde parte do gás proveniente da gaseificação e o gás natural são queimados gerando calor adicional para aumentar a quantidade de vapor no HRSG) e, então, é direcionado para o HRSG. O vapor gerado movimentava uma turbina a vapor, da qual é extraído para o processo a duas pressões.

Foram incluídas neste estudo três configurações para sistemas BLGCC, representando uma variedade de tecnologias e filosofias existentes.

Pelo fato das turbinas a gás comerciais estarem disponíveis somente em tamanhos específicos (diferente das turbinas a vapor que podem ser construídas em diferentes tamanhos), os sistemas BLGCC são largamente dependentes da escolha da turbina a gás. Para dois dos sistemas de gaseificação, um utilizando um gaseificador de baixa temperatura e o outro um gaseificador de alta temperatura, foram selecionadas turbinas a gás (de médio porte)

para serem alimentadas com o gás produzido pelo gaseificador de lixívia. Para o terceiro caso, foi selecionada uma turbina maior (de grande porte), com a mesma sofisticação tecnológica das duas menores, mas com capacidade de produção maior para queimar gás natural e o gás proveniente da gaseificação (em um processo denominado *co-firing*⁵⁴).

Entre as motivações para o estudo da configuração que utiliza turbina a gás de grande porte destaca-se o pequeno custo adicional de capital requerido para o aumento do porte da turbina, que permite o aumento da produção de eletricidade.

As características técnicas dos sistemas BLGCC estão resumidas no Apêndice D.

Nas três configurações é utilizada a lixívia concentrada em 80% e o vapor apresenta temperatura e pressão maiores do que o sistema Tomlinson, além de necessitar de uma quantidade maior de óleo combustível para o forno de cal.

No processo de gaseificação da lixívia existe uma divisão natural do sulfato (como H₂S) na fase gasosa e do sódio na fase condensada e, quanto menor a temperatura de gaseificação, mais completa é essa divisão. Tal divisão provoca maior consumo de combustível no forno de cal por unidade de lixívia sólida processada, pois há maior quantidade de carbonato de sódio (Na₂CO₃) formado no licor verde porque menos sulfato está disponível na fase condensada para formar sulfeto de sódio (Na₂S). Então, para cada unidade de enxofre que vai para a fase gasosa, uma unidade adicional de carbonato é formada na fase condensada. Desde que o carbonato deve ser convertido em hidróxido de sódio (NaOH), através do ciclo de caustificação (Figura 17), uma unidade adicional de cal deve ser gerada no forno de cal.

Nos casos de médio porte são utilizadas turbinas de contrapressão, enquanto que no caso de grande porte, em que pode ser produzida quantidade maior de vapor do que a necessária no processo, é utilizada turbina de condensação para aumentar a quantidade de eletricidade produzida.

Nos sistemas de médio porte, a biomassa disponível é queimada na caldeira⁵⁵ para suprir o aumento da demanda de vapor. Quando uma quantidade maior de vapor é requerida é utilizada biomassa comprada, além do calor fornecido por meio da queima do gás natural no queimador do HRSG, se necessário. No caso do sistema de grande porte, a exaustão da turbina a gás (617 °C) é suficiente para a produção de vapor necessário.

⁵⁴ É a queima conjunta, nas turbinas a gás, do gás proveniente da gaseificação e do gás natural.

⁵⁵ A capacidade dessa caldeira é de 100 MW_{th}, o que representa aproximadamente 40% a mais que a capacidade das caldeiras Tomlinson.

As turbinas selecionadas para este estudo foram as chamadas turbinas de tecnologia “F”, da General Electric 6FA e 7FA (potência nominal de 107,1 MW e 258,8 MW, respectivamente⁵⁶) considerados modelos pertencentes à geração mais avançada disponível no mercado. Os parâmetros e performances operacionais destas turbinas encontram-se no Apêndice D.

5.3.2.1 Configuração BLGCC de Baixa Temperatura utilizando Turbina a Gás de Médio Porte.

Esta configuração se baseia em tecnologia da empresa TRI (de Baltimore, EUA) e seus dados encontram-se na Tabela 5.1. Entre os impactos da baixa temperatura pode-se citar o fato de a maioria do enxofre da lixívia deixar o gaseificador como H_2S , o que afeta a configuração do sistema de recuperação do enxofre.

Nesta configuração (Figura 18), o gás bruto que deixa o gaseificador a 600 °C é resfriado a 250 °C nas caldeiras de alta e baixa pressão para geração de vapor de média pressão. O gás é, então, limpo e resfriado a 40 °C que é a temperatura de operação da unidade de recuperação de enxofre para a remoção de álcali, alcatrão e a maior parte do vapor d'água. Em seguida, é comprimido até 23 bar, pressão necessária para alimentação na turbina a gás, e enviado à unidade de recuperação de enxofre, onde 43% do H_2S é absorvido a partir do licor verde para formar Na_2S . Parte do CO_2 é inevitavelmente co-absorvido, formando Na_2CO_3 adicional ao licor verde. O restante do gás ácido é tratado para geração do enxofre primário e retirada do CO_2 . O enxofre primário gerado é dissolvido em licor branco fraco (gerado pela custificação do licor verde) e o CO_2 é retirado.

Este sistema de recuperação do enxofre, combinado a um aumento inerente na carga de caustificação devido ao aumento de Na_2CO_3 que deixa o gaseificador (relativa àquela encontrada no fundido) leva a um aumento na carga de cal do forno estimado em 44% relativo à carga com um sistema convencional Tomlinson.

Saindo da unidade de recuperação de enxofre, o gás é dividido em duas correntes: uma para a turbina a gás e outra para fornecer calor necessário ao próprio gaseificador e nele entra a 663 °C sendo resfriado a 535 °C em um trocador de calor, pré-aquecendo o gás limpo e

⁵⁶ GE Power Systems **MS6001FA – AN ADVANCED-TECHNOLOGY 70-MW CLASS 50/60... Hz GAS TURBINE**. Disponível em http://www.gepower.com/prod_serv/products/tech_docs/en/downloads/ger3765b.pdf Acesso em 18 fev. 2006.

comprimido, que é alimentado num expansor e, então, misturado com os gases de exaustão da turbina a gás, antes do queimador, onde o excesso de gás é queimado.

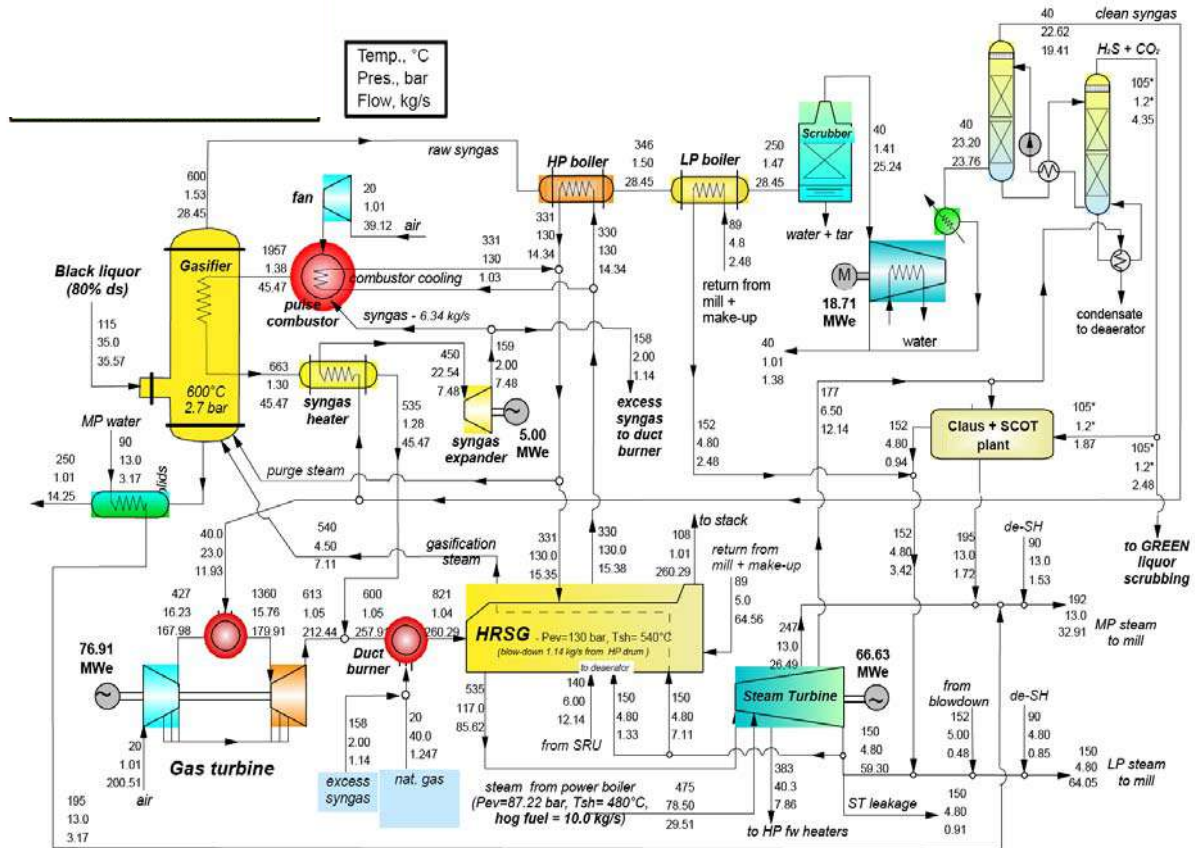


Figura 18 Configuração BLGCC de Baixa Temperatura utilizando Turbina a Gás de Médio Porte.

Fonte: LARSON; CONSONNI; KATOFSKY, 2003.

As caldeiras de biomassa fornecem $100 \text{ MW}_{\text{th}}$ e o gás natural é queimado no queimador (junto com o gás proveniente da gaseificação), para prover o calor complementar. O vapor necessário para o leito fluidizado e para as reações de gaseificação é de baixa pressão ($7,11 \text{ kg/s}$), superaquecido a 540°C no HRSG.

A geração de eletricidade bruta é de $148,5 \text{ MW}_e$, (52% produzido pela turbina a gás). Descontadas as cargas parasitas de $26,4 \text{ MW}_e$ (70% devido ao compressor de gás proveniente da gaseificação), a geração líquida é de 122 MW_e . Como a planta requer 100 MW_e para o processo, 22 MW_e estarão disponíveis, em excesso.

5.3.2.2 Configuração BLGCC de Alta Temperatura utilizando Turbina a Gás de Médio Porte.

Esta configuração (Figura 19) se baseia em tecnologia Chemrec e seus dados encontram-se, também, na Tabela 5.1 a seguir. Neste processo, o gás deixa o gaseificador a 217 °C e 35 bar, sendo então resfriado por meio de uma caldeira de baixa pressão e um aquecedor de água. Grande parte da água contida no gás condensa a 122 °C e o gás é resfriado a 40 °C antes de entrar na unidade de recuperação de enxofre. Como na configuração anterior, todo o H₂S e parte do CO₂ do gás são aí absorvidos, com a diferença de que todo o H₂S é convertido em enxofre primário. Neste processo de recuperação, em razão da alta temperatura de gaseificação, cerca de metade do enxofre da lixívia deixa o gaseificador como fundido e forma o Na₂S. Como essa é uma quantidade substancial e todo o H₂S é absorvido e convertido em enxofre primário sem co-absorção do CO₂ no licor verde (como na configuração anterior), a estimativa adicional de carga de cal no forno é de 16% em comparação ao sistema Tomlinson.

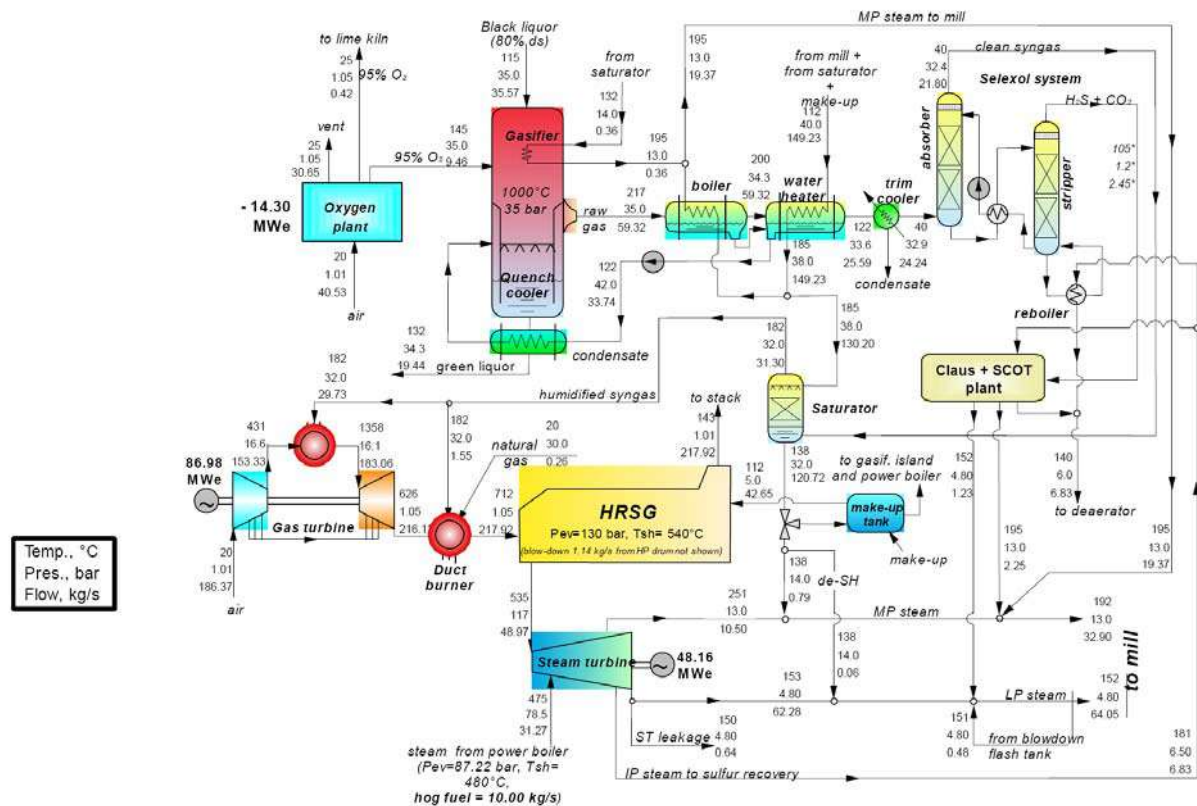


Figura 19 Configuração BLGCC de Alta Temperatura utilizando Turbina a Gás de Médio Porte.

Fonte: LARSON; CONSONNI; KATOFSKY, 2003.

O gás proveniente da gaseificação, livre de enxofre, é encaminhado a um saturador, onde é umedecido por uma mistura pré-aquecida de água a 185 °C, para aumentar seu fluxo em massa e, conseqüentemente, aumentar a potência gerada na turbina a gás. Este procedimento resulta em uma temperatura menor da chama na câmara de combustão da turbina a gás, reduzindo as emissões de NO_x térmico.

A lixívia disponível permite gerar uma quantidade de gás além da necessária para fornecer à turbina a gás (como na configuração anterior). O excesso é direcionado para o duto de queima.

As caldeiras de biomassa fornecem 100 MW_{th} (como na configuração anterior). Uma pequena quantidade de gás natural é queimada no duto de queima (junto com o gás proveniente da gaseificação) para ajustar a demanda de vapor na planta.

A geração de eletricidade bruta é de 135 MW_e, (64% produzido pela turbina a gás). Descontadas as cargas parasitas de 20,5 MW_e (70% devido à unidade criogênica de separação de ar), a geração líquida é de 114,5 MW_e. Como a planta requer 100 MW_e para o processo, 14,5 MW_e estarão disponíveis, em excesso.

5.3.2.3 Configuração BLGCC de Alta Temperatura utilizando Turbina a Gás de Grande Porte.

A configuração deste processo (Figura 20), cujos dados também se encontram na Tabela 5.1, incluindo o sistema de recuperação de enxofre, é similar à configuração anterior diferindo somente no porte da turbina e na conseqüente necessidade de quantidade adicional de gás natural para complementar o gás proveniente da gaseificação do licor e na introdução do condensador, devido à maior quantidade de vapor gerado.

As caldeiras de biomassa são utilizadas para gerar vapor adicional, que expande em uma turbina de condensação com extração em vários níveis de pressão, para o processo de fabricação de papel e celulose e para a unidade de recuperação de enxofre.

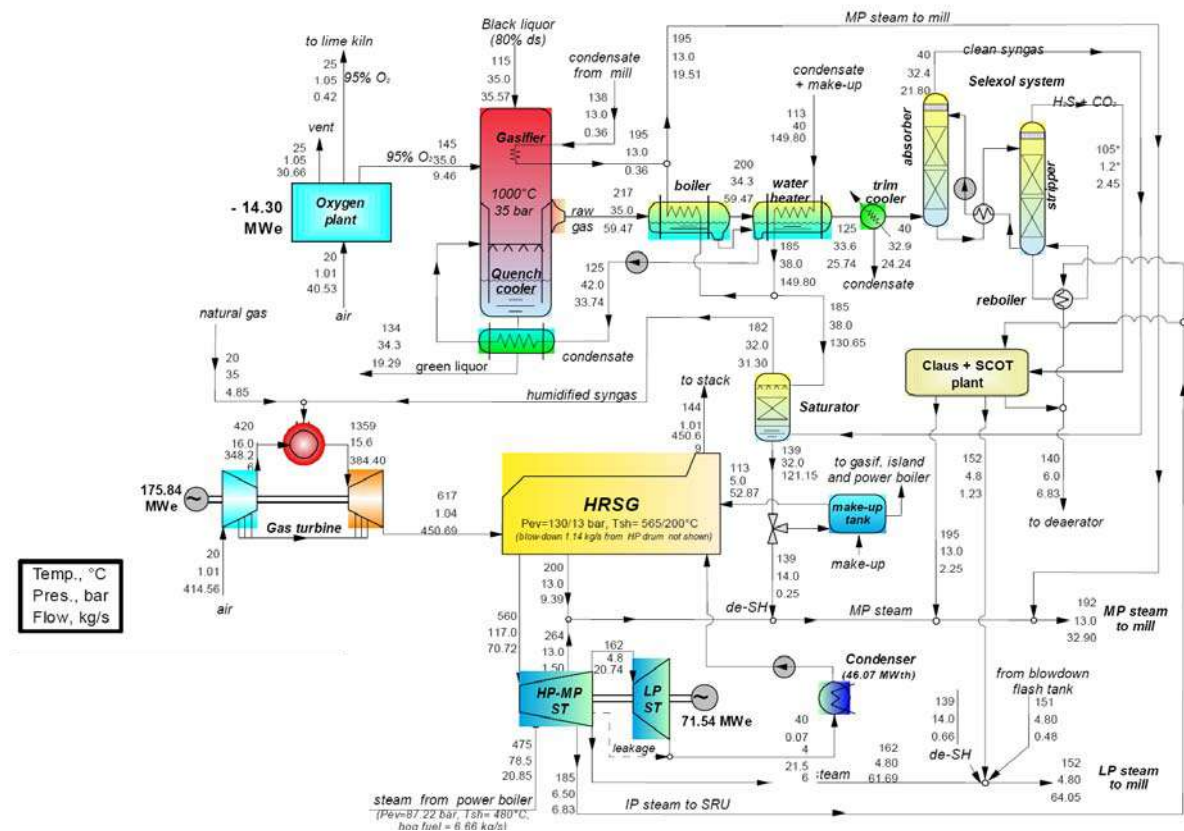


Figura 20 Configuração BLGCC de Alta Temperatura utilizando Turbina a Gás de Grande Porte.

Fonte: LARSON; CONSONNI; KATOFSKY, 2003.

A geração de eletricidade bruta é de 247 MWe (71% produzido pela turbina a gás). Descontadas as cargas parasitas de 21,6 MWe (66% devido à unidade criogênica de separação de ar), a geração líquida é de 225,8 MWe. Como a planta requer 100 MWe para o processo, 126 MWe estarão disponíveis, em excesso.

5.3.3 Avaliação dos Resultados

A Tabela 5.1, a seguir, apresenta o resumo dos parâmetros utilizados e da performance dos sistemas simulados neste estudo.

Tabela 5.1 Resumo dos parâmetros utilizados e dos resultados das simulações efetuadas nos sistemas.

	Tomlinson	BLGCC		
		Gaseificação Baixa Temp. Turbina a Gás de Médio Porte	Gaseificação Alta Temp. Turbina a Gás de Médio Porte	Gaseificação Alta Temp. Turbina a Gás de Grande Porte
COMBUSTÍVEIS ALIMENTADOS, MW (PCS)				
Sub-produtos da planta	508,8	457,7	457,7	457,7
Lixívia para a gaseificação	437,6	391,1	391,1	391,1
Biomassa	71,2	66,6	66,6	66,6
Combustíveis comprados	33,1	148,7	85,9	301,2
Resíduos de madeira (MW, PCS)	0	33,4	33,4	0,0
Gás natural para turbina a gás (MW, PCS)	-	0,0	0,0	263,0
Gás natural para o duto de queima (MW, PCS)	-	67,6	14,3	-
Óleo para o forno de cal (MW, PCS)	33,1	47,7	38,2	38,2
TOTAL DE COMBUSTÍVEIS ALIMENTADOS, MW (PCS)	541,9	606,4	543,6	758,9
VAPOR DE PROCESSO ^(a)				
De baixa pressão (4,8 bar)	142,8	135,3	135,3	135,3
De média pressão (13 bar)	69,3	64,9	64,9	64,9
Total de vapor de processo, MW	212,1	200,2	200,2	200,2
ELETRICIDADE (MW)				
Turbina a gás (bruto na saída)	-	76,9	87,0	175,8
Turbina a vapor (bruto na saída)	72,0	65,1	48,2	71,5
Turbina a gás de gaseificação (bruto na saída)	-	5,0	0,0	0,0
Produção Total Bruta	72,0	147,0	135,1	247,4
Separador de ar	-	-	14,3	14,3
Compressor de gás de gaseificação	-	18,7	-	-
Auxiliares para o ciclo a vapor	6,7	1,9	1,2	2,6
Auxiliares para a unidade de gaseificação	-	2,7	2,7	2,7
Auxiliares para a unidade de recuperação de enxofre	-	2,1	1,1	1,1
Auxiliares para a caldeira de biomassa	1,0	1,2	1,2	1,0
<i>Total para a área de recuperação</i>	<i>7,7</i>	<i>26,6</i>	<i>20,5</i>	<i>21,6</i>
PRODUÇÃO LÍQUIDA DE ENERGIA, MW	64,3	122,1	114,7	225,8
Energia em excesso da Tomlinson	-	57,8	50,4	161,5
Uso no processo (excluindo a área de recuperação)	100,1	100,1	100,1	100,1
Energia em excesso disponível para a partida do processo (<i>grid</i>)	-35,8	22,0	14,6	125,7
EFICIÊNCIAS (BASE PCS)				
(vapor + eletricidade) / (total de combustível)	0,510	0,531	0,579	0,561
(eletricidade líquida) / (total de combustível)	0,119	0,201	0,211	0,298
Eficiência de uso do combustível comprado ^(b) (%)	-	0,500	0,955	0,602

Fonte: LARSON, CONSONNI, KATOFSKY, 2003.

Notas: ^(a) Excluindo vapor usado nas áreas de força / recuperação.

^(b) Eletricidade líquida produzida em excesso da Tomlinson / diferença de combustível total comprado entre a BLGCC e a Tomlinson.

De acordo com os resultados apresentados na Tabela 5.1, observa-se que considerando todos os insumos energéticos alimentados, o sistema BLGCC de Baixa Temperatura e Turbina a Gás de Médio Porte apresenta eficiência líquida de geração de eletricidade (eletricidade líquida produzida / total de insumos alimentados) igual a 20%, o sistema BLGCC de Alta Temperatura e Turbina a Gás de Médio Porte apresenta eficiência líquida de geração de eletricidade igual a 21,1% e o sistema BLGCC de Alta Temperatura e Turbina a Gás de Grande Porte apresenta eficiência líquida de geração de eletricidade igual a 29,8%; em todas as configurações, a eficiência é maior que a do caso Tomlinson (11,9%).

A eficiência do uso adicional de combustível adquirido para o aumento da geração de eletricidade (eletricidade extra / consumo de combustível), relativa ao caso Tomlinson, é de 50% no sistema BLGCC de Baixa Temperatura e Turbina a Gás de Médio Porte, de 96% no caso do sistema BLGCC de Alta Temperatura e Turbina a Gás de Médio Porte e de 60% no sistema BLGCC de Alta Temperatura e Turbina a Gás de Grande Porte.

Por meio dos balanços de energia e massa dos sistemas BLGCC apresentados neste estudo, observa-se que existem assuntos chave que devem ser ressaltados e necessitam de investimentos em Pesquisa, Desenvolvimento e Demonstração, como o sistema de limpeza do gás proveniente da gaseificação e a recuperação do enxofre antes de ser queimado na turbina a gás, além da própria operação da turbina a gás com gás de gaseificação, para favorecer a comercialização destes sistemas.

A configuração BLGCC (particularmente na configuração com turbina a gás de grande porte) poderá prover benefícios econômicos, ambientais e de segurança, incluindo o potencial de substituição dos combustíveis fósseis, e conseqüente diminuição de emissões de CO₂.

5.4 ESTUDO EXISTENTE EM INDÚSTRIAS BRASILEIRAS

Gallego (2004), a partir do trabalho de Consonni et al. (1998 apud Gallego, 2004, p.68)⁵⁷ e de dados levantados junto à BRACELPA (2000), identificou a possibilidade de adaptar propostas de sistemas de gaseificação, em substituição às caldeiras Tomlinson existentes, para atender à demanda de energia térmica e elétrica de indústrias de papel e celulose, com produção variando entre 1.090 e 1.800 toneladas de celulose por dia. Para verificar a viabilidade técnica da utilização de sistemas de gaseificação de lixívia nas indústrias integradas do país com geração de energia elétrica para consumo próprio, além da

⁵⁷ CONSONNI, S.; LARSON, E.D.; KREUTZ, T.G.; BERGLIN, N. **Black liquor gasifier / gas turbine cogeneration**. ASME Journal of Engineering for Gas Turbine and Power, v.120, n.3, p. 442-449, 1998.

venda da eletricidade excedente, foram utilizados dados que representam as empresas brasileiras (VELÁZQUEZ, 2000).

Este estudo faz análises comparativas globais entre as propostas, tendo como parâmetros as eficiências de 1ª e 2ª Leis da Termodinâmica de cada processo e a relação energia térmica e trabalho por tonelada de celulose produzida, que são parâmetros importantes para verificar o atendimento das necessidades da indústria através da cogeração.

5.4.1 Características da Situação Atual da Planta

A planta em referência é de papel e celulose (integrada), com características de indústrias brasileiras e produção média de 1.275 t/d de celulose e 2.219 t/d de lixívia.

Por meio de um programa computacional, que permite modelar e estudar o desempenho de ciclos de potência, são analisados os aspectos termodinâmicos para diferentes configurações de sistemas BLGCC, comparativamente ao sistema de caldeira de recuperação Tomlinson e ciclo com turbina a vapor e, para validar o programa computacional utilizado, foi realizada simulação em uma das configurações estudadas e, então, realizadas 300 simulações.

A configuração do sistema Tomlinson (Figura 21) é composta pela caldeira de recuperação operando na pressão de 6 bar e temperatura de 450 °C (propriedades comuns para minimizar problemas de corrosão na fornalha e no superaquecedor da caldeira de recuperação). A caldeira de biomassa gera vapor de alta pressão que expande em uma turbina de contrapressão com extrações a 10 bar e 4 bar para o processo. Possui conjuntos de trocadores de calor com as funções de pré-aquecer o ar das caldeiras de biomassa e de recuperação.

Na combustão do licor negro ocorre a separação do material inorgânico, que libera a energia utilizada na geração de vapor, além do vapor proveniente da caldeira de biomassa, para alimentar a turbina a vapor, produzindo 43 MW e o vapor requerido no processo. Como a necessidade do processo é de 34,9 MW, acrescidas as cargas parasitas de 4,5 MW, restam líquidos 3,6 MW excedentes.

Tanto a caldeira de biomassa quanto a turbina a vapor operam de forma similar às das configurações BLGCC propostas.

Todos os parâmetros considerados neste estudo, inclusive as tabelas com os dados dos fluxos ilustrados nas figuras 21, 22, 23 e 24, encontram-se no Apêndice E.

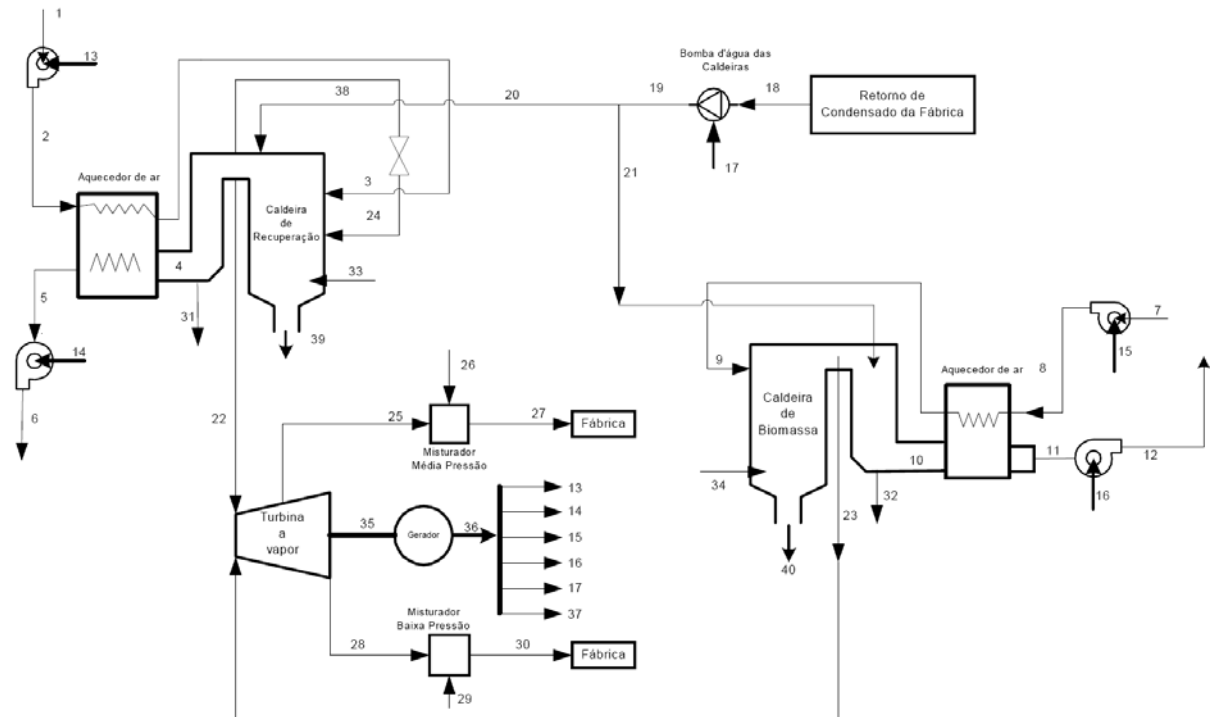


Figura 21 Configuração sistema Tomlinson.

Fonte: GALLEGO, 2004.

5.4.2 Descrição das Configurações Estudadas

São simuladas quatro configurações de sistemas BLGCC, além de uma configuração que representa a situação atual de operação, com caldeira de recuperação Tomlinson. Em todas elas, é considerada total substituição das caldeiras Tomlinson da planta. Em particular é destacado o modelo de turbina a gás utilizado em todas as configurações, que é o KWU 64.3a, da Siemens, que tem capacidade para atender a uma indústria de papel e celulose com produção de 1.100 a 1.500 toneladas de celulose por dia, o que corresponde a uma produção de 1.914 a 3.131 toneladas de lixívia por dia⁵⁸, trabalhando na carga nominal, cabendo à turbina a vapor variar a carga para atender à demanda de vapor da planta. Parte da eletricidade gerada é utilizada para atender às cargas parasitas e o restante para atender ao processo de fabricação de papel e celulose. Havendo geração de eletricidade excedente, poderá ser vendido às concessionárias.

Os dados utilizados nas simulações se baseiam em Consonni et al. (1998) e entre eles encontra-se a relação de 1,74 kg de lixívia em base seca para cada kg de celulose em base seca produzida (para obter a quantidade de lixívia consumida no gaseificador e na caldeira

⁵⁸ Segundo Gallego (2004), a referência é a relação lixívia / celulose de 1,74.

Tomlinson), produção média de 1.275 toneladas por dia de celulose seca e, finalmente, pressão e temperatura de operação da caldeira de biomassa (450 °C e 60 bar – limite da tecnologia Tomlinson).

Devido à pequena variação observada entre as simulações realizadas em termos de consumo de celulose e temperatura e pressão do HRSG, da caldeira de biomassa e da turbina a vapor, foi analisada apenas uma das condições simuladas. Em cada uma das configurações foi considerado o consumo de celulose seca de 1.275 toneladas por dia e a pressão e temperatura de operação do HRSG, da turbina a vapor e da caldeira de biomassa de 450°C e 60 bar, que é o limite de trabalho atual das caldeiras de recuperação Tomlinson utilizadas nas indústrias de papel e celulose.

Gallego (2004) apresenta as características gerais de cada uma das configurações estudadas e as características técnicas destes sistemas BLGCC estão resumidas no Apêndice E.

5.4.2.1 Configuração BLGCC com Gaseificação Atmosférica utilizando Ar.

Esta configuração (Figura 22) é similar à configuração do projeto proposto pela Asea Brown Boveri. Nela, o gaseificador opera com ar a pressão de 2 bar e temperatura de 700 °C, além de existirem cinco conjuntos de trocadores de calor com as funções de superaquecer o vapor do HRSG, pré-aquecer o ar do gaseificador, a água de alimentação da caldeira de biomassa e do HRSG, o gás combustível e o ar para a caldeira de biomassa.

O sistema de limpeza dos gases é do tipo lavador de gases (*Scrubber*) e após a limpeza, o gás é resfriado e comprimido para alimentar a câmara de combustão da turbina a gás. Os gases de exaustão são alimentados em um HRSG que gera vapor e é alimentado, junto com o vapor gerado pela caldeira de biomassa, na turbina a vapor de extração e contrapressão, de onde expande em duas pressões para atender às necessidades do processo: 10 bar e 4 bar.

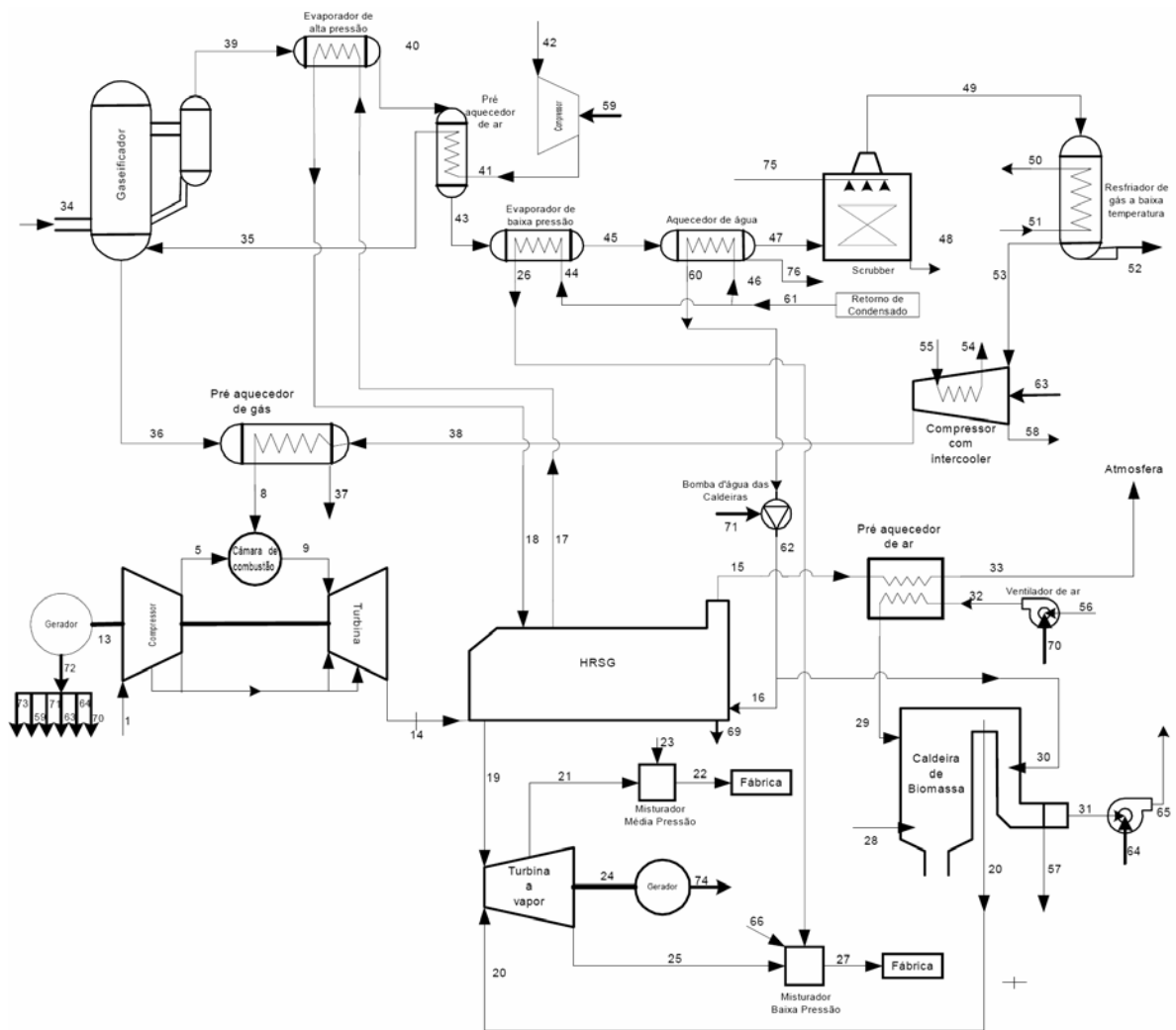


Figura 22 Configuração BLGCC com Gaseificação Atmosférica utilizando Ar.

Fonte: GALLEGO, 2004.

A potência total produzida é de 150,5 MW. Descontadas as cargas parasitas de 26,2 MW, a geração líquida é de 124,3 MW. Considerando que o processo consome 34,9 MW, o excedente gerado disponível para a venda é de 89,4 MW.

5.4.2.2 Configuração BLGCC com Gaseificação Pressurizada utilizando Ar.

Nesta configuração (Figura 23) o gaseificador opera com ar a pressão de 25 bar e temperatura de 950 °C, que é proveniente do compressor da turbina a gás e é resfriado antes de entrar no gaseificador. Para melhorar a eficiência do ciclo foram introduzidos vários trocadores de calor com as funções de pré-aquecer o ar do gaseificador, a água de alimentação

da caldeira de biomassa e do HRSG e a água que retorna para o gaseificador, o gás combustível e o ar para a caldeira de biomassa. O lavador de gases (*Scrubber*), a turbina a gás, o HRSG, a caldeira de biomassa e a turbina a vapor operam de forma similar à da configuração anterior.

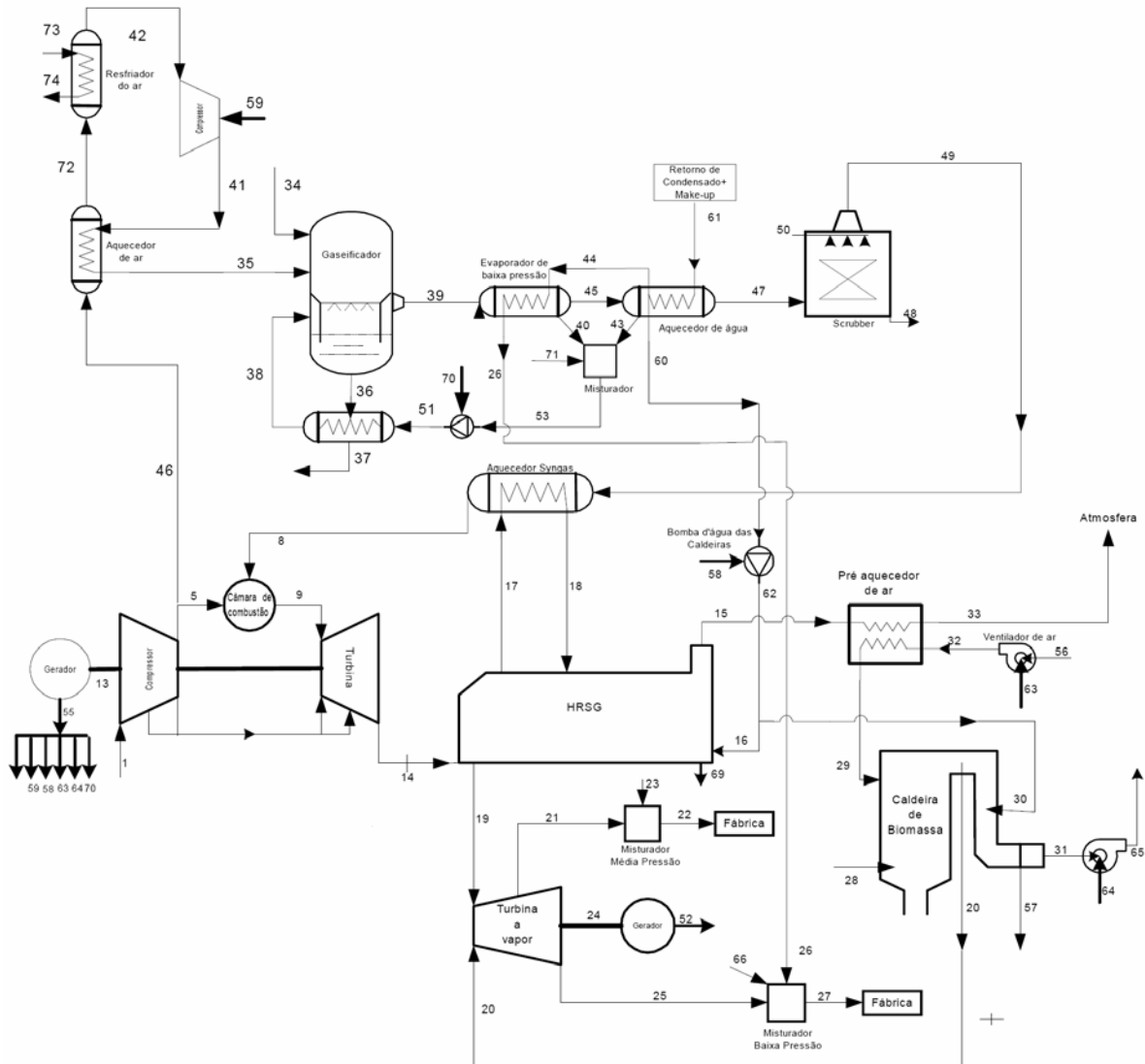


Figura 23 Configuração BLGCC com Gaseificação Pressurizada utilizando Ar.

Fonte: GALLEGO, 2004.

A potência total produzida é de 93 MW. Descontadas as cargas parasitas de 4,81 MW, a geração líquida é de 88,19 MW. Considerando que o processo consome 34,9 MW, estarão disponíveis para a venda 53,3 MW excedentes.

5.4.2.3 Configuração BLGCC com Gaseificação Pressurizada utilizando Oxigênio em duas temperaturas diferentes.

Esta configuração (Figura 24) é similar à desenvolvida pela Kvaener e Noel. Nela, o gaseificador opera com oxigênio a pressão de 25 bar e temperaturas de 1000 a 1400 °C. Os trocadores de calor têm as funções de pré-aquecer a água do saturador e a que retorna para o gaseificador e o ar da caldeira de biomassa. O lavador de gases (*Scrubber*), a turbina a gás, o HRSG, a caldeira de biomassa e a turbina a vapor operam de forma similar à da configuração anterior, com a inclusão do saturador (exclusividade desta configuração), que a partir da evaporação de parte da massa de água aumenta a temperatura e a massa do gás combustível que vai para a turbina a gás, com o objetivo de aproximar o fluxo de massa dos gases de combustão ao valor da condição de projeto da câmara de combustão e da turbina a gás.

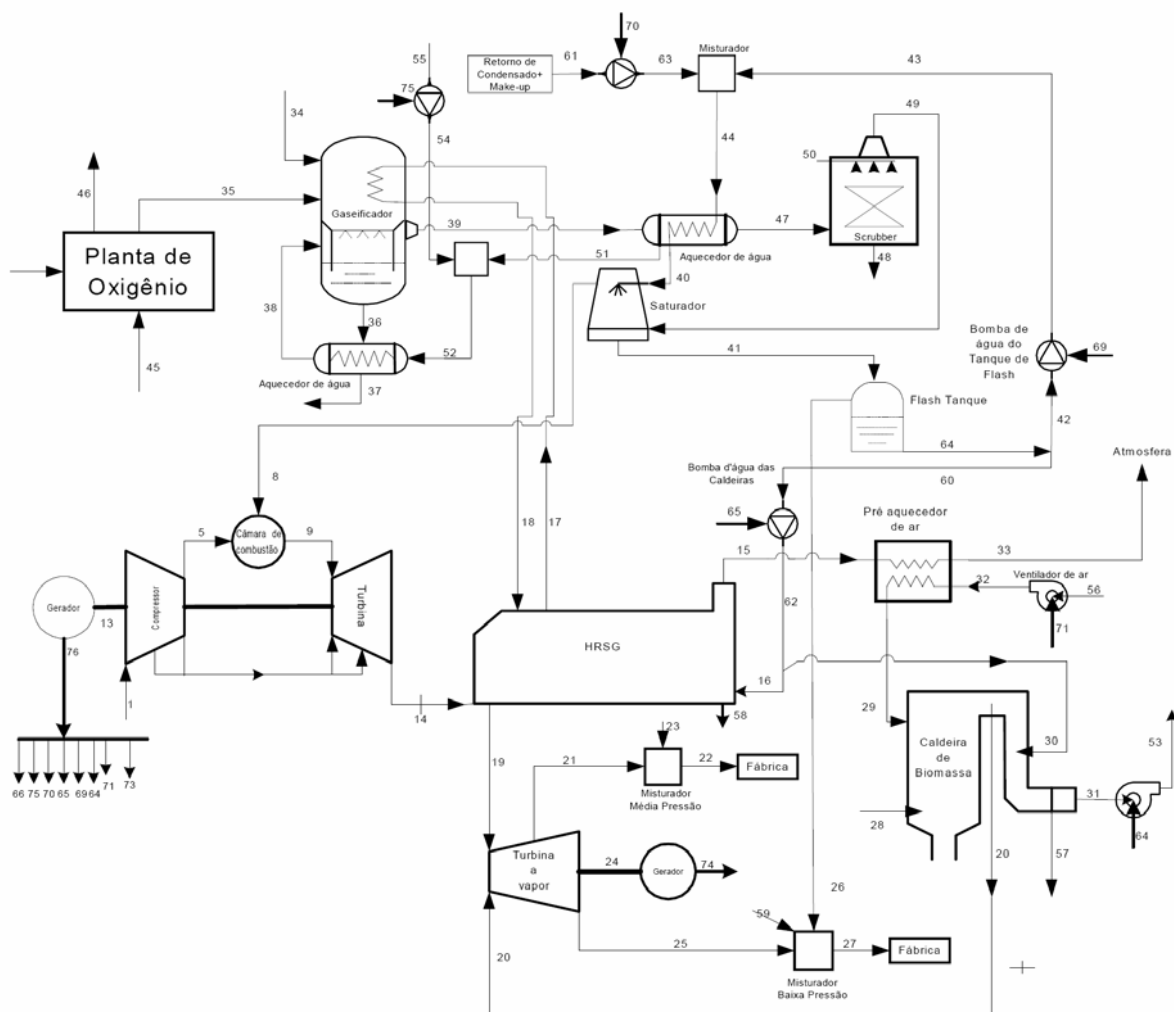


Figura 24 Configuração BLGCC com Gaseificação Pressurizada utilizando Oxigênio em duas temperaturas diferentes.

Fonte: GALLEGO, 2004.

No caso da temperatura igual a 1000 °C, a potência total produzida é de 130 MW. Descontadas as cargas parasitas de 19,8 MW, a geração líquida é de 110,2 MW. Considerando que o processo consome 34,9 MW, estarão disponíveis para a venda 75,3 MW excedentes.

No caso da temperatura igual a 1400 °C, a potência total produzida é de 88 MW. Descontadas as cargas parasitas de 23,75 MW, a geração líquida é de 64,25 MW. Considerando que o processo consome 34,9 MW, estarão disponíveis para a venda 29,4 MW excedentes.

5.4.3 Avaliação dos Resultados

Para uma análise detalhada, Gallego (2004) utiliza dados médios que representam o perfil da maioria das indústrias brasileiras (VELÁZQUEZ, 2000) e se baseia no consumo médio de calor e trabalho de indústrias de papel e celulose de vários países verificando que as configurações a partir da gaseificação não atendem à maior parte do consumo de energia térmica exigido pelas empresas, havendo necessidade de queima suplementar de biomassa, enquanto que para a configuração que utiliza caldeira de recuperação Tomlinson as demandas da maioria das empresas são atendidas.

Quanto ao trabalho produzido, todas as configurações a partir da gaseificação apresentam produção superior em relação à caldeira de recuperação Tomlinson. A configuração BLGCC atmosférica produz, em média, 2,5 vezes mais, com ar pressurizado 1,9 vezes, pressurizada com oxigênio a 1000 °C 2,2 vezes mais e pressurizada com oxigênio a 1400°C 1,16 vezes mais trabalho.

Os valores de eficiência de 1ª Lei da caldeira Tomlinson são superiores a quase todas as outras, com exceção da pressurizada e atmosférica que apresentaram eficiências próximas (devido à quantidade de calor produzido em função da biomassa alimentada). Entretanto, as configurações BLGCC são mais eficientes que a caldeira Tomlinson, quando analisadas a partir da eficiência de 2ª Lei da Termodinâmica, devido à maior quantidade de trabalho produzido por combustível utilizado, com exceção da pressurizada com oxigênio na temperatura de 1400°C, devido ao consumo de energia da planta de produção de oxigênio aliado à menor potência produzida pela turbina a gás e o baixo poder calorífico do gás.

A Tabela 5.2, a seguir, apresenta o resumo dos parâmetros utilizados e da performance dos sistemas simulados neste estudo.

Tabela 5.2 Resumo dos parâmetros utilizados e dos resultados das simulações efetuadas nos sistemas.

	Tomlinson	Gaseific. Barosf.	Gaseific. Pressur. Ar	Gaseific. Pressur. O ₂ 1000°C	Gaseific. Pressur. O ₂ 1400°C
Produção de celulose (admt/dia)	1275	1275	1275	1275	1275
Calor requerido – Processo (GJ/dia)	206596	206657	206569	206651	206605
Calor requerido/celulose (GJ/admt)	14	14	14	14	14
Calor total produzido – Sistema (GJ)	206596	206657	206569	206651	206605
Diferença entre o calor produzido e o requerido pela planta (GJ)	0	0	0	0	0
Trabalho total requerido pelo processo (MW)	34,9	34,9	34,9	34,9	34,9
Trabalho por celulose (kWh/admt)	657	657	657	657	657
Rel. Licor/Celulose (admt/admt)	1,74	1,74	1,74	1,74	1,74
Consumo de licor negro (tds/dia)	92,44	92,44	92,44	92,44	92,44
Consumo de licor negro (PCS) MW	368,8	368,8	368,8	368,8	368,8
Demanda de vapor total (GJ/admt)	14	14	14	14	14
PCI – gás saída do gaseificador (kJ/kg)	-----	3703	2560	6493	4625
PCI – gás na entrada da câmara de combustão da turbina a gás (kJ/kg)	-----	4194	3304	5659	4228
Temperatura chama adiabática (temperatura de referencia 25°C)	-----	1553	1383	1554	1409
Vapor de média pressão (GJ/admt)	4,82	4,65	4,54	4,58	4,59
Vapor de baixa pressão (GJ/admt)	9,18	9,36	9,45	9,42	9,41
Relação biomassa/celulose	0,10	0,49	0,4	0,65	0,74
Consumo de biomassa (t/dia)	2,00	9,83	7,98	13,08	14,75
Energia específica biom. (GJ/admt)	29,52	145,08	117,78	193,05	217,7
Potência total produzida (MW)	43,22	150,54	93,01	130,13	88,07
Potência equip. auxiliares (MW)	4,52	26,2	4,81	19,82	23,75
Potência líquida da planta (MW)	38,26	124,34	88,2	110,32	64,31
Potência líquida especif. (kWh/admt)	720,28	2340,46	1660,23	2076,53	1210,63
Potência líquida para venda (MW)	3,36	89,43	53,3	75,41	29,414
Potência a ser comprada (MW)	0	0	0	0	0
Trabalho por celulose (kWh/admt)	63,28	1683,46	1003,23	1419,53	553,63

Fonte: GALLEGO, 2004.

A partir de uma análise baseada na 2ª Lei da Termodinâmica (custos exergéticos unitários de cada corrente), que quantifica as irreversibilidades dos equipamentos, pode ser verificado que a caldeira Tomlinson, a caldeira de biomassa e o gaseificador, onde ocorrem os processos de combustão, apresentam maior irreversibilidade (mais de 80% da irreversibilidade total dos sistemas).

Por meio dos balanços de massa e energia simulados e apresentados neste estudo de caso, pôde-se observar que as configurações BLGCC não atendem à demanda de energia térmica do processo, como o sistema Tomlinson, havendo necessidade de queima suplementar de biomassa. Entretanto, produzem quantidade maior de energia elétrica, suprimindo a demanda do processo, além de possibilitar a venda de excedentes. No caso da venda ocorrer a preços que justifiquem os investimentos, todas as configurações podem vir a ser interessantes para o segmento.

Entre as configurações avaliadas a que apresenta melhor aproveitamento energético é a BLGCC com ar atmosférico pressurizado, com maior eficiência termodinâmica, maior relação trabalho produzido por quantidade de celulose, motivado pelo menor consumo de cargas parasitas.

6 ESTUDO DE CASO NA INDÚSTRIA KLABIN FABRICADORA DE PAPEL E CELULOSE – UNIDADE DE NEGÓCIO PARANÁ

Neste capítulo é realizado um Estudo de Caso, dando continuidade à dissertação de mestrado (VELÁZQUEZ, 2000), na Indústria Klabin Fabricadora de Papel e Celulose – Unidade de Negócio Paraná, localizada em Monte Alegre, município de Telêmaco Borba, no Paraná.

A título de introdução, é relatada experiência anterior (VELÁZQUEZ, 2000) em que se apresenta a necessidade de desenvolvimento de tecnologias mais eficientes para o segmento de papel e celulose.

Inicialmente é abordado um breve histórico da Indústria Klabin. A seguir, são apresentadas as características da tecnologia utilizada atualmente na planta para a geração de vapor e eletricidade, que é feita na Área de Vapor e Energia (AVEN) área responsável pela geração e distribuição tanto do vapor quanto da energia elétrica, destinados à unidade fabril e à fazenda, além de água desmineralizada e ar comprimido. São apresentadas as necessidades de vapor e eletricidade do processo e calculadas as potências geradas a partir da substituição da tecnologia atual pelos sistemas BLGCC.

6.1 INTRODUÇÃO

Na dissertação de mestrado (VELÁZQUEZ, 2000) foi analisada, técnica e economicamente, a cogeração de energia para o segmento de papel e celulose, a partir de biomassa (resíduos florestais, cascas e cavacos) e gás natural, bem como seus aspectos sociais e ambientais, visando reduzir a compra de energia da rede por indústrias de papel e celulose.

A título de informação básica, no Apêndice B encontram-se os fluxogramas do processo de fabricação da celulose (incluindo a recuperação dos produtos químicos) e do processo de fabricação do papel, bem como a descrição de cada etapa.

Na análise técnica foram estudadas as tecnologias comercialmente disponíveis no país, para avaliação do potencial de cogeração de um grupo de indústrias selecionadas, sendo consideradas duas configurações.

A 1ª configuração visava manter a auto-suficiência térmica (vapor de processo) de cada indústria, utilizando equipamentos de cogeração mais eficientes que os atuais (pressões de trabalho mais elevadas e equipamentos com maior eficiência). As caldeiras queimavam toda a biomassa (cascas, cavacos, etc) disponível, além das caldeiras de recuperação que

queimavam a lixívia. A geração de eletricidade foi determinada pelo vapor disponível (necessidade de vapor do processo); no caso do vapor gerado não ser suficiente, uma caldeira adicional (a lenha, por motivos ambientais) foi prevista para substituir as caldeiras existentes que (na maior parte dos casos) usavam combustíveis fósseis (óleo e carvão). O vapor gerado era alimentado numa turbina de extração-contrapressão, conforme pode ser observado na Figura 12, anteriormente apresentada.

O resultado obtido para a 1ª configuração foi a redução do *déficit* de eletricidade em 27%, com um consumo previsto de metade da biomassa já em uso. Já na 2ª configuração, além da auto-suficiência energética, foi verificada a geração de algum excedente de eletricidade, com um consumo de gás natural correspondente a 32% da oferta do gasoduto Brasil-Bolívia, em 2000.

A 2ª configuração visava manter a auto-suficiência térmica e proporcionar a auto-suficiência elétrica de cada indústria, por meio da instalação de uma turbina a gás, queimando gás natural, com caldeira de recuperação, gerando vapor para alimentar a turbina a vapor (condensação-extração), sendo mantidas as caldeiras de biomassa e de recuperação (lixívia), de acordo com a Figura 13, mostrada também anteriormente.

Pelo fato da 2ª configuração permitir a auto-suficiência do grupo, a análise econômica foi realizada somente para essa configuração. Os custos de geração foram calculados através da análise econômica convencional (sendo amortizados totalmente pela eletricidade gerada, com custo de vapor nulo).

Na avaliação ambiental foram comparadas as emissões de dióxido de carbono provenientes da geração de eletricidade a partir de biomassa e gás natural, com aquelas correspondentes à geração a partir de óleo combustível. Este é o principal combustível fóssil utilizado no segmento, e um dos responsáveis pela poluição atmosférica, através das emissões de SO₂, NO_x e material particulado, além do carbono, na forma de CO e CO₂. É neste contexto - a substituição do óleo combustível por combustíveis com menores emissões de carbono - que se pode situar as oportunidades do Protocolo de Quioto, considerando o Mecanismo de Desenvolvimento Limpo, proposto pelo Brasil, e as possibilidades de recebimento de créditos através de projetos que seqüestrem carbono ou reduzam a sua emissão.

Na dissertação, foram calculados as emissões de carbono evitadas e o abatimento nas emissões com as novas configurações, para o grupo de indústrias selecionadas. Foi avaliado o “custo do carbono evitado”, através dos créditos de carbono correspondentes ao abatimento das emissões.

Foi realizado, também, um estudo de caso para a unidade de papel e celulose da indústria Klabin de Papel e Celulose, em Telêmaco Borba, no Paraná.

Os resultados obtidos nas análises técnica e econômica daquele trabalho indicaram que, mantida a atual política de preços das concessionárias de energia elétrica (tarifas reduzidas para os grandes consumidores de energia), a cogeração (e muito menos a auto-suficiência) com tecnologias mais eficientes dificilmente se viabilizaria, apesar dos benefícios estratégicos para todos os setores envolvidos e das vantagens ambientais para a sociedade (como discutido então). Apesar das dificuldades para garantir a oferta de energia, não se verificava ainda uma política específica visando à implementação em maior escala da cogeração de energia.

Em vista das vantagens estratégicas, ambientais e sociais, verificou-se que seria importante a implementação de políticas adequadas para viabilizar tecnologias mais eficientes no processo de cogeração de energia a partir da biomassa em larga escala. Foram verificadas inúmeras barreiras tecnológicas (necessidade de tecnologias mais eficientes como sistemas de gaseificador/turbina a gás), políticas e institucionais (legislação adequada para contornar o conservadorismo dos atores envolvidos) e barreiras econômicas (tarifa e viabilização da venda de excedentes), que impedem a execução de um programa em larga escala no país.

Neste contexto, para esta tese, escolheu-se como objetivo a continuação do estudo da Cogeração de Energia no Segmento de Papel e Celulose, utilizando, agora, tecnologias mais eficientes (em desenvolvimento), como a gaseificação da lixo em sistemas de turbina a gás.

6.2 HISTÓRICO DA INDÚSTRIA KLABIN FABRICADORA DE PAPEL E CELULOSE – UNIDADE DE NEGÓCIO – PARANÁ.

Foi a primeira fábrica integrada de papel e celulose do país (informação pessoal)⁵⁹, fundada em 1934 pela empresa controladora Klabin Irmãos & Cia, estabelecida em 1899, que hoje detém 17 unidades no Brasil e uma na Argentina.

Suas atividades envolvem desde o reflorestamento até a fabricação do papel, sendo os principais o papel cartão (para embalagens de produtos alimentícios, farmacêuticos, eletrodomésticos) e o papel *krafliner* para caixas de papelão ondulado.

Em 2005, o volume de vendas da empresa atingiu R\$ 685 milhões e o volume de exportações R\$ 205,5 milhões.

⁵⁹ MARCOS ANTONIO BETINI – Indústria Klabin Fabricadora de Papel e Celulose – Unidade de Negócio Paraná. Informação recebida por velázquez@mackenzie.com.br, em 27 de jan. 2006.

A unidade estudada possui, na região, uma área de 229 mil hectares, sendo 117 mil hectares reflorestados de *pinus taeda*, *pinus elliotti* (66% da área plantada), araucária angustifolia (4,5%), eucalipto (29,3%) e outras espécies (0,2%). Mantém 85 mil hectares de mata nativa preservada e protegida, isto é, 38% da área total da empresa.

A Unidade de Negócio Paraná compreende o maior complexo integrado florestal-industrial do país (Figura 25).

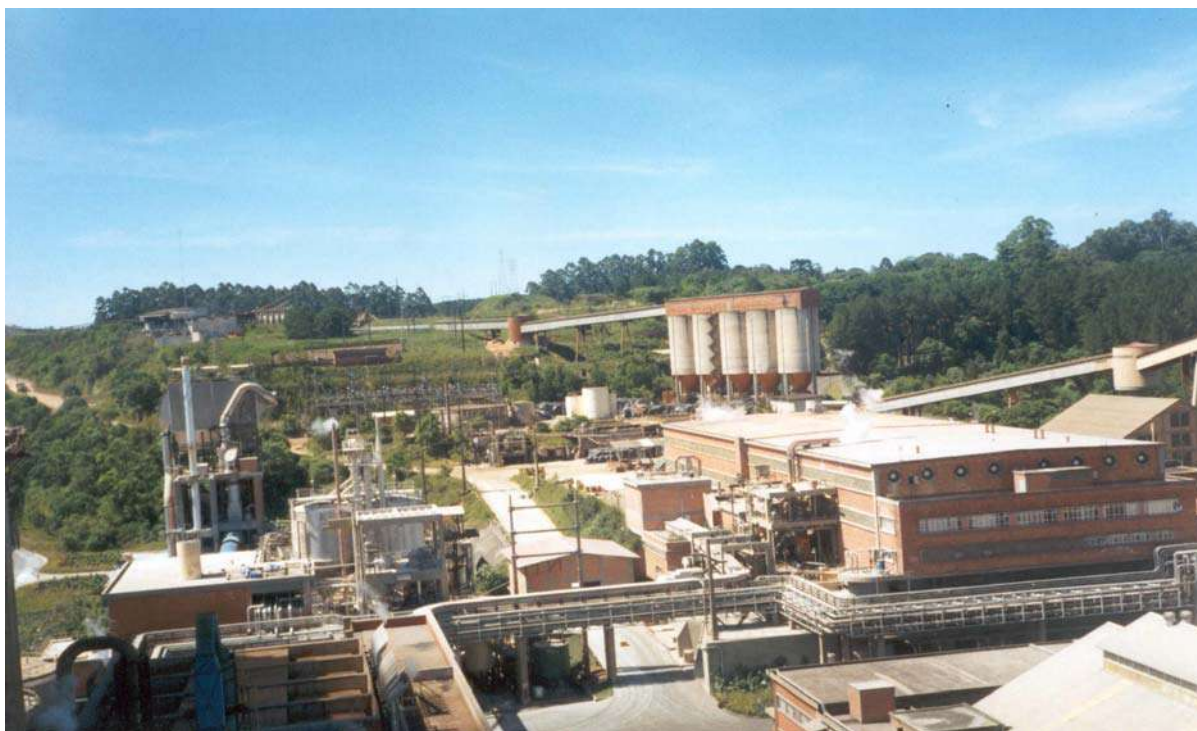


Figura 25 Vista Panorâmica da Indústria Klabin.

Fonte: Acervo próprio.

Operando desde 1946, a fábrica tem passado por sucessivos programas de expansão e modernização e sua capacidade anual de produção é de 675 mil toneladas de papel e 682 mil toneladas de celulose.

Considerando que, em média, o pinus gera 17% de casca e o eucalipto 13%, são disponibilizadas, aproximadamente, 35 toneladas de casca por mês para serem utilizadas como combustível na caldeira de biomassa. Como complemento para a geração de vapor são, ainda, utilizadas 17 toneladas por mês de cavacos, originado basicamente de eucalipto (Figura 26).



Figura 26 Biomassa (eucalipto originário de plantações)/Indústria Klabin.

Fonte: Acervo próprio

6.3 CARACTERÍSTICAS DA SITUAÇÃO ATUAL (TOMLINSON) DA PLANTA

A planta em referência é de papel e celulose (integrada), com produção de 2.040 t/d de lixívia.

A partir da descrição das etapas do processo de fabricação de celulose e papel, apresentadas no Apêndice B, fica evidente a necessidade de vapor para atendê-las, principalmente no cozimento da madeira nos digestores, no processo de recuperação química da soda utilizada e na secagem do papel nas máquinas, que representa 67 kg/s de vapor de baixa pressão (4 bar), 52 kg/s de vapor de média pressão (12,5 bar)⁶⁰, além da potência de 92,1 MW.

Até 1982 a biomassa, na matriz energética da indústria, contribuía com 63% da geração de vapor. Com a instalação de uma caldeira nova, a participação da biomassa atingiu 82% em 1996. A partir do início de 1997, com a reforma dessa caldeira de grelhas para leito fluidizado borbulhante a participação da biomassa na geração de vapor chegou a 91%, complementada com 9% de óleo (VELÁZQUEZ, 2000).

⁶⁰ Segundo Velázquez (2000), a indústria consumia 35 kg/s de vapor de média pressão. Atualmente, há a necessidade de 52 kg/s para atender à demanda da máquina de papel cartão que, devido à maior gramatura, consome maior quantidade de vapor de maior pressão para a secagem (MARCELO GASPARIN, 2006 – Informação verbal em jan. 2006).

Em 1998, devido à explosão da caldeira de recuperação, a fornalha foi reformada e, somente em 2002, foi constatado que a explosão provocou avarias no fundo da caldeira, fato que levou a nova reforma.

Hoje, as caldeiras geram vapor superaquecido a 46 bar e 430 °C, que além de atender às necessidades da AVEN, expande por meio de turbo-geradores e é distribuído a 12,5 bar e 200 °C e 4 bar e 165 °C para atender ao processo.

Na configuração atual, a vazão de vapor nas turbinas a vapor de contrapressão é definida pelas necessidades do processo e a pressão de operação da planta é definida pela pressão de operação da caldeira de recuperação de lixívia (Figura 27) juntamente com a caldeira de biomassa de leito fluidizado (Figura 28).



Figura 27 Caldeira de Recuperação de Lixívia/Indústria Klabin.

Fonte: Acervo próprio.

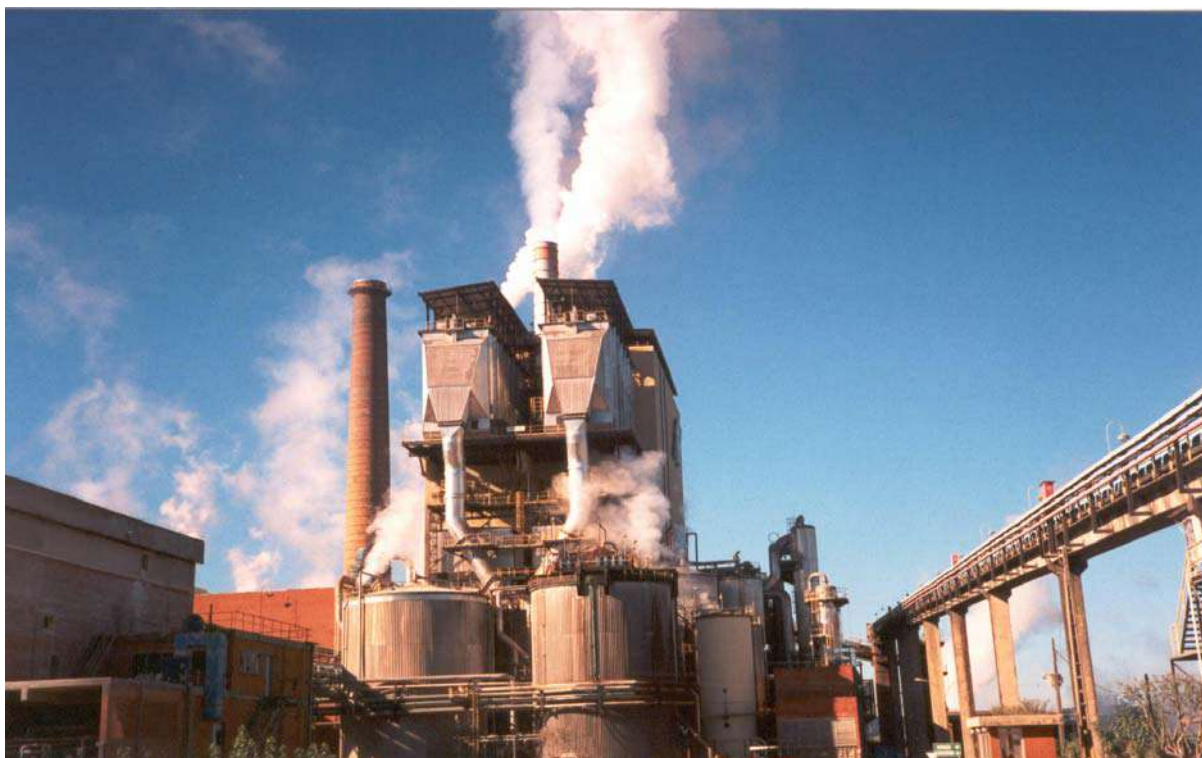


Figura 28 Caldeira de Biomassa/Indústria Klabin.

Fonte: Acervo próprio

A indústria Klabin gera parte da energia elétrica que consome, que representa 59% de um total de 92,1 MW, que são fornecidos pelas seguintes fontes: Usina Hidrelétrica Presidente Vargas, Usina Termelétrica (planta de cogeração) e Companhia Paranaense de Energia (COPEL), que é a concessionária local (Tabela 6.1).

Tabela 6.1 – Fontes de geração da indústria Klabin.

FONTE	POTÊNCIA PRODUZIDA (MW)
Hidrelétrica	23
Termelétrica	31,1
COPEL ^(a)	38
TOTAL	92,1

Fonte: KLABIN, 2006.

Nota: ^(a) A Klabin tem contrato com a COPEL de até 46 MW.

A Usina Hidrelétrica Presidente Vargas foi inaugurada em 1953, sendo a primeira fonte de energia elétrica a ser utilizada na indústria (VELÁZQUEZ, 2000). Atualmente, opera a plena carga e, após ter sido repotenciada, gera 23 MW, que representa 25% da energia consumida.

A usina termelétrica (planta de cogeração) conta com quatro turbo-geradores, porém, em operação somente o TG 4, TG 5 e TG 7 além de cinco caldeiras, uma caldeira de cavaco (4), uma de biomassa (6), outra de óleo (5) e a caldeira de recuperação. As caldeiras de números 1, 2 e 3, da década de 60 que queimavam carvão, foram desativadas. A segunda caldeira de óleo (5), também está desativada (Figura 29). A UTE é responsável pela geração de 34% da energia consumida.

Todas essas fontes são ligadas em 69 kV com a concessionária local por meio de subestações que também fazem o rebaixamento para 6,6 kV (termelétrica) e 2,4 kV (hidrelétrica) para distribuir aos diversos consumidores na planta (Figura 30).

O consumo médio de vapor de processo é de 427 t/h, sendo que, das 436 t/h geradas, 50,5% é proveniente da lixívia, 41,3% da biomassa (casca e cavaco) e 8,2% do óleo. Aproximadamente 54% do vapor gerado, depois de utilizado no processo, retorna sob a forma de condensado. A reposição é feita com água desmineralizada e vapor de baixa pressão.

Em 2004, a Klabin consumiu 795.744 MWh, o que representa 5,3% da eletricidade total consumida pelas indústrias integradas do país (BEN, 2005).

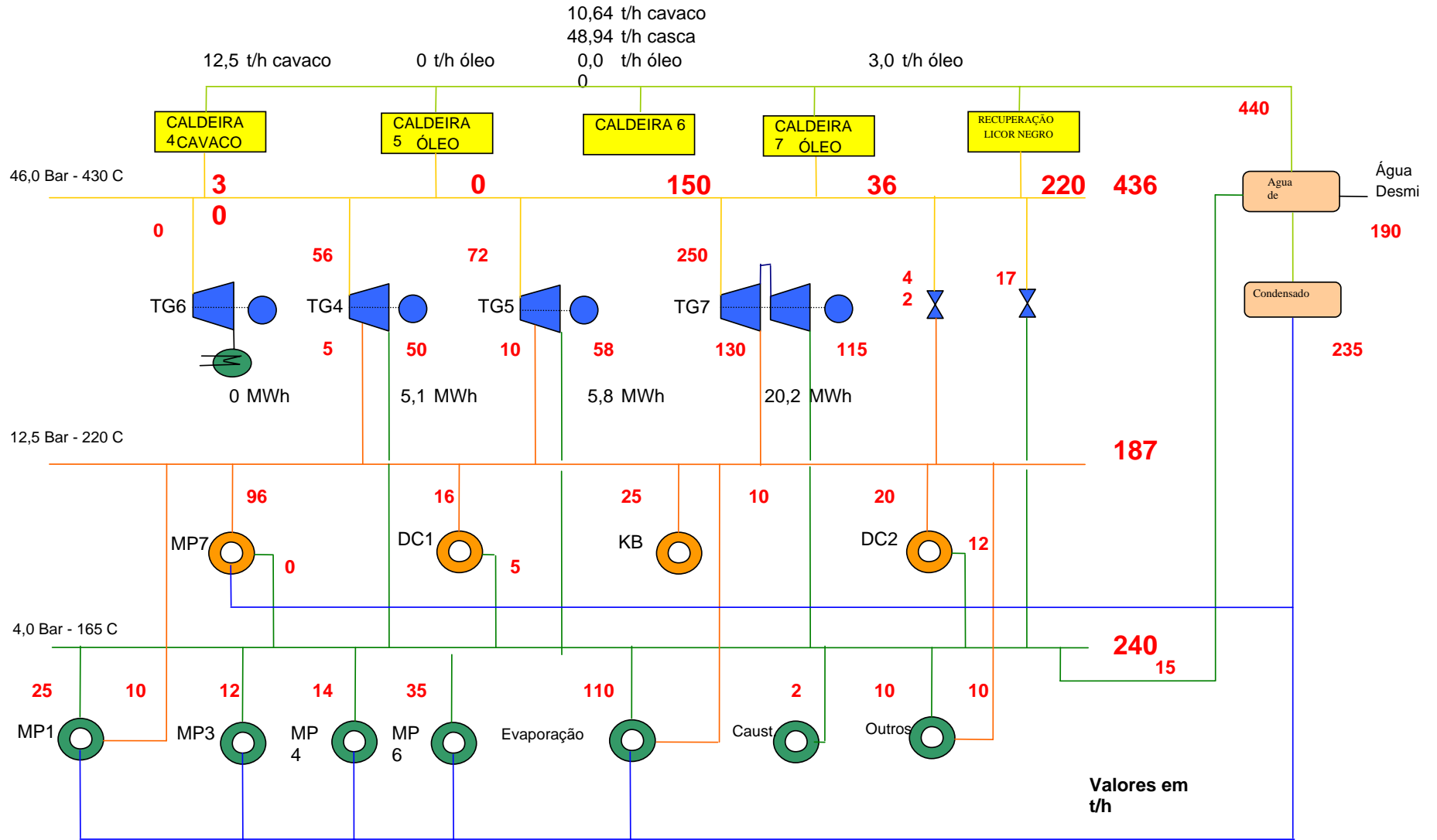


Figura 29 Distribuição de vapor e energia da Indústria Klabin.
Fonte: KLABIN, 2005.

Sistema Elétrico

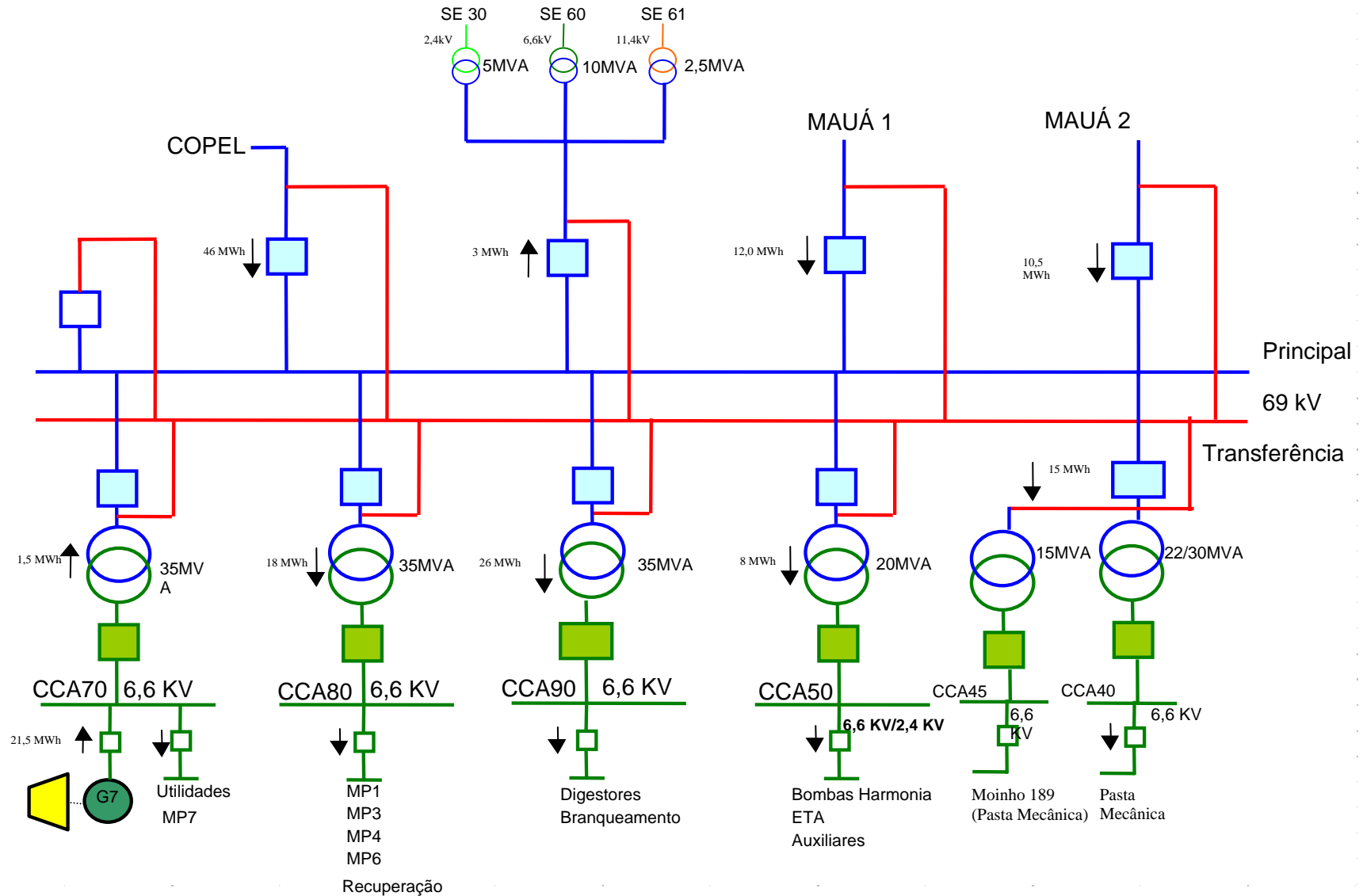


Figura 30 Distribuição de energia elétrica da Indústria Klabin.
Fonte: KLABIN, 2005.

6.4 DESCRIÇÃO DAS CONFIGURAÇÕES ESTUDADAS

Para a realização deste Estudo de Caso, foram consideradas as configurações BLGCC apresentadas por Larson, Consonni e Katofsky (2003), já descritas anteriormente, pelo fato de terem sido aplicadas a uma planta de referência dos EUA com características e porte similares às da planta da Klabin. Além disso, tais configurações foram orçadas por duas empresas americanas que haviam se envolvido anteriormente com a construção de gaseificadores, além de terem trabalhado em conjunto com os fabricantes Chemrec e MTCI, revisando os balanços de massa e energia que foram base para a estimativa de custos. Portanto, os preços considerados se apresentam consistentes.

No caso do sistema Tomlinson, foi considerada a configuração também utilizada por Larson, Consonni e Katofsky (2003) com capacidade para gerar 72 MW (bruto). Entretanto, devido à quantidade de lixívia disponível na Klabin (29,30 kg/s) ser menor do que a requerida (39,37 kg/s), mesmo utilizando quantidade duplicada de biomassa na caldeira, a indústria ainda não alcançou a auto-suficiência, necessitando comprar, apenas, quantidade menor de eletricidade (10,9 MW). Os cálculos para esta configuração encontram-se no Apêndice F.

6.5 AVALIAÇÃO TERMODINÂMICA DOS SISTEMAS BLGCC APLICADOS À UNIDADE.

Para dar início ao estudo, algumas ponderações devem ser feitas.

Para a realização destes cálculos, a planta de utilidades da indústria Klabin e o sistema de gaseificação são definidos como volumes de controle.

A indústria Klabin consome 92,1 MW, enquanto que a planta hipotética considerada por Larson, Consonni e Katofsky (2003) necessita de 100 MW. Pelo fato das potências serem muito próximas, isto é, geradas por equipamentos do mesmo tipo e capacidade, pode-se admitir que as eficiências isoentrópicas dos equipamentos que compõem as configurações sejam iguais.

Em todas as configurações BLGCC, Larson, Consonni e Katofsky (2003) utilizaram quantidade menor que a lixívia disponível na planta (39,37 kg/s), o que representa 35,57 kg/s. Entretanto, como a Klabin só dispõe em seu processo de 2.040.000 kg/d de lixívia, concentrada a 82% de sólidos, tem disponíveis somente 29,30 kg/s.

Nestes sistemas, a produção de gás é proporcional à lixívia alimentada no gaseificador e tal relação pode ser utilizada, desde que a composição química da lixívia estudada seja a mesma da lixívia utilizada na relação (informação pessoal)⁶¹.

Pelo fato da lixívia produzida na indústria dos EUA ter composição muito semelhante à da lixívia da indústria Klabin (Tabela 6.1 do Apêndice F), a hipótese de utilizar a relação kg de lixívia alimentada por kg de gás gerado é considerada no estudo da indústria Klabin (informação pessoal)⁶².

Larson, Consonni e Katofsky (2003) utilizam em todas as configurações, caldeira de biomassa que queima 10 kg/s de resíduos de madeira. Neste estudo, entretanto, são mantidas as caldeiras de biomassa e cavaco existentes na Klabin, consumindo 20 kg/s de resíduos de madeira, gerando 50 kg/s de vapor, a 46 bar e 430 °C. Somente no sistema BLGCC de Baixa Temperatura com Turbina a Gás de Médio Porte, são queimados 18,3 kg/s de biomassa (gerando 45,75 kg/s de vapor) pelo fato da configuração não contemplar condensador e, com a quantidade total de biomassa (20 kg/s) haveria excesso de vapor gerado, que teria que expandir em válvula, gerando entropia no processo.

Os cálculos, para cada configuração, estão no Apêndice F.

6.5.1 Configuração BLGCC de Baixa Temperatura utilizando Turbina a Gás de Médio Porte

Esta configuração é idêntica à configuração utilizada por Larson, Consonni e Katofsky (2003) e, mantida a proporção de lixívia queimada na indústria Klabin, obtém-se a quantidade de gás gerado no gaseificador que alimentado na câmara de combustão da turbina a gás gera potência líquida de 63,35 MW.

Na turbina a vapor, são alimentados os 45,75 kg/s de vapor gerado a partir da biomassa, acrescidos de 70,53 kg/s produzidos no HRSG que, somados, representam 116,28 kg/s.

O vapor é, então, extraído para atender às necessidades do processo de gaseificação e de produção de papel e celulose, contando com o vapor recuperado do sistema de gaseificação, num total de 119 kg/s. A potência gerada na turbina a vapor é de 62,8 MW.

⁶¹ADEMAR USHIMA – Instituto de Pesquisas Tecnológicas (IPT). Informação recebida por sgvelaz@iee.usp.br, em 23 de jan. 2006.

⁶²Id. em 01 de fev. 2006.

A potência total produzida pelo sistema é calculada em 126,15 MW (48% produzido pela a turbina a gás), descontados 17,12 MW relativos às cargas parasitas, obtém-se 109,03 MW de potência líquida gerada.

Pelo fato da planta de papel e celulose consumir 92,1 MW, a potência excedente gerada é de 16,93 MW, que somados aos 23 MW gerados pela usina hidrelétrica, proporcionam 39,93 MW excedentes para serem vendidos.

6.5.2 Configuração BLGCC de Alta Temperatura utilizando Turbina a Gás de Médio Porte

Esta configuração é, também, idêntica à configuração utilizada por Larson, Consonni e Katofsky (2003). A proporção de lixívia que determina a quantidade de gás gerado no gaseificador é mantida e o gás é alimentado na câmara de combustão da turbina a gás gerando potência líquida de 71,4 MW.

Na turbina a vapor são alimentados os 50 kg/s de vapor gerado a partir da biomassa, acrescidos de 40,33 kg/s produzidos no HRSG que somados, representam 90,33 kg/s.

O vapor é, então, extraído para atender às necessidades do processo de gaseificação e de produção de papel e celulose e, mesmo contando com o vapor recuperado do sistema de gaseificação nas pressões de 12,5 bar e 4 bar (19,42 kg/s), somando 90,93 kg/s, não há condições de atender à demanda de vapor do processo de fabricação de papel e celulose, que requer 119 k/s.

No estudo de Larson, Consonni e Katofsky (2003) a quantidade de vapor fornecida por esta configuração é suficiente para atender ao processo. Entretanto, no caso da indústria Klabin, a quantidade de vapor necessário de média pressão (12,5 bar) é 37% maior que o vapor requerido na planta dos EUA, devido à máquina de papel MP7 da indústria Klabin (Figura 29) processar grande volume de papel cartão (de gramatura mais elevada) e necessitar de quantidade maior desse vapor para a secagem do papel.

A hipótese de substituição da caldeira de biomassa existente por uma caldeira nova, para queimar quantidade adicional de resíduo e gerar maior quantidade de vapor, não foi considerada, pois dificultaria a comparação entre os investimentos realizados.

Por estas razões, tal configuração está descartada.

6.5.3 Configuração BLGCC de Alta Temperatura utilizando Turbina a Gás de Grande Porte

Esta configuração é idêntica à configuração utilizada por Larson, Consonni e Katofsky (2003). São mantidas todas as proporções assumidas anteriormente para a obtenção da quantidade de gás gerado no gaseificador que, alimentado na câmara de combustão da turbina a gás, gera potência líquida de 144,8 MW.

Na turbina a vapor, são alimentados os 50 kg/s de vapor gerado a partir da biomassa, acrescidos de 58,25 kg/s produzidos no HRSG que somados, representam 108,25 kg/s.

O vapor é, então, extraído e as necessidades do processo de gaseificação e de produção de papel e celulose, contando com o vapor recuperado do sistema de gaseificação, são atendidas.

Nesta configuração em que pode ser produzida maior quantidade de vapor do que a necessária ao processo é utilizada turbina de extração-condensação para aumentar a quantidade de eletricidade gerada. Mesmo com a necessidade de quantidade maior de vapor de média pressão (12,5 bar) no processo da indústria Klabin é gerado excedente de vapor, que também expande na turbina e é dirigido ao condensador. A turbina a vapor produz 60,7 MW.

A potência total produzida pelo sistema é calculada em 209,5 MW (70% produzido pela turbina a gás), descontados 20,08 MW de cargas parasitas, obtém-se 189,42 MW de potência líquida gerada.

Pelo fato da planta de papel e celulose consumir 92,1 MW, a potência excedente gerada é de 97,32 MW, que somados aos 23 MW gerados pela usina hidrelétrica, proporcionam 120,32 MW excedentes para serem vendidos.

6.5.4 Avaliação dos Resultados

A configuração BLGCC de Alta Temperatura com Turbina a Gás de Médio Porte, após atender à demanda de vapor do sistema de gaseificação, mostrou não ter condições de atender às necessidades de vapor do processo de fabricação de papel e celulose, mesmo contando com o vapor recuperado do processo de gaseificação.

Pelo fato da finalidade deste capítulo ser adaptar os sistemas de gaseificação propostos por Larson, Consonni e Katofsky (2003) à realidade da indústria Klabin que, atualmente, necessita de quantidade maior de vapor de média pressão (12,5 bar) que a maioria das indústrias do segmento, tal configuração não foi considerada nas fases seguintes deste estudo.

Observe-se, também, que para não haver dificuldades no momento de realizar a comparação entre os investimentos utilizados por ambos os estudos não foi considerada a possibilidade de geração de quantidade maior de vapor, a partir de nova caldeira de biomassa.

A Tabela 6.2, a seguir, apresenta o resumo dos parâmetros utilizados e da performance dos sistemas estudados na indústria Klabin.

Tabela 6.2 Resumo dos parâmetros utilizados e dos resultados dos cálculos efetuados para os sistemas BLGCC na indústria Klabin.

	BLGCC Baixa Temp. T. G. Médio Porte	BLGCC Alta Temp. T. G. Médio Porte	BLGCC Alta Temp. T. G. Grande Porte
Lixívia alimentada (kg/s)	29,30	29,30	29,30
Gás produzido (kg/s)	23,24	48,86	48,86
Gás para a câmara de Combustão (kg/s)	9,83	24,49	25,78
$W_{\text{liq. T.G.}}$ (MW)	63,35	71,64	144,83
G.N. alimentado (kg/s)	1,024	0,21	3,995
Gases para o HRSG (kg/s)	214,45	179,48	371,20
Vapor produzido no HRSG (kg/s)	70,53	40,33	58,25
Biomassa alimentada (kg/s)	18,3	20	20
Vapor produz. na cald. Biomassa (kg/s)	45,75	50	50
Vapor(HRSG) + Vapor(cald.Biom) (kg/s)	116,28	90,33	108,25
Vapor (12,5 bar) (kg/s)	52	52	52
Vapor (4 bar) (kg/s)	67	67	67
Vapor recuperado (12,5 bar) (kg/s)	5,29	18,45	17,83
Vapor recuperado (4 bar) (kg/s)	3,91	0,97	1,92
Vapor neces. ao proc. (12,5 bar) (kg/s)	46,71	66,03	65,08
Vapor neces. ao proc. (4 bar) (kg/s)	63,09	33,55	34,17
Vapor total (12,5 + 4 bar) (kg/s)	109,8 < 116,53 ^(a)	99,58 > 90,33 ^(b)	99,25 < 108,25 ^(c)

Fonte: Cálculos da autora.

Nota: ^(a) O vapor disponível nesta configuração (116,28 kg/s) atende às necessidades do processo (109,8 kg/s).

^(b) O vapor disponível nesta configuração (90,33 kg/s) não atende às necessidades do processo (99,58 kg/s).

^(c) O vapor disponível nesta configuração (108,25 kg/s) atende às necessidades do processo (99,25 kg/s).

A partir dos resultados dos cálculos termodinâmicos apresentados na Tabela 6.2, observa-se que tanto a configuração BLGCC de Baixa Temperatura com Turbina a Gás de Médio Porte quanto a BLGCC de Alta Temperatura com Turbina a Gás de Grande Porte, têm condições de atender à demanda de energia térmica do processo (como o sistema Tomlinson atual) utilizando a mesma caldeira e quantidade de biomassa que existe hoje disponível na planta.

A Tabela 6.3, a seguir, utilizando a disponibilidade de vapor apresentada na Tabela 6.2, para o cálculo da potência gerada na turbina a vapor, dá seqüência à apresentação da performance dos sistemas BLGCC adequados à situação da indústria Klabin.

Tabela 6.3 Resumo dos resultados dos cálculos efetuados para as duas configurações BLGCC possíveis de ser utilizadas na indústria Klabin.

	BLGCC Baixa Temp. T. G. Médio Porte	BLGCC Alta Temp. T. G. Grande Porte
$W_{T.V.}$ (MW)	62,8	60,7
$W_{total} = W_{liq. T.G.} + W_{T.V.}$ (MW)	126,15	209,50
$W_{parasita}$ (MW)	17,12	20,08
$W_{liq. Gerada}$ (MW)	109,03	189,42
$W_{cons. proc.}$ (MW)	92,1	92,1
W_{exc} (MW)	16,93	97,32
$W_{hidroel.}$ (MW)	23	23
$W_{exc. Total}$ (MW)	39,93	120,32

Fonte: Cálculos da autora.

Os resultados da Tabela 6.3 demonstram que ambas as configurações, além de produzir quantidade maior de energia elétrica, suprimindo a demanda do processo, possibilitam a venda de excedentes.

7 ANÁLISE TERMoeCONÔMICA DA GERAÇÃO DE EXCEDENTES DE ELETRICIDADE ATRAVÉS DA GASEIFICAÇÃO DE LIXÍVIA

O objetivo deste capítulo é avaliar os custos de geração da eletricidade excedente de uma indústria integrada típica, a partir da Análise Termoeconômica, em base exergética, pelo método do trabalho como subproduto.

Alguns trabalhos aplicam tal análise para as usinas de açúcar e álcool (COELHO; OLIVEIRA JUNIOR; ZYLBERSZTAJN, 1997; SÁNCHEZ, 2003; SÁNCHEZ; NEBRA, 2002; VERTIOLA; OLIVEIRA JUNIOR, 1996). Porém, para as indústrias de papel e celulose que como as usinas de açúcar e álcool utilizam a cogeração, foram desenvolvidos trabalhos, como por exemplo, Näsholm, Svedberg e Westermark (1993) e Gallego (2004), somente com a finalidade de identificar e quantificar as irreversibilidades termodinâmicas que dependem dos equipamentos que compõem a planta, dos processos de combustão, bem como do combustível utilizado. Não existem, ainda, estudos que separem e quantifiquem monetariamente os custos de geração de eletricidade e vapor de processo, além dos custos de geração da eletricidade excedente, o que representa a principal originalidade desta tese.

7.1 INTRODUÇÃO

Vários trabalhos (BRIGUENTI, 2004; COELHO, 1999; PALETTA, 2004; WALTER, 1994, entre outros) estudaram os entraves ao desenvolvimento de um programa de cogeração a partir de biomassa, em particular no setor sucroalcooleiro, e neles foi constatado que não há maiores entraves tecnológicos, mas há uma grande dificuldade: “(...) é a falta de consenso entre as partes com relação ao preço de venda do excedente de eletricidade.” (COELHO, 1999 p. 99). Esta é uma dificuldade que se apresenta, em especial, nos segmentos industriais que geram excedentes de eletricidade além de seu produto principal, e devem valorar esses produtos de modo que não incida sobre um deles o custo do outro.

Entretanto, Velázquez (2000), ao analisar a cogeração no segmento de papel e celulose, observou que as indústrias contatadas para o estudo de caso, na época, não demonstravam nenhum interesse em gerar / comercializar excedentes. Neste contexto, muito há de se estudar neste segmento, para que o desenvolvimento tecnológico que vem sendo aprimorado há 20 anos nas indústrias de açúcar e álcool seja despertado neste segmento também. Este trabalho pretende ser um fator de motivação para os empresários da indústria de papel e celulose, que vêm buscando alternativas para otimizar seus processos produtivos,

contribuindo para a consolidação da tecnologia de gaseificação de lixo, que apresenta grande potencial para aumentar a produção e eficiência energética do processo.

Seixas (2003) descreve alguns trabalhos que abordam diferentes metodologias de análise, incluindo análise energética, exérgica e termoeconômica para os processos de cogeração no setor sucroalcooleiro e sugere que muitos trabalhos foram desenvolvidos a partir de Kotas (1985) e Szargut, Morris e Steward (1988). Coelho (1999) é um destes trabalhos, e analisa, inicialmente, as metodologias (e suas limitações) tradicionais para o cálculo do custo da eletricidade em processos de cogeração, a partir de um estudo de caso em uma usina de açúcar e álcool para, em seguida, aplicar a análise termoeconômica.

Com base em Pellegrini, Costa e Oliveira Junior (2005), que apresentam um Estudo de Caso Didático da Análise Termoeconômica, e a partir do modelo desenvolvido em Coelho (1999) é executada a análise termoeconômica do sistema de cogeração da indústria integrada, fabricante de papel e celulose. Para tanto, este capítulo apresenta, de forma resumida, a metodologia da análise termoeconômica, por meio da introdução do conceito de exergia aplicada a uma indústria típica integrada. Esta metodologia, com seus métodos de partição de custos, poderia ser utilizada, também, pelas indústrias de papel e celulose para estabelecer o seu custo real de geração de eletricidade e vapor, além da eletricidade excedente quando fosse o caso.

Na análise econômica de empreendimentos em que o único produto é a eletricidade gerada (como, por exemplo, as usinas termelétricas), os custos de capital, combustível e O&M, em geral, são amortizados a partir da eletricidade gerada, por meio de análises econômicas convencionais. No caso em que o processo a ser analisado é o da cogeração, em que são gerados dois produtos diferentes (vapor e eletricidade), os custos de geração devem ser calculados separadamente, por meio da Análise Termoeconômica (MARTINS; NOGUEIRA, 1997). Os dois tipos de energia produzidos (calor e trabalho) são diferentes do ponto de vista da 2ª Lei da Termodinâmica e, assim, são quantificados a partir do conceito de exergia, que leva em consideração as condições termodinâmicas do vapor (COELHO, 1999) e a diferença entre calor e trabalho, de acordo com a 2ª Lei da Termodinâmica.

7.2 O CONCEITO DE EXERGIA

Enquanto a energia é conservada em qualquer processo, não podendo, portanto, ser destruída, a exergia não só pode ser destruída (devido às irreversibilidades do processo) como, também, transferida (pelas perdas).

Entre as inúmeras definições de exergia, as que mais se assemelham são as de Szargut, Morris e Steward (1988) e Kotas (1985), que a definem como a quantidade de trabalho obtida quando uma massa é levada do estado inicial até o estado de equilíbrio termodinâmico com o meio, através de processos reversíveis, havendo apenas interação com o meio ambiente.

O meio “ambiente” de que trata a definição é tomado como um sistema que é grande em extensão e cuja temperatura T_0 e pressão P_0 são uniformes e, normalmente, tomadas nas condições ambientes típicas, tais como 1 bar e 25 °C. À medida que o estado do sistema evolui na direção daquele do ambiente, busca o equilíbrio entre si, que é chamado “estado morto”. Nesse estado, tanto o sistema quanto o meio possuem energia, porém a exergia é nula, pois estão em equilíbrio (porque não existe possibilidade de uma variação espontânea no interior do sistema ou do ambiente, nem pode haver interação entre eles).

Após a definição de “ambiente de referência e de “estado morto” e considerando o sistema em equilíbrio termodinâmico com o meio (equilíbrio de pressão, de temperatura e equilíbrio químico), que também requer que o sistema tenha velocidade zero e energia potencial mínima, pode-se mostrar como o valor numérico da exergia é determinado, nas condições de um sistema fechado ou de um volume de controle.

A partir da aplicação de balanços de energia e de entropia a um sistema fechado interagindo com o meio ambiente, tem-se a Equação 1, que permite calcular a exergia de um sistema fechado em um certo estado, relativa ao ambiente de referência especificado.

$$E = \left[\left(U + \frac{V^2}{2} + g \cdot Z \right) - U_0 \right] + P_0 (V - V_0) - T_0 (S - S_0) \quad (1)$$

Embora a exergia seja uma propriedade extensiva, em algumas situações pode ser interessante trabalhar com a exergia específica em termos de unidade de massa, como na Equação 2.

$$e = (u - u_0) + P_0 (v - v_0) - T_0 (s - s_0) + \frac{V^2}{2} + g \cdot Z \quad (2)$$

Para a formulação de um balanço de exergia para um volume de controle, em particular operando em regime permanente, é importante o conceito de “exergia de fluxo”.

Quando a massa escoar ao longo das fronteiras de um volume de controle, existe uma transferência de exergia que acompanha o fluxo de massa, além daquela que acompanha o

trabalho de fluxo. A partir da aplicação de balanços de energia e de entropia a um volume de controle, em regime permanente, interagindo com o meio ambiente, tem-se a Equação 3, que permite calcular a exergia em um certo estado, relativa ao ambiente de referência especificado.

$$E = H - H_0 - T_0(S - S_0) + \frac{V^2}{2} + g.Z \quad (3)$$

A exergia em termos de unidade de massa pode ser calculada pela Equação 4.

$$e = (h - h_0) - T_0(s - s_0) + \frac{V^2}{2} + g.Z \quad (4)$$

Assim, na prática, a exemplo de Coelho (1999), no caso de uma turbina real, desprezando os efeitos cinéticos e potenciais, a variação de exergia pode ser escrita na forma da Equação 5.

Na expressão, T_0 é a temperatura do meio, os índices 1 e 2 são, respectivamente, a entrada e a saída da turbina, a parcela $h_1 - h_2$ é o trabalho real específico produzido e a parcela $T_0(s_2 - s_1)$ é a exergia destruída específica (devido à irreversibilidade do processo de expansão na turbina real).

$$e_1 - e_2 = h_1 - h_2 + T_0(s_2 - s_1) \quad (5)$$

Discussões mais aprofundadas e completas da análise exergética, abrangendo os diferentes processos, não fazem parte dos objetivos principais deste trabalho e são encontradas em literatura técnica especializada (BEJAN, 1996; KOTAS, 1985; SZARGUT, MORRIS, STEWARD, 1988; TSATSARONIS, 1993; VERTIOLA; OLIVEIRA JUNIOR, 1997).

7.3 A ANÁLISE TERMOECONÔMICA DE PROCESSOS DE CONVERSÃO DE ENERGIA

Um processo pode ser avaliado por meio do balanço de energia (Primeira Lei da Termodinâmica), do balanço de exergia (Primeira e Segunda Leis da Termodinâmica

combinadas) e do balanço de custos, sendo que a avaliação de custos mais adequada é aquela com base no conceito de exergia, que corresponde à Análise Termoeconômica (COELHO, 1999).

O balanço de energia é o método mais comum utilizado para determinar o desempenho térmico de uma planta, enquanto que o balanço de exergia permite determinar e quantificar a exergia perdida, permitindo localizar e quantificar fontes de irreversibilidade do sistema e, assim, indicar quais mudanças podem ser executadas para melhorar a utilização da planta. O aumento da irreversibilidade significa distanciamento do ideal, que é uma medida de ineficiência do sistema. Quanto maior for a perda do processo, menor é a disponibilidade do sistema (houve maior destruição de exergia) (SEIXAS, 2003).

Pelo fato da cogeração ser um processo que envolve mais de um produto devem ser empregados métodos de partição para determinar os custos específicos (em base exergética) de cada um dos produtos (vapor e eletricidade). Entre esses métodos, há de se considerar, no caso deste estudo, aquele que permite à empresa manter seus custos energéticos de processo, sem incluir no custo da eletricidade gerada todos os custos de geração, como ocorre quando se aplica a análise econômica convencional (VELÁZQUEZ, 2000), em que os custos são todos amortizados pela eletricidade gerada, admitindo custo do vapor nulo.

Pellegrini, Costa e Oliveira Jr. (2005, p.4) apresentam os seguintes métodos de partição de custos e alegam que “A aplicação destes métodos implica em resultados diferentes, assim a opção por eles fica a critério do analista, pois envolve a definição da importância de cada produto do volume de controle.”

- a) Método da igualdade em que todos os produtos têm o mesmo custo exergético específico, isto é, o custo exergético específico do vapor de média e baixa pressão é igual ao da eletricidade.
- b) Método da extração em que os custos dos equipamentos do volume de controle são descarregados em um único produto.
- c) Método do subproduto que considera um dos produtos como primário, sendo o outro considerado como subproduto.

Segundo Coelho (1999), o método da igualdade é indicado para processos de cogeração em que não há geração de excedentes e, assim, adota-se que tanto o vapor quanto a eletricidade têm o mesmo custo exergético específico sendo o custo de capital igualmente dividido entre eles. No caso da eletricidade ser produzida para terceiros e o vapor ser destinado para a própria planta, pode ser utilizado o método da extração, que encarece a eletricidade pelo fato do custo da turbina utilizada para sua produção ser amortizado inteiramente pela eletricidade. No método do subproduto, um dos produtos é considerado primário (sendo avaliado por meio da melhor alternativa disponível para obtê-lo) e o outro o subproduto.

Neste trabalho foram consideradas duas opções para o cálculo do custo do vapor e da eletricidade: o método da igualdade e o método do trabalho como subproduto. Pelo fato de desconhecer os custos dos equipamentos, separadamente, houve a necessidade de continuar admitindo como volume de controle, inclusive para esta análise, a planta de utilidades da empresa.

a) Método da Igualdade

Para calcular o custo da eletricidade e do vapor consumidos no processo, a partir do método da igualdade, é utilizada a Equação 6.

$$\begin{aligned} C_{e.cons} \cdot W_{e.cons} + C_{vb} \cdot m_{vb} \cdot EX_{vb} + C_{vm} \cdot m_{vm} \cdot EX_{vm} = \\ = C_{cap} + C_{o\&m} + PCI_{lix} \cdot m_{lix} \cdot C_{lix} + PCI_{bio} \cdot m_{bio} \cdot C_{bio} + PCI_{gn} \cdot m_{gn} \cdot C_{gn} \end{aligned} \quad (6)$$

Considerando $C_{e.cons} = C_{vb} = C_{vm}$, de acordo com o método da igualdade, tem-se, portanto:

$$C_{e.cons} = C_{vb} = C_{vm} = \frac{C_{cap} + C_{o\&m} + PCI_{lix} \cdot m_{lix} \cdot C_{lix} + PCI_{bio} \cdot m_{bio} \cdot C_{bio} + PCI_{gn} \cdot m_{gn} \cdot C_{gn}}{W_{eger.liq} + m_{vb} \cdot EX_{vb} + m_{vm} \cdot EX_{vm}}$$

Aplicando-se o método da igualdade também para tecnologias mais eficientes a serem introduzidas, os custos são igualmente divididos entre o vapor de média e baixa pressão e a eletricidade (Equação 6).

b) Método do Trabalho como Subproduto

Pode-se observar que, em diversas situações, tais métodos podem ser mesclados e, por exemplo, o custo do vapor numa determinada situação em que não haja geração de eletricidade excedente, pode ser calculado pelo método da igualdade e, em seguida, fixado para o cálculo do custo da eletricidade em outra configuração mais eficiente, pelo método do trabalho como subproduto, como efetuado em Coelho (1999).

A Equação 7 é utilizada para, a partir do custo do vapor calculado na equação anterior, calcular os custos de geração de eletricidade das configurações mais eficientes. Adota-se que o custo exerético específico dos vapores de média e baixa pressão permanecem os mesmos da situação atual, calculados na Equação 6.

$$C_{eger.liq} = \frac{(C_{cap} + C_{o\&m} + PCI_{lix} \cdot m_{lix} \cdot C_{lix} + PCI_{bio} \cdot m_{bio} \cdot C_{bio} + PCI_{gn} \cdot m_{gn} \cdot C_{gn}) - (C_{vb} \cdot m_{vb} \cdot EX_{vb} + C_{vm} \cdot m_{vm} \cdot EX_{vm})}{W_{eger.liq}} \quad (7)$$

Finalmente, a Equação 8 é utilizada para calcular o custo da eletricidade excedente gerada, mantidos os custos exeréticos específicos do vapor (obtidos na Equação 6) e eletricidade consumidos (obtidos na Equação 7) no processo.

$$C_{eexc} \cdot W_{eexc} = W_{eger.liq} \cdot C_{eger.liq} - W_{econs} \cdot C_{econs} \quad (8)$$

Portanto:

$$C_{eexc} = \frac{W_{eger.liq} \cdot C_{eger.liq} - W_{econs} \cdot C_{econs}}{W_{eexc}}$$

A Tabela 7.1, a seguir, apresenta a nomenclatura das variáveis utilizadas nas equações.

Tabela 7.1 - Nomenclatura das variáveis utilizadas nas equações.

Weger.liq. =	eletricidade gerada (líquida) ^(a)	MW
Ceger.liq. =	custo específico da eletricidade gerada (líquida) ^(a)	US\$/MWh
Cvb =	custo específico do vapor de baixa pressão	US\$/kg
m vb =	massa do vapor de baixa pressão	kg/s
Exvb =	exergia específica do vapor de baixa pressão	kJ/kg
Cvm =	custo específico do vapor de média pressão	US\$/kg
mvm =	massa do vapor de média pressão	kg/s
Exvm =	exergia específica do vapor de média pressão	kJ/kg
PCIlix =	poder calorífico da lixívia ^(b)	kJ/kg
mlix =	massa da lixívia	kg/s
Clix =	custo específico da lixívia	US\$/kg
PCIBio =	poder calorífico da biomassa ^(b)	kJ/kg
mbio =	massa da biomassa	kg/s
Cbio =	custo específico da biomassa	US\$/kg
Ccap =	custo de capital	US\$/s
Co&m=	custo de operação e manutenção	US\$/s
PCIgn=	poder calorífico do gás natural	kJ/kg
mgn=	massa do gás natural	kg/s
Cgn=	custo específico do gás natural	US\$/kg
Ceexc=	custo específico da eletricidade excedente	US\$/MWh
Weexc=	eletricidade excedente	MW
Cecons=	custo específico da eletr. consumida no processo	US\$/MWh
Wecons=	eletricidade consumida no processo	MW
Cecomp=	custo específico da eletricidade comprada no varejo	US\$/MWh

Fonte: Denominação da Autora.

Notas: ^(a) A eletricidade gerada líquida é aquela gerada nas configurações mais eficientes.

^(b) O poder calorífico da lixívia e da biomassa é considerado igual à sua exergia.

7.4 RESULTADOS DOS ESTUDOS ANTERIORES EXISTENTES

Embora Gallego (2004) tenha apresentado a análise termoeconômica de sistemas BLGCC, por meio de programa computacional, limitou-se ao cálculo dos custos exergéticos unitários para quantificar as irreversibilidades dos sistemas, realizando uma análise exergoeconômica, e não definiu o custo de geração da eletricidade (US\$/MWh).

Pelo fato de não realizar a análise financeira e não abordar a análise termoeconômica em termos de custos de geração de eletricidade (US\$/MWh) dos sistemas BLGCC que estudou, não é possível avaliar os resultados e conclusões do ponto de vista econômico, assim, são apresentados somente os resultados de Larson, Consonni e Katofsky (2003).

7.4.1 Estudo Existente de uma Indústria Integrada nos EUA – Análise Financeira.

Segundo Larson, Consonni e Katofsky (2003), duas empresas de engenharia foram responsáveis pela estimativa de custos de capital, O&M e materiais de consumo das quatro configurações analisadas neste estudo de caso. Uma delas, que participou do projeto e da construção do gaseificador MTCI, se responsabilizou pelo sistema BLGCC de baixa temperatura. A outra, pela sua experiência em usinas térmicas, gaseificação de carvão e ciclos combinados, foi selecionada para estimar os custos do sistema Tomlinson e dos BLGCC de alta temperatura. Essas duas empresas trabalharam em conjunto com os fabricantes de gaseificadores Chemrec e MTCI revisando os balanços de massa e energia, utilizados como base para a estimativa de custos.

Os custos foram estimados assumindo elevado nível de maturidade tecnológica e confiabilidade operacional do sistema de gaseificação incluindo 98% de disponibilidade, que leva a 8330 horas efetivas de operação por ano na planta.

Vale ressaltar que no caso Tomlinson foi mantida a turbina a vapor existente e, pelo fato de haver excesso de vapor disponível depois de atender às necessidades do processo, foi adicionada uma turbina de condensação de 8 MWe para permitir maior geração de eletricidade. Nos outros casos, a turbina a vapor existente foi substituída e o custo da nova turbina foi incluído na estimativa de capital.

As caldeiras de biomassa existentes são utilizadas para operar com os novos sistemas. O incremento na capacidade de calcinação e caustificação necessário nos casos BLGCC está incluído na estimativa de custo de capital, com a instalação de novo forno e nova planta de caustificação. Para os BLGCC de alta temperatura o incremento é de 16% da capacidade existente e para o de baixa temperatura é de 44%.

Foi incluído, nos casos BLGCC, o custo de uma unidade de geração de polissulfeto utilizado no processo (tanque misturador que mantém a temperatura abaixo de 100 °F), entretanto, o aumento estimado de 16% na capacidade de calcinação e caustificação, por ser considerado modesto, não foi incluído na estimativa de custos de capital e para alcançar a capacidade adicional requerida, o ar de combustão do forno de cal foi enriquecido com oxigênio.

A Tabela 7.2, a seguir, resume o custo de capital instalado e custo de O&M (não incluindo o combustível) estimados, após últimos ajustes praticados pelas empresas de engenharia. Maiores detalhes a respeito da composição desses custos encontram-se no Apêndice G.

Tabela 7.2 - Custo de capital instalado (milhão US\$ 2002) e custos de O&M (não incluindo o combustível) (milhão US\$ 2002 por ano) estimados para os sistemas em estudo.

	Sistema Tomlinson	Sistemas BLGCC		
		Baixa Temp. Turbina a Gás Médio Porte	Alta Temp. Turbina a Gás Médio Porte	Alta Temp. Turbina a Gás Grande Porte
Custo total capital instalado	121.729	234.145	194.418	242.133
Custo anual de O&M ^(a)	6.940	10.611	10.611	11.515

Fonte: LARSON, CONSONNI E KATOFSKY, 2003.

Nota: ^(a) O custo de O&M não inclui o custo do combustível.

Para a prospectiva econômica foram apresentados dois fluxos de caixa, em duas situações diferentes; uma delas assumindo o investimento em novos sistemas BLGCC para substituir o sistema Tomlinson existente e outra considerando somente o investimento adicional em relação ao sistema Tomlinson novo.

Na primeira situação, em que foram considerados os sistemas Tomlinson e BLGCC novos e isoladamente, foi calculada a taxa interna de retorno (TIR) do capital investido em cada sistema, bem como o valor presente líquido (VPL), considerando e não o valor econômico potencial dos benefícios ambientais.

Na segunda situação, foi calculada a taxa interna de retorno do capital investido em cada sistema BLGCC sobre um Tomlinson novo, bem como o valor presente líquido considerando e não o valor econômico potencial dos benefícios ambientais da substituição.

Os parâmetros para estas análises incluem os balanços de massa e energia nos sistemas, além de suposições adicionais de preços esperados para o gás natural, óleo combustível, madeira, eletricidade comprada e vendida à rede. Os parâmetros utilizados por Larson, Consonni e Katofsky (2003) para realizar a análise financeira, encontram-se no Apêndice G.

O fluxo de caixa e o cálculo da taxa interna de retorno foram realizados para as duas situações anteriormente descritas. A primeira delas, para cada sistema, individualmente, e outra, considerando somente o incremento de investimento e custos de O&M, sempre em relação a um novo investimento no sistema Tomlinson. Os parâmetros considerados nas análises encontram-se no Apêndice G.

Vale ressaltar que os resultados da análise financeira, apresentados na Tabela 7.3 e discutidos a seguir, foram alcançados sem que fosse a eles atribuídos nenhum valor monetário referente a benefícios ambientais.

Tabela 7.3 - Resultados financeiros – Taxa Interna de Retorno e Valor Presente Líquido.

	FLUXO DE CAIXA TOTAL			
	Isolado ^(a)		Relativo ao caso Tomlinson ^(b)	
	TIR ^(c) (% a.a)	VPL (MMUS\$)	TIR ^(c) (% a.a)	VPL (MMUS\$)
TOMLINSON	14,22	28	----	----
BLGCC Baixa Temp. T.G. Médio Porte	11,61	21,9	8,93	-6,0
BLGCC Alta Temp. T.G. Médio Porte	16,14	72,8	18,47	44,9
BLGCC Alta Temp. T.G. Grande Porte	17,53	111,1	20,10	83,1

Fonte: LARSON, CONSONNI E KATOFISKY, 2003.

Notas: ^(a) Os valores para cada sistema, isoladamente, foram calculados a partir da suposição que toda compra de eletricidade evitada tem um fluxo de caixa positivo e todo o custo de O&M tem um fluxo de caixa negativo.

^(b) Os valores relativos ao caso Tomlinson, foram calculados baseados no custo adicional de um novo sistema Tomlinson, incluindo todos os efeitos adicionais.

^(c) As taxas internas de retorno (TIR) são resultados da análise financeira dos autores para a situação dos EUA (Tabela 7.6 deste texto e Tabela 7.3 do Apêndice G).

7.4.1.1 Configuração Tomlinson

O investimento de aproximadamente US\$ 122 milhões para aquisição de um sistema novo fornece uma taxa interna de retorno de 14,2%, com um valor presente líquido positivo de US\$ 28 milhões.

7.4.1.2 Configuração BLGCC de Baixa Temperatura com Turbina a Gás de Médio Porte

Na primeira situação, o investimento total de, aproximadamente, US\$ 234 milhões para aquisição de um sistema novo fornece uma taxa interna de retorno de 11,6%, com um valor presente líquido positivo de US\$ 21,9 milhões.

Para a segunda situação, o investimento adicional em relação ao sistema Tomlinson, de US\$ 112 milhões fornece uma taxa interna de retorno modesta de 8,9%, com um valor presente líquido negativo de US\$ 6 milhões. O capital adicional necessário para o BLGCC,

acrescido de maior quantidade de combustível para o forno de cal e de gás natural, praticamente, inviabiliza esta alternativa.

7.4.1.3 Configuração BLGCC de Alta Temperatura com Turbina a Gás de Médio Porte

Na primeira situação, o investimento total de, aproximadamente, US\$ 194,5 milhões para aquisição de um sistema novo fornece uma taxa interna de retorno de 16,1%, com um valor presente líquido positivo de US\$ 72,8 milhões.

Na segunda situação, o investimento adicional de US\$ 73 milhões fornece uma taxa interna de retorno de 18,5%, com um valor presente líquido positivo de US\$ 44,9 milhões. O capital adicional necessário para o BLGCC, para os resíduos de madeira, combustível para o forno de cal, pequena quantidade de gás natural, são compensados pelo fato de não ter que comprar energia adicional (como no caso Tomlinson) e pela venda de eletricidade excedente.

7.4.1.4 Configuração BLGCC de Alta Temperatura com Turbina Gás de Grande Porte

Na primeira situação, o investimento total de, aproximadamente, US\$ 242 milhões para aquisição de um sistema novo fornece uma taxa interna de retorno de 17,5%, com um valor presente líquido positivo de US\$ 111,1 milhões.

Para a segunda situação, o investimento adicional é US\$ 120 milhões, que fornece uma taxa interna de retorno de 20,1%, com um valor presente líquido positivo de US\$ 83 milhões. O capital necessário para o aumento do porte da turbina a gás e o custo substancial do gás natural necessário para a queima com o gás proveniente da gaseificação são compensados pela maior produção de energia. Esta configuração se apresenta com a melhor taxa interna de retorno de todos os casos apresentados no estudo, além do maior valor presente líquido.

A análise desta configuração, que apresenta grande consumo de gás natural (1,247 kg/s), não é sensível às variações do preço do gás, pois é considerado que o preço do excedente de eletricidade oscilará nas mesmas proporções.

7.4.2 Análise dos Resultados

A partir dos cálculos da taxa interna de retorno e do valor presente líquido de todas as configurações analisadas no estudo de Larson, Consonni e Katofsky (2003), pode-se verificar que os resultados para as configurações BLGCC de Alta Temperatura com Turbina a Gás de Médio Porte e um novo Tomlinson se mostraram atrativos (baseados na taxa interna de retorno), sendo que a taxa interna de retorno para o BLGCC de Alta Temperatura com Turbina a Gás de Grande Porte é ainda maior.

Deve-se observar que apesar dos resultados parecerem atrativos, podem não ser suficientemente atrativos para motivar esforços para a comercialização dos sistemas BLGCC pela iniciativa privada. Isto se deve ao fato de que as primeiras plantas devem ter uma performance financeira menor do que aquela assumida no estudo.

Neste contexto, maiores esforços devem ser dirigidos ao estudo do desenvolvimento desta tecnologia, além de que uma parceria público-privada se mostra necessária para as primeiras unidades BLGCC. Pode-se notar que a tecnologia de gaseificação da lixo ainda requer muita pesquisa e que outros estudos devem examinar também o potencial de gaseificar a biomassa em paralelo à gaseificação da lixo para reduzir ou eliminar a dependência dos combustíveis fósseis na planta.

Na verdade, mais adiante, o estudo de Larson, Consonni e Katofsky (2003) contabilizou benefícios ambientais e a performance financeira das configurações alcançou níveis mais elevados, que até poderiam justificar um investimento totalmente privado (o resumo desses resultados encontra-se no Apêndice G). Muitos desses benefícios não são aplicados no Brasil (como o programa voluntário de “energia verde”, a permissão pela redução de emissão de NOx e o crédito fiscal de produção de energia renovável), além de que a lixo (e a biomassa em geral) ainda não se beneficia do mesmo nível de créditos que outras energias renováveis no Brasil. Será necessário um esforço adicional para educar as pessoas responsáveis pela elaboração de políticas públicas a respeito da importância ambiental e mais, da importância da energia renovável gerada a partir da biomassa e da lixo, especialmente quando utilizadas em tecnologia mais avançada, como é o caso do BLGCC, num projeto devidamente desenvolvido, detalhado, programado e, criteriosamente, gerenciado em conformidade com a legislação ambiental brasileira vigente.

7.5 ANÁLISE TERMOECONÔMICA APLICADA AO ESTUDO EXISTENTE DE UMA INDÚSTRIA INTEGRADA NOS EUA

Conforme citado anteriormente, nos trabalhos e nos estudos já existentes analisados nesta tese, não foi realizado o cálculo de custo dos produtos, separadamente, em que se apresenta o custo de geração da eletricidade excedente (US\$/MWh). Nesta tese, será adaptada a metodologia desenvolvida e aplicada ao setor sucroalcooleiro por Coelho (1999) para a indústria típica de papel e celulose dos EUA apresentada por Larson, Consonni e Katofsky (2003) e, também para a Indústria Klabin de Papel e Celulose, o que corresponde à originalidade deste trabalho.

Observe-se que nas usinas de açúcar e álcool é utilizado um único combustível, o bagaço de cana, e os produtos são eletricidade e vapor de baixa pressão. No caso das indústrias de papel e celulose são utilizados dois combustíveis, a lixo e a biomassa (além de gás natural, em propostas com tecnologias mais eficientes), e os produtos são eletricidade, vapor de média pressão (13 bar) e vapor de baixa pressão (4,8 bar).

Na análise aplicada à indústria típica de papel e celulose dos EUA, cujos dados de operação foram levantados em Larson, Consonni e Katofsky (2003), são utilizadas as condições financeiras por eles determinadas quando da realização da análise econômica convencional, os custos de capital (para aquisição de equipamentos novos e, portanto, não amortizados) e custos de O&M por eles, também, obtidos junto aos fabricantes de equipamentos e empresas de engenharia, além de 8.330 horas de operação da planta.

Como discutido no início do capítulo, o balanço de custos de uma instalação de cogeração requer a aplicação da metodologia da Análise Termoeconômica, para permitir a avaliação real dos custos da eletricidade gerada (em base exergética), do vapor de baixa e média pressão, que se baseia nas equações de balanço de custos em base exergética apresentadas, anteriormente, no item 7.3.

Para este estudo, foram selecionados como mais adequados e adotados os métodos da igualdade e do trabalho como subproduto, este último utilizado de forma a manter constantes para a empresa os custos da eletricidade e vapor de média e baixa pressão para o processo de produção.

Como 1ª opção são calculados os custos do vapor de processo e da eletricidade na situação atual, adotada como existente, com caldeira Tomlinson, que é a tecnologia em uso nas indústrias do segmento, pelo método da igualdade (Equação 6). Em seguida, utilizando o mesmo método e, por consequência, a mesma equação, é calculado o custo específico do

vapor de processo (em base exergética) para as configurações BLGCC (mais eficientes), admitindo iguais os custos da eletricidade, do vapor de média pressão e do vapor de baixa pressão, em base exergética.

Como 2ª opção são avaliados os custos do vapor de processo e da eletricidade na situação atual, adotada como existente, com caldeira Tomlinson, que é a tecnologia em uso nas indústrias do segmento. O custo específico do vapor de processo (em base exergética) é calculado pelo método da igualdade, ou seja, admitindo iguais os custos da eletricidade, do vapor de média pressão e do vapor de baixa pressão, em base exergética.

Pré-definido este valor, a partir do método do trabalho como subproduto, é calculado o custo da eletricidade gerada a partir das diferentes configurações BLGCC (mais eficientes), que permitem a produção de excedentes de eletricidade.

Fixados o custo de geração do vapor (situação atual) e o custo de geração da eletricidade consumidos no processo, a seguir, são calculados os custos de geração dos excedentes de eletricidade em cada configuração BLGCC, considerando que devem ser vendidos a um preço tal, de modo a manter o custo da eletricidade consumida no processo constante e igual ao da situação atual (Tomlinson)⁶³.

Nesta análise é utilizada somente a primeira situação, em que se considera os sistemas Tomlinson e BLGCC novos e isoladamente, a partir dos parâmetros apresentados na Tabela 7.4. Não é considerada a situação em que se analisa os sistemas BLGCC em relação aos sistemas Tomlinson.

⁶³ Coelho (1999) visa, também, à manutenção dos custos energéticos da produção de açúcar e álcool constantes (método do trabalho como subproduto), porém enfatiza que a influência desses custos no custo total de produção é reduzido.

Tabela 7.4 - Parâmetros utilizados na Análise Termoeconômica para o cálculo do custo de geração da eletricidade excedente (US\$/MWh).

PROPRIEDADES	UNIDADES	SISTEMA TOMLINSON	SISTEMAS BLGCC		
			BAIXA TEMP. T.G. MÉDIO PORTE	ALTA TEMP. T.G. MÉDIO PORTE	ALTA TEMP. T.G. GRANDE PORTE
Ccap	US\$	121.729.000	234.145.000	194.418.000	242.133.000
Ccap	US\$/ano	18.591.678	30.564.365	32.966.345	44.126.939
Ccap	US\$/s	0,62	1,02	1,10	1,47
Co&m	US\$	6.940.000	10.611.000	10.611.000	11.151.000
Co&m	US\$/ano	1.059.947	1.385.118	1.799.246	2.032.187
Co&m	US\$/s	0,04	0,05	0,06	0,07
PCIIlix	kJ/kg	13.892	13.892	13.892	13.892
mlix	kg/s	39,37	35,57	35,57	35,57
Clix	US\$/kg	0	0,00	0,00	0,00
Clix oportunidade	US\$/kJ	0	0,00	0,00	0,00
PCIbio	kJ/kg	10.000	10.000	10.000	10.000
mbio	kg/s	7,12	10,00	10,00	6,60
Cbio	US\$/MMBTU	1,50	1,50	1,50	1,50
Cbio	US\$/t	0,12195122	0,12	0,12	0,12
Cbio oportunidade	US\$/kJ	1,21951E-08	1,21951E-08	1,21951E-08	1,21951E-08
PCIgn	kJ/kg	62.582	62.582	62.582	62.582
mgn	kg/s	0	1,247	0,26	4,85
Cgn	US\$/MMBTU	3,76	3,76	3,76	3,76
Cgn	US\$/t	0,30569	0,30569	0,30569	0,30569
Cgn oportunidade	US\$/kJ	1,18405E-07	1,18405E-07	1,18405E-07	1,18405E-07
We gerada	MW	72	148,50	135,00	247,00
We parasita	MW	7,8	26,40	20,50	21,60
We gerada liq.	MW	64,2	122,10	114,50	225,40
We consumida (neces. proc.)	MW	100	100	100	100
We comprada	MW	36	0,00	0,00	0,00
Ce comprada	US\$/MWh	43,16	0,00	0,00	0,00
Ce comprada	US\$/kJ	1,19889E-05	0,00	0,00	0,00
Wexcedente	MW	0	22,10	14,50	125,40
m vb	kg/s	67,6	64,05	64,05	64,05
Pressão do vb	bar	4,8	4,80	4,80	4,80
Temperatura do vb	°C	152	152	152	152
Entalpia do vb (h)	kJ/kg	2.751	2.751	2.751	2.751
Entropia do vb (s)	kJ/kg.K	6,84	6,84	6,84	6,84
EXvb	kJ/kg	716,11	716,11	716,11	716,11
m vm	kg/s	35,15	32,91	32,90	32,90
Pressão do vm	bar	13	13	13	13,00
Temperatura do vm	°C	192	192	192	192
Entalpia do vm (h)	kJ/kg	2789	2.789	2.789	2.789
Entropia do vm (s)	kJ/kg.K	6,497	6,50	6,50	6,50
EXvm	kJ/kg	857,51	857,51	857,51	857,51

Fonte: Adaptada, pela autora, de Larson, Consonni e Katofsky (2003).

Vale ressaltar que a lixívia é um subproduto do processo de fabricação da celulose e hoje é alimentada nas caldeiras de recuperação Tomlinson, com a finalidade de recuperar os produtos químicos utilizados no processo. Independente da tecnologia utilizada continuará sendo recuperada e não terá valor comercial, pois seu retorno interessa ao processo de fabricação. Já, no caso da biomassa, foi considerado o preço de venda, nos EUA, fornecido pelos autores. O resumo dos parâmetros utilizados na análise financeira de Larson, Consonni e Katofsky (2003) e nesta análise termoeconômica encontram-se na Tabela 7.5, a seguir.

Tabela 7.5 - Resumo dos parâmetros utilizados na análise financeira.

Parâmetros Financeiros ^(a)	
Taxa de inflação	2,1%
Fração de débito	50%
Fração de equidade	50%
Taxa de interesse sobre débito	8%
Retorno em equidade	15%
Taxa de desconto resultante usada para cálculos VPL	9,9%
Taxa de imposto de renda	40%
Taxa de propriedade e seguro	2%
Vida econômica (anos)	25
Depreciação (anos)	20
Tempo de construção para sistemas Tomlinson	24 meses
Tempo de construção para sistemas BLGCC	30 meses
Base para preços de combustível	
Gás Natural (US\$/MMBTU)	3,76
Óleo industrial (US\$/MMBTU)	3,96
Eletricidade industrial no varejo (US\$/MWh) ^(b)	43,16
Eletricidade vendida (US\$/MWh) ^(c)	40,44
Casca de árvore (US\$/MMBTU)	1,50
Madeira para polpa (US\$/ton seca)	51,26
Indústria de Papel e Celulose (suposições da fabricação)	
Inflator do custo	2,7 % a.a
Horas anuais de operação	8.330
Média anual da taxa de crescimento industrial	1,2 %
Suposições de partida (% de partida)	
1 ano de operação	80 %
2 ano de operação	100%

Fonte: LARSON, CONSONNI E KATOFSKY, 2003.

Notas: ^(a) A taxa de capital anual resultante é de 17,9%.

^(b) Considerando que os preços da eletricidade industrial no varejo mudarão com os preços do gás natural veicular, já que o gás constitui uma fração da mistura do combustível.

^(c) O preço de venda da eletricidade depende do preço do gás natural, de outros fósseis, das condições de mercado e, por essa razão, foi suposto em longo prazo que ele pode ser aproximado pelo custo da energia de um ciclo combinado.

As condições financeiras utilizadas, para cada configuração estudada, encontram-se na Tabela 7.3, apresentada anteriormente, que mostra os fluxos de caixa, e as planilhas de cálculo para a realização da análise termoeconômica estão no Apêndice H.

7.5.1 Método da Igualdade

7.5.1.1 Cálculo do Custo Específico do Vapor e da Eletricidade na Situação Atual (Tomlinson) e nas Configurações BLGCC

Inicialmente, são calculados os custos específicos da eletricidade e do vapor de baixa e média pressão consumidos no processo (em base exergética), considerando o sistema Tomlinson atual como situação existente, utilizando o método da igualdade em que estes custos são adotados iguais (Equação 6). Em seguida, utilizando a mesma equação, são calculados os custos específicos da eletricidade e do vapor de média e baixa pressão (em base exergética) nas configurações BLGCC (mais eficientes).

A Tabela 7.6 ilustra o resultado obtido para o custo da eletricidade e do vapor de baixa e média pressão, calculados pelo método da igualdade.

Tabela 7.6 - Custo específico da eletricidade e do vapor de baixa e média pressão na situação atual (Tomlinson) e nas configurações BLGCC.

	Custo específico da Eletricidade gerada no processo (US\$/MWh _(ex))	Custo específico do vapor consumido no processo (US\$/MWh _(ex))	Custos específicos do vapor de processo (US\$/t) ^(b)	
			Vapor de baixa pressão	Vapor de média pressão
Tomlinson ^(a)	16,57	16,57	3,30	3,95
BLGCC Baixa Temp. T.G. Médio Porte	19,59	19,59	3,90	4,67
BLGCC Alta Temp. T.G. Médio Porte	22,20	22,20	4,42	5,29
BLGCC Alta Temp. T.G. Grande Porte	18,56	18,56	3,69	4,42

Fonte: Cálculos da autora.

Notas: (a) Considerando o custo exergético específico do vapor de média pressão, do vapor de baixa pressão e da eletricidade iguais.

(b) Os custos (específicos) do vapor de baixa e média pressão, calculados em base exergética foram transformados em custos (específicos) em base de massa, visando melhor sensibilidade na avaliação dos resultados.

7.5.2 Método do Trabalho como Subproduto

7.5.2.1 Cálculo do Custo Específico do Vapor no Sistema Atual (Tomlinson)

Inicialmente, são calculados os custos específicos da eletricidade e do vapor de baixa e média pressão consumidos no processo (em base exergética), considerando o sistema Tomlinson atual como situação existente, utilizando o método da igualdade em que estes custos são adotados iguais (Equação 6).

Em seguida, são calculados os custos de geração de eletricidade das configurações BLGCC (mais eficientes), mantidos constantes e iguais (à configuração atual) os custos exergéticos específicos do vapor de baixa e média pressão (16,57 US\$/MWh) necessários ao processo, a partir do método do trabalho como subproduto (Equação 7). Os resultados são apresentados na Figura 31, a seguir.

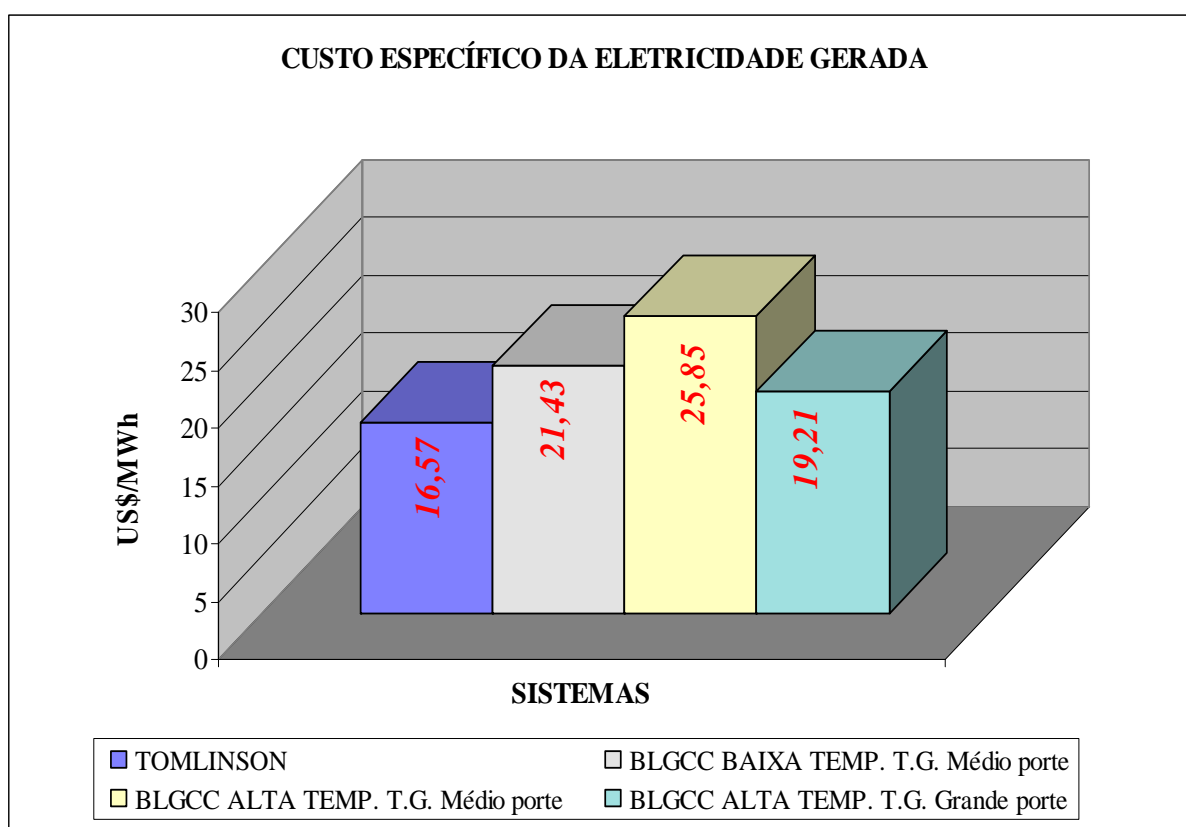


Figura 31 Custo específico da eletricidade gerada, caso EUA.

Fonte: Cálculos da autora.

A partir dos resultados apresentados na Figura 31, pode-se observar que a configuração BLGCC de Alta Temperatura com Turbina a Gás de Grande Porte apresenta custo de geração mais próximo ao da situação atual, com sistema Tomlinson. Isto porque a configuração BLGCC, embora apresente custo de capital mais elevado do que a configuração Tomlinson, gera quantidade maior de eletricidade.

7.5.2.2 Cálculo do Custo Específico da Eletricidade Excedente Gerada.

Os custos específicos dos excedentes de eletricidade gerada são calculados (Equação 8) visando manter constantes os custos específicos da eletricidade consumida no processo (em base exergética). Os resultados são apresentados na Figura 32, a seguir.

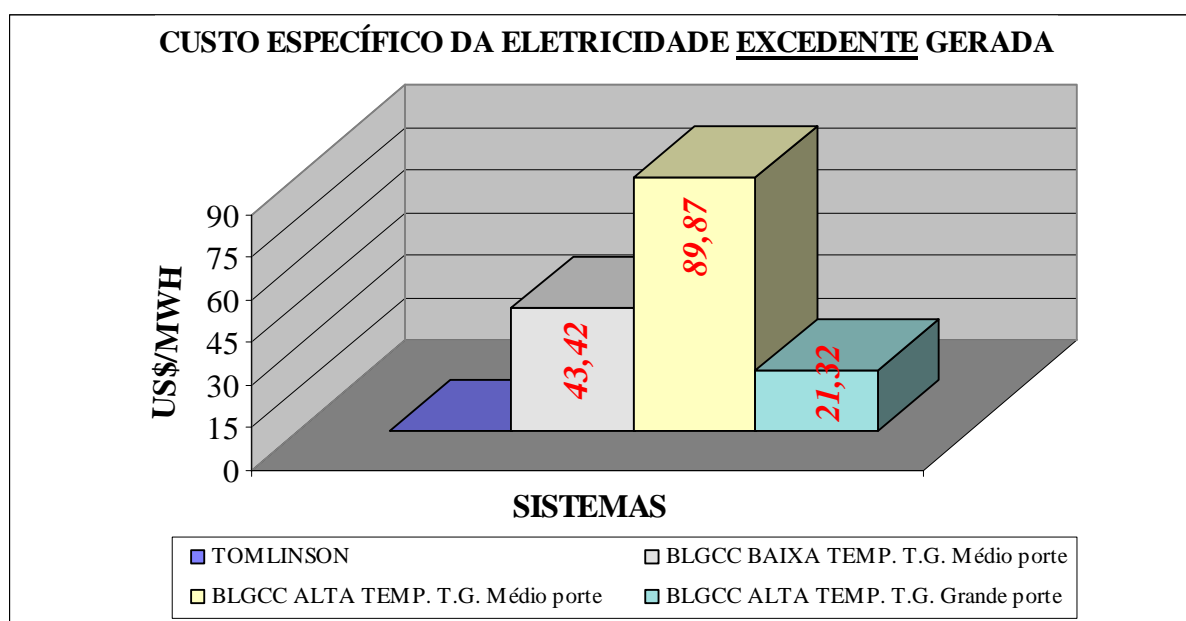


Figura 32 Custo específico dos excedentes de eletricidade gerada, caso EUA.

Fonte: Cálculos da autora.

De acordo com a Figura 32, o sistema Tomlinson, que não é auto-suficiente, obviamente, não gera excedentes. A configuração mais interessante é a BLGCC de Alta Temperatura com Turbina a Gás de Grande Porte, pois apresenta menor custo de geração.

Para melhor entendimento, as Tabelas 7.7 e 7.8, a seguir, resumem todos os resultados dos cálculos dos custos específicos de geração obtidos nesta análise.

Tabela 7.7 - Custos específicos de geração de vapor (base exergética).

CUSTOS DO VAPOR					
SISTEMAS	CONSUMO NO PROCESSO ^(a)				
	VAPOR ^(b)				
	TOTAL	BAIXA PRESSÃO	MÉDIA PRESSÃO		
	US\$/MWh(ex)	US\$/kJ(ex)	US\$/t ^(c)	US\$/kJ(ex)	US\$/t ^(c)
TOMLINSON	16,57	11,86	3,30	14,21	3,95
BLGCC Baixa Temp. T.G. Médio Porte	16,57	11,86	3,30	14,21	3,95
BLGCC Alta Temp. T.G. Médio Porte	16,57	11,86	3,30	14,21	3,95
BLGCC Alta Temp. T.G. Grande Porte	16,57	11,86	3,30	14,21	3,95

Fonte: Cálculos da Autora.

Notas: ^(a) Vapor de processo: média pressão 13 bar, 192 °C e baixa pressão 4,8 bar, 150 °C.

^(b) Calculado pelo método da igualdade para a situação considerada atual (em que esses custos são iguais).

^(c) Os custos (específicos) do vapor de baixa e média pressão, calculados em base exergética foram transformados em custos (específicos) em base de massa, visando melhor sensibilidade na avaliação dos resultados.

Tabela 7.8 - Custos específicos de geração de eletricidade.

CUSTOS DA ELETRICIDADE ^(a)			
SISTEMAS	ELETRICIDADE CONSUMIDA NO PROCESSO	ELETRICIDADE GERADA	ELETRICIDADE EXCEDENTE
	US\$/MWh	US\$/MWh	US\$/MWh
TOMLINSON	16,57	16,57	n.h. ^(b)
BLGCC Baixa Temp. T.G. Médio Porte	16,57	21,43	43,42
BLGCC Alta Temp. T.G. Médio Porte	16,57	25,85	89,87
BLGCC Alta Temp. T.G. Grande Porte	16,57	19,21	21,32

Fonte: Cálculos da Autora.

Nota: ^(a) Calculados pelo método do trabalho como subproduto e adotado o mesmo custo específico exergético do vapor e da eletricidade consumida na situação atual.

^(b) Não há.

Na unidade dos EUA, os fatores de comparação para avaliação dos resultados são os custos de geração e a tarifa definida pela concessionária local para a compra da eletricidade excedente, no valor de 40,44 US\$/MWh⁶⁴. Observe-se que o preço pago pela indústria à concessionária pela eletricidade consumida no processo é de 43,16 US\$/ MWh⁶⁵. Nesta análise é considerada somente a configuração BLGCC de Alta Temperatura com Turbina a Gás de Grande Porte, pelo fato de ter apresentado custo de geração de excedentes compatível

⁶⁴ LARSON, CONSONNI, KATOFISKY (2003).

⁶⁵ Id.

com a tarifa de eletricidade ofertada pela concessionária nos EUA, além da quantidade maior de eletricidade excedente gerada (125,7 MW), apresentada na Tabela 5.1.

Como pode ser observado nos resultados apresentados na Tabela 7.8, o custo da eletricidade total gerada, em todas as configurações, é menor do que o preço cobrado pela concessionária dos EUA no varejo (43,16 US\$/MWh), o que se apresenta positivo. Entretanto, os custos de geração da eletricidade excedente não se mostram competitivos, em todas as configurações, em relação à tarifa elétrica ofertada pela concessionária para a compra de excedentes (40,44 US\$/MWh). Na configuração BLGCC de Baixa Temperatura com Turbina a Gás de Médio Porte o custo de geração é um pouco maior que a tarifa ofertada, na configuração BLGCC de Alta Temperatura com Turbina a Gás de Médio Porte o custo é o dobro da tarifa, restando, então a configuração BLGCC de Alta Temperatura com Turbina a Gás de Grande Porte, que foi a única a apresentar valor para o custo de geração da eletricidade excedente competitivo em relação à tarifa elétrica oferecida pela concessionária nos USA.

7.5.3 Avaliação dos Resultados

A Tabela 7.9, a seguir, apresenta o resumo dos resultados obtidos a partir da aplicação dos métodos da igualdade e do trabalho como subproduto na indústria integrada dos EUA.

Tabela 7.9 – Custo específico do vapor e da eletricidade calculados pelos métodos da igualdade e do trabalho como subproduto.

SISTEMAS	TRABALHO COMO SUBPRODUTO		IGUALDADE
	Custo do vapor (US\$/MWh)	Custo da eletricidade (US\$/MWh)	Custo do vapor = Custo da eletricidade (US\$/MWh)
TOMLINSON			16,57
BLGCC ALTA TEMP. MÉDIO PORTE	16,57	21,43	19,59
BLGCC BAIXA TEMP. MÉDIO PORTE	16,57	25,85	22,20
BLGCC ALTA TEMP. GRANDE PORTE	16,57	19,21	18,56

Fonte: Cálculos da Autora.

Pode-se observar que no caso de procurar manter constante o custo do vapor consumido no processo (método do trabalho como subproduto), a eletricidade ficará mais

cara e, na condição de manter constante também o custo da eletricidade consumida no processo, certamente a eletricidade excedente ficará mais cara.

Se não houver o compromisso de manter constantes os custos do vapor e eletricidade de processo (método da igualdade), nos sistemas BLGCC de Alta e Baixa Temperatura Médio Porte a eletricidade se apresenta mais barata, o que não ocorre na configuração BLGCC de Alta Temperatura Grande Porte, pelo fato de gerar grande quantidade de excedentes.

Os resultados obtidos a partir da análise termoeconômica, considerando a tarifa ofertada pelos EUA para a venda da eletricidade excedente, confirma a análise convencional de Larson, Consonni e Katofsky (2003), apresentando a viabilidade econômica da configuração BLGCC de Alta Temperatura com Turbina a Gás de Grande Porte.

Os resultados, em geral, indicam que para a situação de gaseificação de lixo, a geração de excedentes de eletricidade no segmento de papel e celulose necessita de investimentos maiores, o que aumenta os custos de geração de excedentes.

A diferença entre o custo de geração da eletricidade e a tarifa da eletricidade ofertada poderá ser menor quando os custos de geração considerarem os créditos de carbono, dentro das oportunidades do Protocolo de Quioto (discutido no Capítulo 4), e as tarifas forem acrescidas das externalidades (COELHO, 1999).

Fica, então, evidente a necessidade de outros mecanismos que possibilitem a implementação de novas tecnologias de cogeração.

Levando em consideração o fato do segmento de papel e celulose apresentar grande consumo de eletricidade, associado à situação atual do setor elétrico brasileiro, à incerteza da oferta de eletricidade e aos riscos de interrupção no fornecimento, a proposta aqui apresentada pode vir a ser viável no futuro.

7.6 ANÁLISE TERMOECONÔMICA APLICADA AO ESTUDO DE CASO DA INDÚSTRIA KLABIN

Nesta análise é, também, adaptada a mesma metodologia de Análise Termoeconômica desenvolvida e aplicada ao setor sucroalcooleiro por Coelho (1999), para permitir a real avaliação dos custos da eletricidade (em base exergética), do vapor de média e baixa pressão, além do custo da eletricidade excedente, o que corresponde, novamente, à originalidade do trabalho. Neste caso, foram selecionados também como mais adequados e adotados os métodos da igualdade e do trabalho como subproduto, este último de forma a manter constantes para a empresa os custos da eletricidade e do vapor de processo.

Os parâmetros utilizados para os cálculos são apresentados na Tabela 7.10, a seguir, e as planilhas de cálculo estão no Apêndice I.

Tabela 7.10 - Parâmetros utilizados na Análise Termoeconômica para o cálculo do custo de geração da eletricidade excedente (US\$/MWh).

PROPRIEDADES	UNIDADES	SISTEMA TOMLINSON ATUAL	SISTEMA TOMLINSON NOVO	SISTEMAS BLGCC	
				BAIXA TEMP. MÉDIO PORTE	ALTA TEMP. GRANDE PORTE
Ccap	US\$	0 ^(a)	121.729.000	234.145.000	242.133.000
Ccap	US\$/ano	0 ^(a)	19.447.604	37.407.349	38.683.524
Ccap	US\$/s	0 ^(a)	0,65	1,25	1,29
Co&m	US\$	6.940.000	6.940.000	10.611.000	11.151.000
Co&m	US\$/ano	1.108.745	1.108.745	1.695.229	1.781.500
Co&m	US\$/s	0,04	0,04	0,06	0,06
PCIIix	kJ/kg	13.950	13.950	13.950	13.950
mlix	kg/s	29,3	29,3	29,30	29,30
Clix	US\$/kg	0	0	0,00	0,00
Clix oportunidade ^(b)	US\$/kJ	0	0	0,00	0,00
PCIBio	kJ/kg	10.000	10.000	10.000	10.000
mbio	kg/s	20	20	18,30	20,00
Cbio (médio) oportunidade ^(c)	US\$/kJ	8,202982E-07	8,202982E-07	8,202982E-07	8,202982E-07
PCIgn	kJ/kg	62.582	62.582	62.582	62.582
mgn	kg/s	0	0	1,024	3,9947
Cgn	US\$/MMBTU	3,76	3,76	3,76	3,76
Cgn	US\$/t	0,30569	0,30569	0,30569	0,30569
Cgn oportunidade	US\$/kJ	1,18405E-07	1,18393E-07	1,18405E-07	1,18393E-07
We gerada	MW	31,1	66	126,15	209,50
We parasita	MW	0	7,8	17,12	20,08
We gerada liq.	MW	31,1	52,8	109,03	189,42
We consumida (neces. proc.)	MW	92,1	92,1	92,1	92,1
We comprada	MW	38,0	10,9	0,00	0,00
Ce comprada	US\$/MWh	35	35	0,00	0,00
Ce comprada	US\$/kJ	1,57005E-05	1,57005E-05	0,00	0,00
Wexcedente	MW	0	0	39,93	120,32
W hidro	MW	23	23	23,00	23,00
m vb	kg/s	67	67	67,00	67,00
Pressão do vb	bar	4	4	4,00	4,00
Temperatura do vb	°C	165	165	165	165
Entalpia do vb (h)	kJ/kg	2.786	2786	2.786	2.786
Entropia do vb (s)	kJ/kg.K	7,007	7,007	7,01	7,01
EXvb	kJ/kg	702,53	702,53	702,53	701,64
mvm	kg/s	52	52	52,00	32,90
Pressão do vm	bar	12,5	12,5	13	13,00
Temperatura do vm	°C	220	220	220	220
Entalpia do vm (h)	kJ/kg	2863	2863	2.863	2.863
Entropia do vm (s)	kJ/kg.K	6,669	6,669	6,67	6,67
EXvm	kJ/kg	880,26	880,26	880,26	879,96

Fonte: Cálculos da autora, com base em Larson, Consonni e Katofsky (2003).

Notas: ^(a) O sistema Tomlinson atual da Klabin já está amortizado.

^(b) Foi considerado o custo de oportunidade da lixívia igual a zero, pois diferentemente da biomassa (resíduos de madeira, neste caso), que vem sendo comercializada entre indústrias, a lixívia não tem valor comercial, pois como seu retorno interessa ao processo de fabricação (devido à recuperação dos produtos químicos), não há perspectivas para a sua venda.

^(c) O preço da biomassa foi fornecido por Marcelo Gasparin, da indústria Klabin (informação verbal). O custo médio da biomassa foi calculado por meio da média ponderada entre o consumo e preço do cavaco de madeira e o consumo e preço das cascas.

Na análise aplicada à indústria brasileira Klabin, são considerados três cenários em que se apresentam condições financeiras mais próximas às utilizadas no mercado nacional (taxa de desconto $i = 15\%$, $17,5\%$ e 20% a.a. amortizados em 20 anos, que é o tempo de vida útil dos sistemas) além de custos específicos de capital (para aquisição de equipamentos novos e, portanto, não amortizados) e de O&M determinados por Larson, Consonni e Katofsky (2003), pelo fato dos orçamentos terem sido realizados por duas empresas americanas experientes na construção de gaseificadores trabalhando em conjunto com fabricantes na revisão dos balanços de massa e energia, base para a estimativa de custos. Considera-se, então, que sejam preços consistentes.

São consideradas duas situações. A primeira delas, utilizando o sistema Tomlinson existente na planta, outra substituindo o sistema Tomlinson existente por um sistema novo. Para tais situações são aplicados os métodos da igualdade (1ª opção) e do trabalho como subproduto (2ª opção).

7.6.1 Método da Igualdade

7.6.1.1 Cálculo do Custo Específico do Vapor e da Eletricidade na Situação Atual (Tomlinson) e nas Configurações BLGCC

Na 1ª situação, é considerada a condição atual (existente hoje na planta) de geração de eletricidade e vapor de processo da indústria Klabin, cujos equipamentos já se encontram amortizados. Por não serem conhecidos os custos de O&M da empresa e, também, para serem utilizados os mesmos parâmetros em todas as análises, são considerados os custos de O&M do sistema Tomlinson proposto por Larson, Consonni e Katofsky (2003). São calculados os custos de geração atual do vapor e eletricidade da indústria Klabin (Equação 6), pelo método da igualdade (admitindo custos exergéticos específicos iguais da eletricidade, do vapor de média pressão e do vapor de baixa pressão) e os resultados encontram-se na Tabela 7.11. Atualmente, a indústria Klabin compra 38 MW da concessionária local COPEL⁶⁶.

Na 2ª situação, é considerada a aquisição de um novo sistema Tomlinson (Caso Base), idêntico ao proposto por Larson, Consonni e Katofsky (2003) e, a partir do mesmo procedimento, é calculado o custo da eletricidade gerada. Nesta configuração, a planta ainda

⁶⁶ Embora as indústrias não forneçam o valor pago pela eletricidade à concessionária, sabe-se que, em média, para o segmento, são cobrados 35 US\$/MWh.

não alcança a auto-suficiência, porém necessita comprar quantidade menor de eletricidade (10,9 MW). A seguir, a partir da mesma equação, são calculados os custos do vapor e da eletricidade nas configurações BLGCC (mais eficientes).

Os resultados dos cálculos para as duas situações encontram-se na Tabela 7.11.

Tabela 7.11 - Custo específico da eletricidade e do vapor de baixa e média pressão na configuração Tomlinson e nas configurações BLGCC.

	SISTEMA	CUSTO DA ELETRICIDADE GERADA (US\$/MWh _(ex))	CUSTO DO VAPOR CONSUMIDO (US\$/MWh)	CUSTO DE VAPOR DO PROCESSO ^(c)	
				VAPOR DE MÉDIA PRESSÃO (US\$/t)	VAPOR DE BAIXA PRESSÃO (US\$/t)
i =15% a.a. 20 anos	TOMLINSON – hoje ^(a)	5,84	5,84	1,43	1,14
	TOMLINSON – Novo ^(b)	20,25	20,25	4,95	3,95
	BLGCC BAIXA TEMP. MÉDIO PORTE	25,94	25,94	6,34	5,06
	BLGCC ALTA TEMP. GRANDE PORTE	19,32	19,32	4,72	3,77
i =17,5% a.a. 20 anos	TOMLINSON - hoje ^(a)	5,99	5,99	1,46	1,17
	TOMLINSON - Novo ^(b)	22,55	22,55	5,51	4,40
	BLGCC BAIXA TEMP. MÉDIO PORTE	29,21	29,21	7,14	5,70
	BLGCC ALTA TEMP. GRANDE PORTE	21,74	21,74	5,32	4,24
i =20% a.a. 20 anos	TOMLINSON - hoje ^(a)	6,15	6,15	1,50	1,20
	TOMLINSON - Novo ^(b)	24,91	24,91	6,09	4,86
	BLGCC BAIXA TEMP. MÉDIO PORTE	32,57	32,57	7,96	6,36
	BLGCC ALTA TEMP. GRANDE PORTE	24,23	24,23	5,92	5,92

Fonte: Cálculos da autora.

Notas: ^(a) Considerando o custo do vapor de média pressão, do vapor de baixa pressão e da eletricidade iguais, para o sistema Tomlinson existente atualmente na planta.

^(b) Considerando o custo do vapor de média pressão, do vapor de baixa pressão e da eletricidade gerada iguais, para o sistema Tomlinson novo adquirido.

^(c) Os custos (específicos) do vapor de baixa e média pressão, calculados em base exergética foram transformados em custos (específicos) em base de massa, visando melhor sensibilidade na avaliação dos resultados.

7.6.2 Método do Trabalho como Subproduto

Considerando a 2ª situação, a aquisição de um novo sistema Tomlinson (Caso Base), idêntico ao proposto por Larson, Consonni e Katofsky (2003), são calculados os custos de

geração do vapor e da eletricidade consumidos no processo da indústria Klabin, pelo método da igualdade (admitindo custos exergéticos específicos iguais da eletricidade, do vapor de média e baixa pressão).

Parte-se, então, para a substituição desses sistemas Tomlinson pelos sistemas BLGCC de Baixa Temperatura com Turbina a Gás de Médio Porte e de Alta Temperatura com Turbina a Gás de Grande Porte, configurações adequadas à realidade da indústria Klabin, calculadas no Capítulo 6. A configuração de Alta Temperatura com Turbina a Gás de Médio Porte, conforme apresentado no Capítulo 6, não atende às necessidades de vapor do processo e, por essa razão, não é considerada neste estudo.

Para ambas as configurações BLGCC, que atendem às necessidades energéticas da planta, é utilizado o custo exergético específico de geração do vapor calculado para a indústria Klabin, considerando a aquisição de um sistema Tomlinson novo (2ª opção apresentada anteriormente), calculado a partir do método da igualdade (admitindo custos iguais da eletricidade, do vapor de média pressão e do vapor de baixa pressão) que é, então, fixado para calcular o custo da eletricidade gerada.

Pré-definido este valor, a partir do método do trabalho como subproduto, é calculado o custo da eletricidade gerada a partir de ambas as configurações BLGCC (mais eficientes), que atendem ao processo e que permitem a produção de excedentes de eletricidade.

Fixados o custo de geração do vapor (2ª opção) e o custo de geração da eletricidade consumidos no processo com as configurações mais eficientes, a seguir são calculados os custos de geração dos excedentes de eletricidade em cada configuração BLGCC, considerando que devem ser vendidos a um preço tal, de modo a manter o custo da eletricidade consumida no processo constante e igual ao da situação atual (Tomlinson).

7.6.2.1 Cálculo do Custo Específico do Vapor Situação Atual (Tomlinson)

Inicialmente, como 1ª opção, são calculados os custos específicos da eletricidade e do vapor de baixa e média pressão consumidos no processo (em base exergética), considerando o sistema Tomlinson atual, já existente na planta da indústria Klabin, utilizando o método da igualdade em que estes custos são adotados iguais (Equação 6).

Na 2ª opção são calculados os custos específicos da eletricidade e do vapor de baixa e média pressão consumidos no processo (em base exergética), considerando a aquisição de um sistema Tomlinson novo para a indústria Klabin, utilizando também o método da igualdade em que estes custos são adotados iguais (Equação 6).

De acordo com os resultados dos cálculos obtidos e apresentados na Tabela 7.11, pode-se verificar que, os custos de geração na configuração que se encontra instalada na planta da fábrica, já amortizada, são sensivelmente baixos. Então, tomando por base o custo da eletricidade gerada no processo, o atual custo de geração é bem menor que o custo quando se considera a aquisição de um novo sistema (que deverá ter seu custo de capital amortizado).

Em seguida, são calculados os custos de geração de eletricidade das duas configurações BLGCC (mais eficientes), que atendem à demanda de vapor da indústria, mantidos constantes e iguais os custos exergéticos específicos do vapor de baixa e média pressão (em cada configuração) necessários ao processo, a partir do método do trabalho como subproduto (Equação 7). Os resultados são apresentados na Figura 33, a seguir.

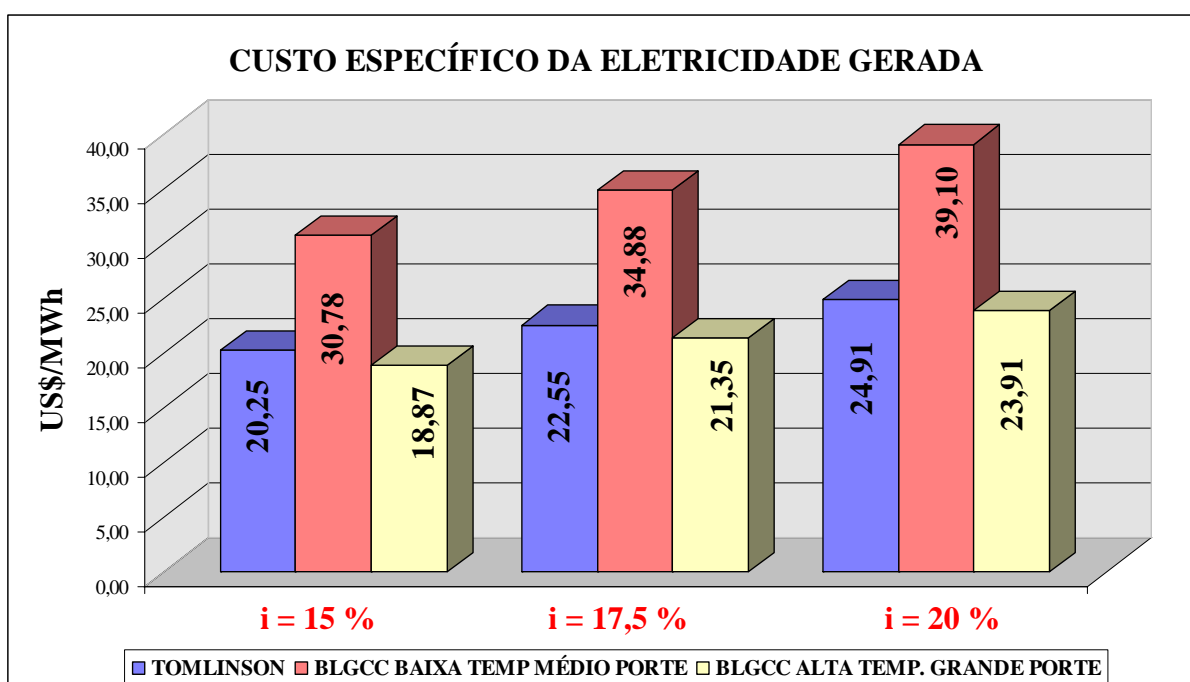


Figura 33 Custo específico da eletricidade gerada, caso KLABIN.
Fonte: Cálculos da autora.

A partir dos resultados apresentados na Figura 33, pode-se observar que nos três cenários a configuração BLGCC de Alta Temperatura com Turbina a Gás de Grande Porte apresenta custo de geração mais próximo ao do sistema Tomlinson novo adquirido. Embora custe mais caro que o sistema Tomlinson, gera quantidade muito maior de eletricidade.

7.6.2.2 Cálculo do Custo Específico da Eletricidade Excedente Gerada.

Os custos específicos dos excedentes de eletricidade gerada são calculados (Equação 8) visando manter constantes os custos específicos da eletricidade consumida no processo (em base exergética). Nesta etapa do cálculo, pelo fato da indústria Klabin consumir 31,1 MW da central térmica de cogeração (ao custo calculado pela Equação 6), comprar 38 MW da COPEL (ao preço de 35 US\$/MWh), além de utilizar 23 MW gerados pela usina hidrelétrica (de propriedade da Klabin), é calculada uma média ponderada de consumo, assumindo-se que continuarão sendo utilizados os 23 MW da Usina Presidente Vargas que foi, inclusive, construída para atender à fábrica. Os resultados são apresentados na Figura 34, a seguir.

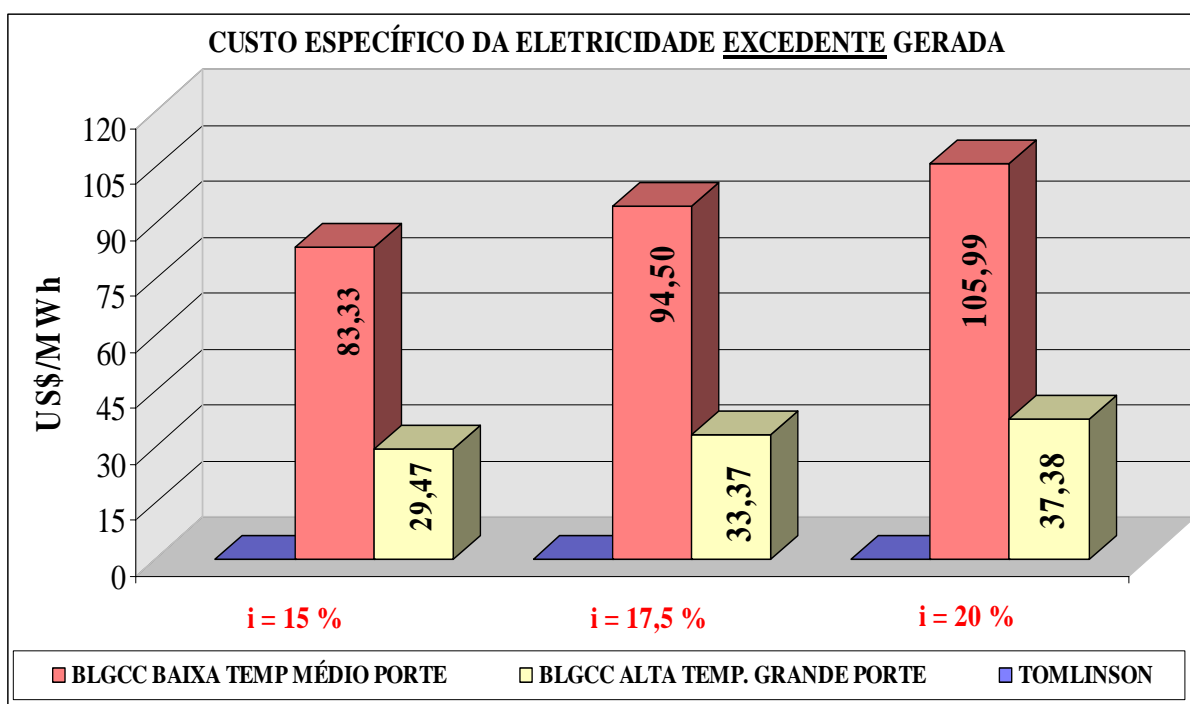


Figura 34 Custo específico dos excedentes de eletricidade gerada, caso KLABIN.
Fonte: Cálculos da autora.

De acordo com a Figura 34, o sistema Tomlinson, que não é auto-suficiente, obviamente, não gera excedentes. A configuração mais interessante é a BLGCC de Alta Temperatura com Turbina a Gás de Grande Porte, pois apresenta menor custo de geração.

Para melhor entendimento, a Tabela 7.12, a seguir, resume todos os resultados dos cálculos dos custos específicos de geração obtidos nesta análise.

Tabela 7.12 - Custos específicos de geração de eletricidade para diferentes tecnologias e diferentes condições financeiras.

CENÁRIOS	SISTEMAS	Custo de eletricidade gerada	Custo da eletricidade excedente
		US\$/MWh	US\$/MWh
i = 15% a.a. 20 anos	TOMLINSON - Novo	20,25	----
	BLGCC BAIXA TEMP. MÉDIO PORTE	30,78	83,33
	BLGCC ALTA TEMP. GRANDE PORTE	18,87	29,47
i = 17,50% a.a. 20 anos	TOMLINSON - Novo	22,25	----
	BLGCC BAIXA TEMP. MÉDIO PORTE	34,38	94,50
	BLGCC ALTA TEMP. GRANDE PORTE	21,35	33,37
i = 20% a.a. 20 anos	TOMLINSON - Novo	24,91	----
	BLGCC BAIXA TEMP. MÉDIO PORTE	39,10	105,99
	BLGCC ALTA TEMP. GRANDE PORTE	23,91	37,38

Fonte: Cálculos da Autora.

Notas: ^(a) Considerando o custo do vapor de média pressão, do vapor de baixa pressão e da eletricidade gerada iguais, para o sistema Tomlinson novo adquirido.

Na indústria Klabin, os fatores de comparação para avaliação dos resultados são os custos de geração e o preço da eletricidade definido pelo PROINFA no Brasil para resíduos de madeira (101,35 R\$/MWh⁶⁷ ou 44,07 US\$/MWh⁶⁸). Nesta análise é considerada somente a configuração BLGCC de Alta Temperatura com Turbina a Gás de Grande Porte, pelo fato de ter apresentado custo de geração de excedentes compatível com a tarifa de eletricidade ofertada pelas concessionárias no Brasil, além da quantidade de eletricidade excedente gerada (120,32 MW), apresentada na Tabela 6.3.

Como pode ser observado nos resultados apresentados na Tabela 7.12, os custos da eletricidade total gerada nas configurações analisadas, considerando todos os cenários, são menores do que o preço definido pelo PROINFA, o que se apresenta positivo. Entretanto, os custos de geração da eletricidade excedente não se mostram competitivos com a tarifa elétrica ofertada pelo PROINFA na configuração BLGCC de Baixa Temperatura com Turbina a Gás de Médio Porte.

A configuração BLGCC de Alta Temperatura com Turbina a Gás de Grande Porte foi a única a apresentar valor para o custo de geração da eletricidade excedente competitivo em relação à tarifa elétrica oferecida pelas concessionárias no Brasil, independente do cenário considerado.

⁶⁷ Disponível em <http://www.mme.gov.br> Acesso em 11 jul. 2005.

⁶⁸ Com base no dólar igual a R\$ 2,3.

7.6.3 Avaliação dos Resultados

A Tabela 7.13, a seguir, apresenta o resumo dos resultados obtidos a partir da aplicação dos métodos da igualdade e do trabalho como subproduto na indústria Klabin de papel e celulose.

Tabela 7.13 – Custo específico do vapor e da eletricidade calculados pelos métodos da igualdade e do trabalho como subproduto.

SISTEMAS	15% a.a. 20 anos			17,5% a.a. 20 anos			20% a.a. 20 anos		
	TRABALHO COMO SUBPRODUTO		IGUALDADE	TRABALHO COMO SUBPRODUTO		IGUALDADE	TRABALHO COMO SUBPRODUTO		IGUALDADE
	Custo do vapor (US\$/MWh)	Custo da eletricidade (US\$/MWh)	Custo do vapor = Custo da eletricidade (US\$/MWh)	Custo do vapor (US\$/MWh)	Custo da eletricidade (US\$/MWh)	Custo do vapor = Custo da eletricidade (US\$/MWh)	Custo do vapor (US\$/MWh)	Custo da eletricidade (US\$/MWh)	Custo do vapor = Custo da eletricidade (US\$/MWh)
TOMLINSON EXISTENTE			5,84			5,99			6,15
TOMLINSON NOVO (CASO BASE)			20,25			22,55			24,91
BLGCC ALTA TEMP. MÉDIO PORTE	20,25	30,78	25,94	22,55	34,88	29,21	24,91	39,10	32,57
BLGCC ALTA TEMP. GRANDE PORTE	20,25	18,86	19,32	22,55	21,34	21,74	24,91	23,90	24,23

Fonte: Cálculos da Autora.

Pode-se observar que no caso de manter constante o custo do vapor consumido no processo (método do trabalho como subproduto), a eletricidade ficará mais cara e, na condição de manter constante também o custo da eletricidade consumida no processo, certamente a eletricidade excedente ficará mais cara.

Se não houver o compromisso de manter constantes os custos do vapor e eletricidade de processo (método da igualdade), no sistema BLGCC de Alta Temperatura Médio Porte a eletricidade se apresenta mais barata, o que não ocorre na configuração BLGCC de Alta Temperatura Grande Porte, pelo fato de gerar grande quantidade de excedentes.

Os resultados obtidos a partir da Análise Termoeconômica para a Indústria Klabin de Papel e Celulose, comparados com o preço da eletricidade definido pelo PROINFA no Brasil (101,35 R\$/MWh ou 44,07 US\$/MWh) para a venda da eletricidade excedente, indicam a viabilidade econômica da configuração BLGCC de Alta Temperatura com Turbina a Gás de Grande Porte.

Os resultados, em geral, indicam que para as tecnologias de gaseificação de lixívia serem introduzidas no segmento de papel e celulose há a necessidade de investimentos maiores, o que aumenta os custos de geração de excedentes.

A diferença entre o custo de geração da eletricidade e a tarifa da eletricidade ofertada poderá ser menor quando dos custos de geração estiverem descontados os créditos de carbono, dentro das oportunidades do Protocolo de Quioto (discutido no Capítulo 4) e as tarifas acrescidas das externalidades (COELHO, 1999). Assim, seria obtida uma estimativa mais precisa da recuperação do capital investido.

Fica, então, evidente a necessidade de outros mecanismos que possibilitem a implementação de novas tecnologias de cogeração.

Levando em consideração o fato do segmento de papel e celulose apresentar grande consumo de eletricidade, associado à situação atual do setor elétrico brasileiro, à falta de garantia na oferta de eletricidade e aos riscos de interrupção no fornecimento, a proposta aqui apresentada pode ser considerada viável no longo prazo, apoiada inclusive nas várias vantagens inerentes ao processo de cogeração, que colaboram indiretamente na oferta de eletricidade, amenizando a sobrecarga das concessionárias.

8 CONCLUSÕES E PROPOSTA DE POLÍTICAS

Esta tese foi iniciada em função dos resultados obtidos na análise técnica e econômica da cogeração no segmento de papel e celulose na dissertação de mestrado (VELÁZQUEZ, 2000). Naquele trabalho foi avaliada a situação dos sistemas de cogeração, além do potencial de geração de eletricidade com a introdução de tecnologias mais eficientes, disponíveis comercialmente, correspondendo à utilização de caldeiras de maior pressão, turbinas de extração-condensação, bem como os ciclos combinados com turbinas a gás. Foram considerados combustíveis com menores emissões de poluentes do que o óleo combustível, como a biomassa e/ou gás natural e, a partir deles, calculados os custos de geração da eletricidade. Com relação aos aspectos ambientais foram comparadas as emissões de CO₂ provenientes da geração de eletricidade a partir da biomassa e gás natural às emissões dos sistemas então utilizados no segmento, a partir do óleo combustível.

Os resultados indicaram que o segmento poderia atingir a auto-suficiência em geração de eletricidade desde que existissem políticas adequadas. Porém, desde então, é mantida a política de preços das concessionárias (tarifas reduzidas para os grandes consumidores), além de que o preço da eletricidade excedente gerada com biomassa, hoje definido pelo PROINFA, está aquém de um valor que possa interessar aos geradores.

Por estas razões, esta tese foi proposta com a finalidade de buscar alternativas mais eficientes às tecnologias de geração de eletricidade utilizadas hoje no segmento. Apesar da maturidade das caldeiras de recuperação Tomlinson e das melhorias realizadas ao longo dos anos, elas ainda apresentam significativas desvantagens como riscos operacionais, de manutenção e reparo, de explosões decorrentes do contato entre o *smelt* e a água, além do ambiente corrosivo que limita a temperatura e a pressão do vapor e encarece a manutenção e da baixa eficiência térmica.

Providências no sentido de aumentar a eficiência de geração de eletricidade já foram tomadas, com a introdução de tecnologias disponíveis comercialmente, como o aumento da pressão das caldeiras e a introdução de turbinas de extração-condensação. Entretanto, tecnologias ainda mais eficientes e que se encontram, hoje, em desenvolvimento não estão sendo incentivadas, como, por exemplo, a gaseificação.

Neste contexto, esta tese se iniciou com a análise da situação do setor elétrico brasileiro discutindo as perspectivas para a cogeração a partir da biomassa que, hoje, até acredita-se que estejam mais positivas. Porém, o PROINFA não obteve o sucesso esperado para biomassa e, entre as diversas razões apresentadas como base para o desinteresse que o

programa provocou na área de biomassa, encontram-se as alterações das regras durante o processo e o preço para a eletricidade, definido no programa, que não teve atratividade.

A partir do Novo Modelo do Setor Elétrico, com o leilão de energias novas e a aprovação de novas medidas, as perspectivas para a geração descentralizada certamente ficarão mais positivas e a biomassa e a lixo poderão vir a ser componentes importantes da matriz energética do segmento. O histórico do setor elétrico brasileiro aponta para a necessidade de elaboração de programas de incentivo ao aumento da capacidade instalada no país para atender à crescente demanda e evitar o risco de desabastecimento.

O segmento de papel e celulose é um dos mais energointensivos e um dos principais responsáveis pelo uso da biomassa no setor industrial, juntamente com o sucroalcooleiro, com as correspondentes vantagens ambientais, gerando grande parte da energia que consomem a partir de subprodutos do processo (lenha, cascas, resíduos florestais e lixo), mas ainda não são auto-suficientes e nenhuma tecnologia mais eficiente está sendo incentivada.

Do ponto de vista das indústrias do segmento o incentivo à auto-suficiência está no risco de interrupções no fornecimento, pois os custos envolvidos nestas situações (perda de matéria-prima, interrupção na produção, perda de qualidade do produto acabado, etc.) são muito superiores aos custos da autoprodução de eletricidade. Estas dificuldades são bastante conhecidas, bem como as dificuldades enfrentadas pelo setor elétrico brasileiro que “(...) tem vivido sistemáticas restrições de investimentos nas últimas décadas (...) (informação verbal)⁶⁹”.

De acordo com esta pesquisa, no estado da arte da gaseificação, as tecnologias utilizando biomassa ainda são mais viáveis do que a gaseificação de lixo, que está num estágio anterior em termos comerciais. Algumas unidades ainda estão na fase de projeto e poucas superaram a fase piloto. Entretanto, muitas tentativas de desenvolvimento foram realizadas a partir de conceitos diferenciados e vários fabricantes de equipamentos já têm projetos para gaseificadores de lixo.

Entre os problemas técnicos encontrados durante os testes estão a corrosão e danos no material refratário verificados nos processos de alta temperatura, além da combustão incompleta (como o excesso de alcatrão e carvão) nos processos de baixa temperatura. Outros problemas a resolver são relativos à limpeza do gás quente, para remover compostos que podem afetar a operação da turbina a gás e às modificações na câmara de combustão da turbina a gás para queimar gases pobres. Estão pendentes, ainda, aqueles relacionados ao

⁶⁹ CYRO BOCCUSI - Vice-Presidente da AES Eletropaulo. **Engenharia e Desenvolvimento**. Abertura da XVII Semana de Engenharia Mackenzie. 29 fev.2005

comportamento termoquímico da lixívia, em particular sua elevada viscosidade e rápida expansão ao ser aquecida.

Na maioria dos casos, os problemas econômicos foram responsáveis pela suspensão das pesquisas, o que não permite a evolução dos trabalhos e a solução de tais problemas técnicos encontrados durante os testes. Somente dois processos apresentam chances de atingir o estado comercial (Chemrec e MTCI) porque foram apoiados por investimentos públicos e privados durante tempo suficientemente longo.

Existem outras configurações, ainda não comerciais (ABB e KBR), que se mostram potenciais candidatas ao desenvolvimento futuro, no caso de serem efetuadas as alterações previstas.

Por outro lado, existem as vantagens da gaseificação permitir o uso de turbinas a gás e de ciclos combinados com maior eficiência do que os ciclos com turbinas a vapor. Entretanto, na gaseificação da lixívia ainda restam muitos problemas tecnológicos que, se solucionados favoreceriam a comercialização, especialmente aqueles relacionados ao comportamento termoquímico da lixívia, além das dificuldades com o sistema de limpeza do gás, com a recuperação do enxofre antes de ser alimentado na turbina a gás e com a própria operação da turbina a gás com gás proveniente da gaseificação.

Nesta tese, a análise da tecnologia de gaseificação se iniciou com o estudo de caso em uma indústria integrada hipotética, típica dos EUA (LARSON, CONSONNI, KATOFISKY, 2003), seguida do estudo de caso de um grupo de indústrias brasileiras (GALLEGO, 2004), em que ambas propõem a substituição dos sistemas que utilizam caldeiras de recuperação Tomlinson pelos sistemas de gaseificação, finalizando com a utilização das mesmas configurações do estudo dos EUA na Indústria Klabin Fabricadora de Papel e Celulose – Unidade de Negócio Paraná, a qual já havia sido objeto de estudo na dissertação de mestrado.

Os resultados obtidos, no caso da indústria dos EUA, mostram que em todas as configurações a eficiência é maior que a do sistema Tomlinson e destacam a configuração BLGCC com Turbina a Gás de Grande Porte, que gera quantidade considerável de eletricidade excedente.

No caso do grupo de indústrias brasileiras, pôde-se observar que as configurações BLGCC não atendem à demanda de energia térmica do processo, como o sistema Tomlinson, havendo necessidade de queima suplementar de biomassa. Entretanto, produzem quantidade maior de energia elétrica, suprimindo a demanda do processo, além de possibilitar a venda de excedentes. Entre as configurações avaliadas a que apresenta melhor aproveitamento energético é a BLGCC com Ar Atmosférico Pressurizado.

Para a indústria Klabin, utilizando a biomassa que se encontra disponível hoje na planta e a configuração BLGCC com Turbina a Gás de Grande Porte, os resultados se mostraram positivos, como no estudo de Larson, Consonni e Katofsky (2003), com a maior quantidade de eletricidade excedente gerada, entre as configurações.

A utilização da lixívia, tanto para recuperar os produtos químicos quanto para gerar vapor, tem a vantagem adicional de evitar os impactos ambientais provocados pelo seu descarte, por ser altamente tóxica e poluente, pois a lixívia, resíduo inevitável do processo, contém todos os produtos químicos utilizados no processo “sulfato” de fabricação de celulose.

Com relação aos aspectos ambientais, é de particular importância salientar o preenchimento da lacuna da atual legislação ambiental brasileira para controle de emissões de fontes estacionárias, incluindo, também, um limite máximo para as emissões de NO_x nestas fontes. Durante a elaboração desta tese, um grupo de trabalho, no âmbito do CONAMA, preparou uma Proposta de Resolução sobre Emissões de Poluentes Atmosféricos por Fontes Fixas com limites máximos de emissões. Tal proposta foi aprovada pela Câmara Técnica de Controle Ambiental, do CONAMA, em janeiro de 2006. Com um controle mais rigoroso, a sociedade será beneficiada com a diminuição dos impactos ambientais, pois as emissões de poluentes são minimizadas pela geração a partir de fontes renováveis.

Os poluentes mais significativos em termos de impactos ambientais da caldeira Tomlinson são os particulados (MP), controlados nas fornalhas da maioria das caldeiras e pela instalação de precipitadores eletrostáticos, além dos NO_x , para os quais, nela, não há controle (em geral).

Nos sistemas BLGCC, as emissões atmosféricas são principalmente associadas ao processo de combustão na câmara de combustão da turbina a gás, que queimará tanto o gás proveniente da gaseificação limpo, quanto uma mistura dele com gás natural. Neste processo conta-se com a eficiência dos sistemas *dry low* NO_x das turbinas a gás.

Pelo fato da geração hidrelétrica no Brasil ser predominante, o que é uma situação privilegiada, há maior dificuldade em reduzir as emissões por meio da substituição de combustíveis fósseis por renováveis. Diversos segmentos do setor industrial brasileiro vêm buscando a oportunidade de gerar energia elétrica com emissões praticamente nulas, além de buscar oportunidades a partir dos mecanismos do Protocolo Quioto e, em contrapartida, existem as perspectivas de ter maiores emissões de carbono, pela utilização do carvão mineral importado da China correndo-se o risco de ter incorporado à matriz energética brasileira o aumento de um combustível não renovável e, por consequência, prejudicial ao meio ambiente.

Visando contribuir com a busca de mecanismos que viabilizem a cogeração, neste caso específico, com tecnologia mais eficiente, paralelamente, foi analisada a viabilidade econômica da utilização da tecnologia de gaseificação/turbina a gás, para a indústria integrada típica dos EUA e para a indústria Klabin, a partir da aplicação da análise termoeconômica, baseada no conceito de exergia. Esta é considerada a melhor e mais adequada para a avaliação precisa dos custos da energia comparando em base exergética os custos de geração do vapor e da eletricidade de processo.

Para os dois casos, foi selecionado como mais adequado e adotado o método do trabalho como subproduto, de forma a manter constantes para a empresa os custos da eletricidade e do vapor de média e baixa pressão para o processo de produção. Inicialmente, foram calculados os custos do vapor de processo e da eletricidade com caldeira Tomlinson, que é a tecnologia em uso nas indústrias do segmento. O custo específico do vapor de processo (em base exergética) foi calculado pelo método da igualdade, admitindo iguais os custos da eletricidade, do vapor de média pressão e do vapor de baixa pressão.

Pré-definido este valor, a partir do método do trabalho como subproduto, foi calculado o custo da eletricidade gerada a partir das diferentes configurações BLGCC (mais eficientes), que permitem a produção de excedentes de eletricidade.

Fixados o custo de geração do vapor (com o sistema Tomlinson) e o custo de geração da eletricidade consumidos no processo, foram então calculados os custos de geração dos excedentes de eletricidade em cada configuração BLGCC.

Os resultados obtidos, tanto considerando a tarifa ofertada pela concessionária dos EUA (40,44 US\$/MWh) como preço da eletricidade definido pelo PROINFA no Brasil para a venda da eletricidade excedente (44,07 US\$/MWh), apresentam viabilidade econômica somente da configuração BLGCC de Alta Temperatura com Turbina a Gás de Grande Porte, pois nas outras configurações avaliadas o custo de geração da eletricidade excedente é superior aos preços ofertados.

Na unidade dos EUA, a configuração BLGCC de Alta Temperatura com Turbina a Gás de Grande Porte apresentou custo de geração da eletricidade excedente de 21,08 US\$/MWh, enquanto que no caso da indústria brasileira Klabin, para as diferentes condições financeiras (15%, 17,5%, 20%, todas amortizadas em 20 anos), o custo foi, respectivamente, de 20,67 US\$/MWh, 23,35 US\$/MWh, 26,12 US\$/MWh. Em ambos os casos, para todas as configurações analisadas, o custo da eletricidade gerada calculado foi menor do que o preço cobrado pelas concessionárias locais, 43,16 US\$/MWh nos EUA e 35 US\$/MWh no Brasil.

De um modo geral, os resultados indicam que a geração de excedentes no segmento de papel e celulose necessita de investimentos maiores, providência que aumenta os custos de geração de excedentes, e que a diferença entre o custo de geração da eletricidade e a tarifa da eletricidade ofertada poderá ser menor quando dos custos de geração estiverem descontados os créditos de carbono, dentro das oportunidades do Protocolo de Quioto.

Fica, então, evidente a necessidade de mecanismos adicionais que possibilitem a implementação de novas tecnologias de cogeração e observa-se que no cenário atual, a cogeração (e muito menos a auto-suficiência) com tecnologias mais eficientes dificilmente se viabilizará. Some-se a isto, o estágio atual de desenvolvimento da tecnologia mais eficiente, proposta nesta tese.

Diante destes fatos, a geração de energia descentralizada, a partir das plantas do segmento de papel e celulose, deveria aumentar sua participação, uma opção interessante para elevar a oferta, contribuindo para a redução da fragilidade do sistema e tendo sua importância reconhecida para a diversificação e flexibilização da matriz energética brasileira. Entretanto, faltam políticas adequadas para atingir este objetivo. Entre elas, pode-se citar o PROINFA, que apontou perspectivas mais promissoras para a geração de energia elétrica a partir de biomassa. Porém, os resultados não atingiram as expectativas e, entre as barreiras mencionadas está o valor econômico (V.E.), que foi definido abaixo do ponto de atratividade, a necessidade de aperfeiçoamento das linhas especiais de financiamento do BNDES para projetos de energias renováveis, além de que os financiamentos menores poderiam ser realizados diretamente com os bancos.

Quando este trabalho já estava finalizado, o BNDES divulgou suas novas Políticas Operacionais⁷⁰ que irão orientar e normatizar operações de financiamento realizadas pelo Banco, priorizando inovações e desenvolvimento da infraestrutura. Entre as novas medidas, está a redução média de 30% na remuneração básica do BNDES. A taxa de juros final cobrada nos financiamentos do Banco, em operações diretas (acima de R\$ 10 milhões), é composta pela soma da Taxa de Juros de Longo Prazo (TJLP), mais a remuneração básica do BNDES, mais a taxa de risco de crédito. Esta taxa que até então era de 1,5% passa a variar de 0,8% a 1,8%, de acordo com a classificação de cada empresa.

No caso das operações indiretas (abaixo de R\$ 10 milhões) não há cobrança da taxa de risco de crédito. Nela acrescenta-se à TJLP, o *spread* básico e a taxa de intermediação

⁷⁰ BNDES – Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social. **Novas Políticas Operacionais do BNDES priorizam inovação e desenvolvimento da infraestrutura.** Disponível em http://www.bndes.gov.br/noticias/not020_06.asp Acesso em 22 fev.2006.

financeira cobrada pelo BNDES. A remuneração da instituição financeira que vai repassar o financiamento deverá ser negociada entre a instituição e o beneficiário do empréstimo.

As novas normas estabelecem níveis diferenciados de remuneração básica do BNDES para os financiamentos (Anexo B) que, no caso da geração de energia elétrica com biomassa, e caldeira a partir de 60 bar é de 1% mais a incidência da TJLP. Além disso, neste caso, o Banco tem a participação máxima de 90% (maior que no caso do PROINFA).

Associando o fato do segmento de papel e celulose apresentar grande disponibilidade de resíduos do processo de fabricação e elevado consumo de eletricidade à situação atual do setor elétrico brasileiro, que apresenta incerteza na oferta de eletricidade e riscos de interrupção no fornecimento, a proposta desta tese poderá ser considerada viável embasada, inclusive, nas várias vantagens apresentadas pelo processo de cogeração, que amenizam a sobrecarga das concessionárias colaborando indiretamente na oferta de eletricidade, incluindo o potencial de substituição dos combustíveis fósseis e a conseqüente diminuição de emissões de CO₂.

Neste panorama, é evidente a impossibilidade de esgotar o assunto proposto na tese, não só pela complexidade tecnológica, mas, também, pelo estágio de desenvolvimento de políticas do setor elétrico e o estágio de utilização do MDL, devido ao fato do Protocolo de Quioto ter sido assinado somente no ano passado.

Com relação à legislação atual do setor elétrico no que se refere à cogeração, espera-se definição de preços mínimos mais atrativos para a venda da eletricidade excedente, além da obrigatoriedade de compra.

Por estas razões, este trabalho apresenta limitações que indicam a necessidade de continuação dos estudos, com o acompanhamento do desenvolvimento tecnológico da gaseificação para que sejam disponibilizadas comercialmente diferentes configurações que se adaptem às necessidades das indústrias integradas.

É de particular importância a realização de um estudo para a inclusão dos custos ambientais (externalidades) na análise econômica, e apenas com esse objetivo, principalmente pelas perspectivas do aumento da participação de combustíveis fósseis na matriz energética, representados pelo carvão mineral.

Finalmente, é difícil realizar uma análise completa das oportunidades do Protocolo de Quioto, neste momento, uma vez que o processo ainda encontra-se em fase inicial de implementação. Sabe-se que o Brasil tem inúmeras possibilidades de obtenção de créditos de carbono a partir do reflorestamento, da cana-de-açúcar, da utilização do carvão vegetal em seus processos, da própria produção de papel e celulose a partir de florestas plantadas pelo

fato da produtividade florestal no Brasil, devido à extensão territorial e ao clima, serem favoráveis ao crescimento muito mais rápido das árvores do que em outros países.

REFERÊNCIAS

ABTCP - Associação Brasileira Técnica de Papel e Celulose. **Diretrizes Recomendadas para Segurança Pessoal em Caldeiras de Recuperação**. Comitê de Segurança em Caldeiras de Recuperação do Brasil (coord. Alcino A. Kauling). 2002.

AGUIAR, S.R.S. **Avaliação de um Gaseificador de Leito Fluidizado para Biomassa**. (Dissertação de Mestrado) UNIFEI – Universidade Federal de Itajubá. Minas Gerais, 2003.

ALMEIDA, F. O mundo dos negócios e o meio ambiente no século 21. In: TRIGUEIRO, André (Coord.). **Meio Ambiente no Século 21**. Rio de Janeiro: Sextante, 2003. p.124-141.

AMÉRICO, L.F.K. **Introdução à Economia Ecológica**. Coleção Sociedade e Ambiente, 1ª Edição, FURB. Blumenau, 1996.

ANEEL - Agência Nacional de Energia Elétrica. **Instituição da Agência Nacional de Energia Elétrica**. Disponível em <http://www.aneel.gov.br/8.htm> Acesso em: 15 fev. 2006.

ANEEL - Agência Nacional de Energia Elétrica. **Banco de Informações de Geração (BIG)**. Disponível em <http://www.aneel.gov.br/15.htm> Acesso em: 16 fev. 2006.

ASSUNÇÃO, J.V. Controle Ambiental do Ar. In: **Curso de Gestão Ambiental**. São Paulo: Manole, 2004. cap 4, p.101-154.

BAJAY, S.V., BADANHAN, L.F. **Energia no Brasil: Os Próximos Dez Anos**. Seminário: Sustentabilidade na Geração e Uso de Energia no Brasil: Os Próximos Vinte Anos. UNICAMP. São Paulo, fevereiro de 2002.

BEESP - **Balço Energético do Estado de São Paulo**. Secretaria de Energia do Estado de São Paulo. São Paulo, vários anos.

BEI - **The Brazilian Energy Initiative**. World Summit on Sustainable Development. Johannesburg, South Africa, 2002.

BEN - **Balço Energético Nacional**. Ministério de Minas e Energia. Brasília, vários anos.

BEJAN, A., TSATSARONIS, G., MORAN, M. **Thermal Design and Optimization**. John Wiley & Sons, Inc. New York, 1996.

BERGLIN, N., PERSSON, L., BERNTSSON, T. **Energy System Options with Black Liquor Gasification**. Pulp & Paper Canada. Canadá, 1996.

BNDES – Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social. **Programa de Geração de Energia Elétrica a partir de Resíduos de Biomassa**. [online] Disponível: <http://www.bndes.gov.br/produtos/financiamento/biomassa.asp> Acesso em: 8 ago. 2003.

BNDES – Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social. Relatório Anual 2003. Disponível em: <http://www.bndes.gov.br/empresa/desempenho/relatorio/ra2003/port/index.htm> Acesso em: 20 jun. 2005.

BOLOGNINI, M.F. **Externalidades na Produção de Álcool Combustível no Estado de São Paulo**. (Dissertação de Mestrado) Programa Interunidades de Pós-Graduação em Energia, Universidade de São Paulo. São Paulo, 1996.

BONOMI, A. (Coordenador) **Conservação de Energia na Indústria de Celulose e Papel.** Manual de Recomendações. Instituto de Pesquisas Tecnológicas do Estado de São Paulo (IPT). São Paulo, 1985.

BORTOLAIA, L.A. **Emprego de Biomassa Gaseificada em Turbinas a Gás.** (Dissertação de Mestrado) Escola Federal de Engenharia de Itajubá. Minas Gerais, 1996.

BORTOLAIA, L.A., NOGUEIRA, L.A.H., NASCIMENTO, M.A.R. **Análise Econômica de Ciclos com Turbina a Gás Utilizando Biomassa Gaseificada.** ENCIT - Encontro Nacional de Ciências Térmicas. Florianópolis, dezembro de 1996.

BRACELPA - Associação Brasileira dos Fabricantes de Celulose e Papel. Estatísticas. São Paulo, 1995 e 1996.

BRACELPA - Associação Brasileira dos Fabricantes de Celulose e Papel. Relatório Estatístico Florestal. São Paulo, 2003.

BRACELPA – Associação Brasileira de Papel e Celulose. O Papel na Vida do Brasil. Disponível em: <http://www.bracelpa.org.br/br/estudantes/papel_vida_brasil.htm> Pdf. Acesso em: 10 set. 2005.

_____. (2005a). Negociações Internacionais: É preciso estar atento. BRACELPA News. Ano XII – nº 558 – 5/9/2005. Disponível em: <<http://www.bracelpa.org.br/br/news/pdf/558.pdf>> Acesso em: 12 set. 2005.

_____. (2005b). Florestas Plantadas: solução social, ambiental e econômica. BRACELPA News. Ano XII – nº 559 – 12/9/2005. Disponível em: <<http://www.bracelpa.org.br/br/news/pdf/559.pdf>> Acesso em: 1 out. 2005.

_____. (2005c). Impacto Socioeconômico das Florestas Plantadas pelo Setor. Disponível em: <<http://www.bracelpa.org.br/br/estudantes/floresta/socioeconomico.htm>> Pdf. Acesso em: 1 out. 2005.

_____. (2005d). O Setor Brasileiro de Celulose e Papel. Disponível em: <<http://www.bracelpa.org.br/br/anual/perfil2005.pdf>> Pdf. Acesso em: 8 out. 2005.

_____. (2005e). O Setor Brasileiro de Celulose e Papel. Disponível em: <<http://www.bracelpa.org.br/br/anual/perfil2005.pdf>> Pdf. Acesso em: 8 out. 2005.

BRANDÃO, H.S.M. **Gaseificação do Licor Preto**. Monografia – Programa de Pós-Graduação em Ciência Florestal, Universidade Federal de Viçosa, Minas Gerais, 2003.

BREEZE, P. **Power Generation Technologies – Evaluating the Cost of Electricity** - Financial Times, 1998.

BRIGHENTI, C.R.F. **Integração do Cogrador de Energia do Setor Sucroalcooleiro com o Sistema Elétrico**. 2003. Dissertação (Mestrado em Energia) – Programa Interunidades de Pós-Graduação em Energia, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2003.

BRIGHENTI, C.R.F. **Barreiras e Propostas de Políticas para a Implementação de Projetos de Energia Renovável no Brasil**. Seminário: Cogeração e Gás Natural. International Business Communications (IBC). São Paulo. 15 de junho de 2005.

BROWN, C.A.; LEARY, R.; GOROG, J.P.; ABDULLAH, Z. **The Chemrec Black Liquor Gasifier at New Bern – A Status Report**. 2004 International Recovery Conference. Charleston South Carolina USA, 2004.

CÂMARA, I.G. Problema ou solução?. In: TRIGUEIRO, André (Coord.). **Meio Ambiente no Século 21**. Rio de Janeiro: Sextante, 2003. p.160-169.

CARNEIRO, M.R.A. **Bioindicadores vegetais de poluição barosférica: uma contribuição para a saúde da comunidade**. (Dissertação de Mestrado). Programa de Pós-Graduação Enfermagem em Saúde Pública, Escola de Enfermagem de Ribeirão Preto da Universidade de São Paulo, 2004.

CARPENTIERI, E. **The Brazilian BIG-GT Demonstration Project. The Project, Experience, Status and Perspectives**. In: INTERBIO – International Seminar on Biomass for Energy Production. Rio de Janeiro, 2001.

CARRA, J.L. **Matriz Energética e de Emissões: Instrumentos de Análise das Políticas Públicas no Setor Energético**. (Dissertação de Mestrado) Programa Interunidades de Pós-Graduação em Energia, Universidade de São Paulo. São Paulo, 2003.

CARVALHO, L.C.C., SZWARC, A. **Understanding the Impact of Externalities: Case Studies – Brazil**. In: International Development Seminar on Fuel Ethanol. Washington, dezembro de 2001.

CCPE. **Plano Decenal de Expansão, 2001 – 2010**. MME – Ministério de Minas e Energia. Brasília, 2001.

CEBRIÁN, J.L.S **Procesado Termoquímico a Baja Temperatura de Lejías Negras Procedentes de la Cocción de Paja de Cereal**. Tesis (Doctorado en Ciencias Químicas) - Departamento de Ingeniería Química y Tecnologías del Medio Ambiente, Universidad de Zaragoza, España, 1999.

CENBIO – CENTRO NACIONAL DE REFERÊNCIA EM BIOMASSA. **Notas Técnicas**. São Paulo, vários anos.

CETESB – Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental. **Ozônio Troposférico na Região Metropolitana da Cidade de São Paulo. Propostas para Controle.** Relatório Final do Grupo de Trabalho. (coord. Cláudio Darwin Alonso). São Paulo, 2000.

CETESB – Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental. **Qualidade do Ar da Cidade de São Paulo.** Relatório. São Paulo, 2002.

CIA SUZANO DE PAPEL E CELULOSE. Relatório Técnico e Manual Informativo. São Paulo, 1998.

CNPE – Conselho Nacional de Política Energética. **Matriz Energética Nacional: Projeções para 2005, 2010 e 2020.** Relatório Final do Comitê Técnico da Matriz Energética. Brasília, novembro de 2001.

COELHO, S.T., GOLDEMBERG, J., REI, F. **Brazilian Energy Matrix and Sustainable Development.** Energy for Sustainable Development, v.4, p. 55 – 59, 2002.

COELHO, S.T., APOLINARIO, S.M. **Estado da Arte da Gaseificação.** Relatório Final do Projeto GASEIFAMAZ, financiado pela Financiadora de Estudos e Projetos (FINEP). São Paulo: Centro Nacional de Referência em Biomassa (CENBIO) – IEE/USP, 2002.

COELHO, S. T., GUARDABASSI, P., BOLOGNINI, M. F. **Policies for Electricity Generation from Biomass in Brazil: Current Situation and Proposal of More Efficient Policies.** In: 12th Biomass Conference. Amsterdã, 2002.

COELHO, S.T., PALETTA, C.E., VARKULYA JR. A., GUARDABASSI, P., PEREIRA, O.S. **Utilização dos Conceitos de Exergia para Análise Técnica e Econômica da**

Cogeração: Estudo de Caso em Indústrias de Madeira da Amazônia. In: XVI COBEM - Brazilian Congress on Mechanical Engineering – 2001.

COELHO, S.T. **Fontes alternativas: Questão de bom senso.** Revista Agroanalysis, v.20, p.31 - 32. Fundação Getúlio Vargas. São Paulo, 2000.

COELHO, S.T. **Barreiras e Mecanismos para Implementação de um Programa de Larga Escala de Cogeração a Partir de Biomassa. Uma Proposta para o Estado de São Paulo.** 1999. Tese (Doutorado em Energia) - Programa Interunidades de Pós-Graduação em Energia, Universidade de São Paulo, São Paulo, 1999.

COELHO, S.T., ZYLBERSZTAJN, D. Barreiras e Mecanismos de Implementação à Cogeração de Eletricidade a partir de Biomassa. (cd-rom). In: III CONGRESSO BRASILEIRO DE PLANEJAMENTO ENERGÉTICO. **Anais.** São Paulo, junho de 1998.

COELHO, S.T., OLIVEIRA JR, S., ZYLBERSZTAJN, D. Análise Termoeconômica da Cogeração de Eletricidade a partir do Bagaço-de-Cana em uma Usina de São Paulo. In: XIV COBEM – Congresso Brasileiro de Engenharia Mecânica. **Anais** (cd-rom). Bauru, 1997.

COELHO, S.T.; OLIVEIRA JUNIOR, S.; ZYLBERSZTAJN, D. Thermoeconomic Analysis of Electricity Cogeneration from Sugarcane Origin. In: Third Biomass Conference of the Américas, 1997. **Anais.** Montreal. Elsevier Science Ltd V.II. p.1631-1640.

COELHO, S.T., ZYLBERSZTAJN, D. A Preliminary Analysis to Improve Electricity Cogeneration from Biomass Origin in Brazil. In: **Biomass** (P. Chartier, G.L. Ferrero, U.M. Henius, S. Hultberg, J. Sachau, M. Wiinblad, ed.), Elsevier Science, v.1, p. 446 - 458. Oxford, 1996.

COELHO, S.T. **Mecanismos para Implementação da Cogeração de Eletricidade a partir de Biomassa no Estado de São Paulo. Aspectos Políticos.** Seminário apresentado no IEE/USP (org. Prof. Dr. Antonio Carlos Bôa Nova). São Paulo, novembro de 1996.

COELHO, S.T., VELÁZQUEZ, S.G., ZYLBERSZTAJN, D. Cogeneration in Brazilian Pulp and Paper Industry from Biomass Origin to Reduce CO₂ Emissions. In: DEVELOPMENTS IN THERMOCHEMICAL BIOMASS CONVERSION. **Anais.** v. III, p. 1073 - 1085. Banff, Canadá, maio de 1996.

COELHO, S.T., BOLOGNINI, M.F. **Incorporation of Externalities as a Mechanism to Improve Electricity Cogeneration in Brazilian Sugar/Alcohol Plants.** In: III CONFERÊNCIA DE TERMOENERGÉTICA INDUSTRIAL. Las Villas, 1996.

COELHO, S.T., IENO, G.O. **Cogeração de Eletricidade nas Indústrias de Papel e Celulose.** (mimeografado). Estudo realizado sob contrato com União Européia. IEE/USP. São Paulo, 1993.

COELHO, S.T. **Avaliação da Cogeração de Eletricidade a partir de Bagaço-de-Cana em Sistemas de Gaseificador /Turbina a Gás.** (Dissertação de Mestrado) Programa Interunidades de Pós-Graduação em Energia, Universidade de São Paulo. São Paulo, 1992.

CONAMA – Conselho Nacional de Meio Ambiente. Proposta de Resolução sobre Emissão de Poluentes Atmosféricos por Fontes Fixas. Disponível em http://www.mma.gov.br/port/conama/reunalt.cfm?cod_reuniao=774 Acesso em 10 jan. 2006.

CONSONNI, S., LARSON, E.D., BERGLIN, N. Black Liquor-Gasifier/Gas Turbine Cogeneration. In: 42^o ASME Gas Turbine and Aeroengine Congress, Exposition, and Users Symposium. **Anais.** Orlando, Florida, 1997.

CORTEZ, L.A.B., LORA, E.S. (coord.) **Tecnologias de Conversão Energética da Biomassa**. Série Sistemas Energéticos, v. II, EDUA/EFEI. Manaus, 1997.

DELAQUIL, P. **Biomass Gasification for Combined Heat and Power: A Project Example from China**. In: INTERBIO – International Seminar on Biomass for Energy Production. Rio de Janeiro, 2001.

DOMÍNGUEZ GARRIDO, U. **La Internalización de los Costes de la Energía**. In: El Sector Energético en la Actualidad. Curso de Verano. Universidad de Salamanca. Espanha, 2002.

EEA – European Environmental Agency. **Environmental Taxes: Implementation and Environmental Effectiveness**. Copenhagen, 1996.

ELETROBRÁS. **Plano Decenal de Expansão**. Brasília, vários anos.

ELETROBRÁS. **Avaliação de Oportunidades de Cogeração**. Relatório. Rio de Janeiro, 1999.

EPA - Environmental Protection Agency. **Air Pollution Engineering Manual**. 2nd. Edição. Los Angeles, 1985.

ERM Alpha Ltda. **Usina de Cogeração de Energia – UGE Carioba II**. São Paulo, 2001.

ExternE: Externalities of Energy. Comissão Europeia (DG XVII). Bruxelas, 1995 (vários volumes).

FAAIJ, A. **Externalities from Biomass and Waste.** (Tese de Doutorado) Universidade de Utrecht. Países Baixos, 1997.

FAAIJ, A., *et al.* Externalities of Biomass Based Electricity Production Compared with Power Generation from Coal in the Netherlands. In: **Biomass and Energy.** v. 14, N° 2, p. 125 - 147, 1998.

FAGÁ, M.T.W., MOREIRA, J.G.S. Challenge for a sustainable market – the case of Brazil. In: I Seminário de Energias Renováveis, v. 1, p. 507 - 518. **Anais.** Santa Cruz, Bolívia, 1994.

FAO Food and Agriculture Organization of the United Nations. **Biomass Combustion Technologies,** 1998.

FELDMAN, F. A parte que nos cabe: consumo sustentável?. In: TRIGUEIRO, André (Coord.). **Meio Ambiente no Século 21.** Rio de Janeiro: Sextante, 2003. p.144-157.

FERREIRA, S.B. **Análise das Condições de Operação de Turbinas a Gás Industriais Usando Biomassa Gasificada.** (Dissertação de Mestrado) Escola Federal de Engenharia de Itajubá. Minas Gerais, 1998.

FLORES, L.F.V., NOGUEIRA, L.A.H. **Panorama da Dendroenergia no Brasil.** Reunión de la Red Latino de Cooperación Técnica em Dendroenergia y Seminário Regional sobre Sistemas Dendroenergéticos Optimizados para el Desarrollo Rural Sostenible. FAO. Tegucigalpa, Honduras, outubro, 1993.

FREITAS, M.A.V., STEMMER, G.E., MOREIRA, J.R., CAMPOS, I.A., ZILLES, R., FABRIZY, M.P., FEITOSA, E., CORRÊA, F., FAGÁ, M.T.W., MAZZON, L., PEREIRA, O.S. **O Foro de Energias Renováveis e Desenvolvimento das Energias Solar, Eólica, da Biomassa e das Pequenas Centrais Hidroenergéticas no Brasil.** Revista Brasileira de Energia, v. 6, p. 121 - 156. Rio de Janeiro, 1997.

FUJIHARA, M.A. **Mercado de Redução de Gases Estufa**. INOVAÇÃO UNICAMP.

Disponível em <<http://www.inovacao.unicamp.br/report/entre-fujihara.shtml>> Acesso em: 3 fev. 2006.

FURNARI, VERGNHANINI **Manual sobre Emissões de Poluentes em Caldeiras**. IPT – Instituto de Pesquisas Tecnológicas. São Paulo, 1997.

FURTADO, R.C. **The Incorporation of Environmental Costs into Electric Power System Planning in Brazil**. (Tese de Doutorado) Imperial College. Londres, 1996.

GALLEGO, A.G. **Modelagem Computacional e Análise Termodinâmica de Sistemas de Geração de Potência Utilizando Gaseificação de Licor Negro**. (Tese de Doutorado) Universidade Estadual de Campinas (UNICAMP). Campinas, 2004.

GALINDO, G.G. **Estúdio del Comportamiento Termoquímico de lãs Lejías Negras Alcalinas Procedentes de la Cocción de Paja de Cereal**. Tesis (Doctorado en Ciencias Químicas) - Departamento de Ingeniería Química y Tecnologías del Médio Ambiente, Universidad de Zaragoza, España, 2000.

GASPARIN, M. Caldeira de Leito Fluidizado para Biomassa - A Experiência da Klabin. In: **Oportunidades de Geração de Eletricidade a partir de Biomassa**. Curso organizado pelo Centro Nacional de Referência em Biomassa (CENBIO) – IEE/USP, São Paulo, 1999.

GASPARIN, M. Experiência de Cogeração na Klabin. In: **Oportunidades de Cogeração na Indústria Química**. Seminário organizado pela Associação Brasileira de Engenharia Química - ABEQ. **Anais**. São Paulo, 1997.

GASPARIN, M., PESCH, L.R., BREDA, M.S. Experiência de Implantação e Operação da “BFB” em Monte Alegre. In: 30º Congresso Anual de Celulose e Papel da ABTCP. **Anais**. São Paulo, 1997.

GENERAL ELETRIC **Catálogo de Turbinas Aeroderivativas**. Agosto de 1996.

GENERAL ELETRIC POWER SYSTEMS **MS6001FA – AN ADVANCED-TECHNOLOGY 70-MW CLASS 50/60... Hz GAS TURBINE**. Disponível em http://www.gepower.com/prod_serv/products/tech_docs/en/downloads/ger3765b.pdf

Acesso em: 18 fev. 2006.

GOLDEMBERG, J. O Caminho até Joanesburgo. In: TRIGUEIRO, André (Coord.). **Meio Ambiente no Século 21**. Rio de Janeiro: Sextante, 2003. p.172-181.

GOLDEMBERG, J. Em Busca da Energia Limpa e Renovável. *Jornal da Tarde*, São Paulo, 12/02/2000.

GOLDEMBERG, J., TURKENBURG, W., COELHO, S.T. **Renewable Energy Technologies**. In: *World Energy Assessment - Energy and Challenge of Sustainability*. 1ª Edição, v.1, p. 219 – 272. New York, 2000.

GOLDEMBERG, J., REID, W. **Promoting Development while Limiting Greenhouse Gas Emissions - Trends and Baselines**. UNDP/World Resources Institute. New York, 1999.

GOLDEMBERG, J. **Energia, Meio Ambiente e Desenvolvimento**. EDUSP. São Paulo, 1998.

GONÇALVES, C., PEREIRA, S., LANNA, I., CARDOSO, M., MENDES, M., EDMUNDS, R. **Caracterização Química do Licor Negro de Eucalipto e sua Influência na Geração de**

Vapor em Caldeiras de Recuperação. 35º Congresso e Exposição Anual de Celulose e Papel. São Paulo, outubro de 2002.

GONÇALVES JÚNIOR, D. **Reestruturação do Setor Elétrico Brasileiro: Estratégia de Retomada da Taxa de Acumulação de Capital.** 2003. Dissertação (Mestrado em Energia) – Programa Interunidades de Pós-Graduação em Energia, Universidade de São Paulo, São Paulo, 1995.

HIGA; M., BANNWART; A.C. Estudo do Consumo de Energia em Planta de Açúcar usando os Métodos *Pinch-Point* e Programação Linear. In: 15º COBEM – Congresso Brasileiro de Engenharia Mecânica. **Anais.** Águas de Lindóia, São Paulo, 1999.

HOFFMANN, R. **Método Avaliativo da Geração Regionalizada de Energia, em Potências Inferiores a 1 MWe, a partir da Gestão dos Resíduos de Biomassa – O Caso da Casca de Arroz.** 1999. Tese (Doutorado em Engenharia), Escola de Engenharia da Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 1999.

IENO, G.O. **Avaliação Técnica e Econômica da Conversão da Usina de Piratininga em Ciclo Combinado com Turbina a Gás.** 1993. Dissertação (Mestrado em Energia) – Programa Interunidades de Pós-Graduação em Energia, Universidade de São Paulo, São Paulo, 1993.

INSTITUTE FOR POLICY RESEARCH AND SUPPLEMENTATION - University of Colorado & AMERICAN CHAMBER OF COMMERCE SP, BRAZIL - **US BRAZIL ASPEN GLOBAL FORUM - CDM PROJECTS.** São Roque, Brazil, 1999.

IPAM - Instituto de Pesquisa Ambiental da Amazônia. **Desmatamento na Amazônia é um dos temas discutidos no evento na Áustria.** Disponível em

<http://www.ipam.org.br/noticias/ler_noticia.php?nid=114&session_id=023ec431615473b3f2865d2955e0abd7> Acesso em: 15 fev. 2006.

_____. (2006a). **O desmatamento na Amazônia é responsável por um volume de emissões duas vezes maior que o produzido pela queima de combustível fóssil.** Disponível em <http://www.ipam.org.br/noticias/artigos/007.php?session_id=9051e4da457756240d921b9eb3f0fc65> Acesso em: 15 fev. 2006.

IPCC - Intergovernmental Panel on Climate Change - **Greenhouse Gas Inventory Reference Manual**, v. 3. United Kingdom, 1995.

JANUZZI, G.D.M. Planejando a Crise Energética, [online]. Disponível em: <http://www.comciência.br>. Acesso em: 10 mai. 2001.

KOTAS, T.J. *The Exergy Method of Thermal Plant Analysis*. Krieger Publishing Company. Malabar, Florida, 1995.

KELMAN, J., VENTURA FILHO, A., BAJAY, S.V., PENNA, J.C., HADDAD, C.L.S. Relatório da Comissão de Análise do Sistema Hidrotérmico de Energia Elétrica (criado por Decreto do Presidente da República, em 22 de maio de 2001). Brasília, julho de 2001.

KIISKILÄ, E., LÄÄVERI, A., NIKKANEN, S., VAKKILAINEN, E. **Possibilities for New Black-Liquor Processes in the Pulping Industry: Energy and Emissions.** Biosurse Technology. Varkaus, Finland, 1993.

KITAYAMA, O. **Novo PROINFA ou boa oportunidade?** Revista Brasil Energia. Outubro de 2005.

KLABIN - Indústria Fabricadora de Papel e Celulose. Relatório da Área de Vapor e Energia. Monte Alegre, Paraná. 2005.

KRAUSE, G.G., BAUM, M., CARVALHO JR, A.V., CARNEIRO, M.M., RIBEIRO, J.E., NOGUEIRO, L.A.H., CORSETTI, M. **Viabilização da Tecnologia de Cogeração no Brasil.** X Seminário Nacional de Transmissão e Produção de Energia Elétrica. Curitiba, outubro de 1989.

LAMÔNICA, H.M., LEAL, M.R.L.V. **Electricity Generation from Sugar Cane Residues.** In: INTERBIO – International Seminar on Biomass for Energy Production. Rio de Janeiro, 2001.

LARSON, E.D., CONSONNI, S., KATOFISKY, R.E. **A Cost-Benefit Assessment of Biomass Gasification Power Generation in the Pulp and Paper Industry.** Princeton: Princeton University, 2003. (Final Report). Disponível em:http://www.princeton.edu/~energy/publications/pdf/2003/BLGCC_FINAL_REPORT_8_OCT_2003. Pdf. Acesso em: 13 jan. 2005.

LARSON, E.D., MACDONALD, G.W., YANG, W., FREDERICK, W.M.J., IISA, K., KREUTZ, T.G., MALCOLM, E.W., BROWN, C.A. **A Cost-Benefit Assessment of BLGCC Thecnology.** TAPPY JOURNAL. v. 83, Nº 6, p. 1 - 16. 2000.

LARSON, E.D., CONSONNI, S. **Performance of Black Liquor Gasifier/Gas Turbine Combined Cycle Cogeneration in the Kraft Pulp and Paper Industry.** In: Third Biomass Conference of the Americas. Montreal, 1997.

LARSON, E.D., KREUTZ, T.G., CONSONNI, S. **Biomass and Black Liquor Gasifier/Gas Turbine Cogeneration at Pulp and Paper Mills.** In: Third Biomass Conference of the Americas. Montreal, 1997.

LARSON, E.D. **BIOMASS FOR ELECTRICITY PRODUCTION.** Itamaraty, Brasília, 1997.

LARSON, E.D. **Biomass-Gasifier/Gas Turbine Cogeneration in the Pulp and Paper Industry**. In: 36th International Gas Turbine and Aeroengine Congress and Exposition. Orlando, Flórida, 1991.

LARSON, E.D. Biomass-Gasifier/Gas-Turbine Applications in the Pulp and Paper Industry; an Initial Strategy for Reducing Electric Utility CO₂ Emissions. In: BIOMASS FOR UTILITY APPLICATIONS. **Anais**. Tampa, 1990.

LIMA, W.P. O Eucalipto seca o solo? Boletim Informativo da Sociedade Brasileira de Ciência do Solo, Viçosa, MG, p.13-17, 30 abr. 2004. Disponível em <http://www.ipef.br/hidrologia/eucaliptosecaosolo.asp> Acesso em 14 fev. 2006.

LIMA, W.P. **O Impacto Ambiental do Eucalipto**. 2^a ed. São Paulo: EDUSP, 1993. 301p.

LONGO, R. **Análise Comparativa das Crises Energéticas na Califórnia e no Brasil**. 2003. Dissertação (Mestrado em Energia) – Programa Interunidades de Pós-Graduação em Energia, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2003.

LUCON, O., COELHO, S.T. **Depois da Rio + 10, as lições aprendidas em Joanesburgo**. São Paulo, 2003.

MACEDO, I.C. **Geração de Energia Elétrica a partir de Biomassa no Brasil: Situação Atual, Oportunidades e Desenvolvimento**. Relatório para o CTenerg – Secretaria Técnica do Fundo Setorial de Energia do Ministério de Ciência e Tecnologia (MCT). 2001.

MACEDO, I.C. **Energia da Cana-de-Açúcar no Brasil**. In: Sustentabilidade na Geração e Uso de Energia no Brasil: os próximos vinte anos - Seminário. UNICAMP. São Paulo, 2002.

MACIEL, D.M.H., SELIG, P.M., CAMARGO, C.C.B **Um Modelo de Internalização da Variável Ambiental na Geração de Energia Elétrica.** In: IX Congresso Brasileiro de Energia e IV Seminário Latino-Americano de Energia – Soluções para a Energia no Brasil. Rio de Janeiro, 2002.

MANN, M. K., SPATH, P. L. Lyfe Cycle Assessment of a Biomass Gasification Combined Cycle Power System. NREL, Colorado, 1997.

MARTINS, O.S. **Determinação do potencial de seqüestro de carbono na recuperação de matas ciliares na região de São Carlos/SP.** (Tese de Doutorado) Programa de Pós-Graduação em Ecologia e Recursos Naturais da Universidade Federal de São Carlos, 2004.

MARTINS, A.R.S., NOGUEIRA, L.A.H. Desenvolvimento Metodológico Para Análise de Sistemas de Cogeração. In: 14º COBEM - Congresso Brasileiro de Engenharia Mecânica, 1997. **Anais.** Bauru. v. 1. p. 177-183.

MAY, P.H., MOTTA, R. (org.) **Valorando a Natureza. Análise Econômica para o Desenvolvimento Sustentável.** Ed. Campus. Rio de Janeiro, 1994.

MENDES NETO, L.J. **Projeto Preliminar de uma Câmara de Combustão de Microturbina a Gás Operando com Gás Natural e sua Modificação para Gás de Baixo Poder Calorífico.** (Dissertação de Mestrado) UNIFEI – Universidade Federal de Itajubá. Minas Gerais, 2003.

MME - Ministério de Minas e Energia **Legislação.** [online] Disponível: <http://www.mme.gov.br/ministério/legislação/TleisSEE.html>. Acesso em: 8 ago. 2003.

MORAN, M. J.; SHAPIRO, H. N *Fundamentals of Engineering Thermodynamics*, 3rd edition, John Wiley and sons, 1995.

MORRIS, M., WALDHEIM, L. **Status and Developments of Biomass Gasification.** In: International Nordic Bioenergy Conference, 2003.

MORRIS, M., WALDHEIM, L. **UPDATE ON PROJECT ARBRE, UK – A wood-fuelled combined-cycle demonstration plant.** In: GASIFICATION. The clean Choice for Carbon Management. Noordwijk, The Netherlands, 2002.

MORRIS, M., WALDHEIM, L. **EFFICIENT POWER GENERATION FROM WOOD GASIFICATION.** In: GASIFICATION FOR THE FUTURE. Noordwijk, The Netherlands, 2000.

MOUSINHO, P. Glossário. In: TRIGUEIRO, André (Coord.). **Meio Ambiente no Século 21.** Rio de Janeiro: Sextante, 2003. p.333-367.

NÄSHOLM, A., WESTERMARK, M. **Energy Studies of Different Cogeneration Systems for Black Liquor Gasification.** Energy Conversion. Mgmt., v. 38, N^o 15 – 17. Elsevier Science Ltd. Grã Bretanha, 1997.

NASHOLM, A.E., SVEDBERG, G., WESTERMARK, M.O.J. **Exergy Analysis of Biomass-Fired Cogeneration Plant in a Pulp and Paper Mill.** In: International Gas Turbine and Aeroengine Congress and Exposition. Royal Institute of Thechnology. Cincinnati, Ohio, 1993.

NOGUEIRA, L.A.H. **Cogeneration in Brazil.** International Symposium on Combined Heat & Power: Energy Solutions for the 21st Century. Washington D.C., 2000.

NOGUEIRA, L.A.H. **Diagnostico y potencialidades de la dendroenergia em Brasil. Biomasa para la Producción de Energia y Alimentos.** FAO and Academia de Ciências de Cuba. Havana, Cuba, novembro de 1997.

NOGUEIRA, L.A.H. **Uso de Biomassa Florestal para Geração de Energia Elétrica em Grande Escala: O Projeto WBP-SIGAME no Brasil.** Reunión Regional sobre Generación de Electricidad a partir de Biomasa. FAO/UNDP. Montevidéo. V.1 P.139-148. out. 1995.

NOGUEIRA, L.A.H. **Marco Legal y Características Econômicas de la Cogeneración em Brasil.** Desarrollo y Energia, v. 2, N° 4, IDEE/FB. Bariloche, 1993.

NOGUEIRA, L.A.H. **Utilização de Turbinas a Gás Aeroderivativas em Cogeração.** XI Seminário Nacional de Produção e Transmissão de Energia Elétrica. Rio de Janeiro, novembro de 1991.

NOGUEIRA, L.A.H. **Discussão dos Critérios de Desempenho de Turbinas a Vapor de Contrapressão.** Pesquisa e Desenvolvimento Tecnológico, v. XV, N° 3. Itajubá, 1989.

NOGUEIRA, L.A.H. **Uma Abordagem das Perspectivas de Disponibilidade de Biomassa face à Poluição Ambiental Ocasionalada pela Queima de Combustíveis Fósseis.** VII Seminário ADUNESP. Guaratinguetá, novembro de 1986.

NOGUEIRA, L.A.H., SILVA LORA, E.E. **Dendroenergia: Fundamentos e Aplicações.** Editora Interciência, 2ª ed. Rio de Janeiro, 2003.

NOGUEIRA, L.A.H., SILVA LORA, E.E., TROSSERO, M.A., FRISK, T. **Dendroenergia: Fundamentos e Aplicações.** Brasília: ANEEL, 2000.

NOGUEIRA, L.A.H., TROSSERO, M.A., ETHERINGTON, T.J. **Wood Energy Situation and Trends**. In: Energy in Developing Countries. World Energy Council. Houston, 1998.

NOGUEIRA, L.A.H., WALTER, A.C.S. **Experiências de Cogeração de Energia a partir de Biomassa no Brasil: Aspectos Técnicos e Econômicos**. Reunião Regional sobre Generación de Electricidad a partir de Biomasa, FAO/UNDP. Montevideo, 1995.

NOGUEIRA, L.A.H., ALKIMIN, J.T.D. **Metodologia para Avaliação do Potencial Técnico Econômico em Cogeração**. Eletricidade Moderna, v. 24, Nº 265. São Paulo, 1996.

NOGUEIRA, L.A.H., BORTOLAIA, L.A., NASCIMENTO, M.A.R. **Ciclos Térmicos com Biomassa Gaseificada: Configurações e Desempenho**. XIII Seminário Nacional de Produção e Transmissão de Energia Elétrica. Florianópolis, outubro, 1995.

NOGUEIRA, L.A.H., KUSEVIC, E.D. Dendroenergia e o Ciclo de CO₂ na Atmosfera: um enfoque latino-americano. Reunião Latinoamericana y Del Caribe sobre Energización para un Desarrollo Rural Sostenible. FAO/PNUD. Buenos Aires, Argentina, julho de 1992.

NOHLGREN, I.M., SINQUEFIELD, S.A., BALL, A., ZENG, X., HOWARD, J.L. **Direct Causticization for Low and High Temperature Black Liquor Gasification**. 2004 International Recovery Conference. Charleston South Carolina. USA, 2004.

OBERTHÜR, S., OTT, H.E. **The Kyoto Protocol: International Climate Policy For the 21st Century**. Springer Verlag, Berlin, 1999.

OLIVEIRA, P.C. **Análise Termodinâmica e Econômica de Ciclos com Biomassa Gaseificada em Sistemas de Cogeração para a Indústria Madeireira**. (Dissertação de Mestrado) Escola Federal de Engenharia de Itajubá. Minas Gerais, 1998.

OLIVEIRA JUNIOR, S. Notas de aula, Curso de Termoeconomia. PIPGE - Programa Interunidades de Pós-Graduação em Energia. Universidade de São Paulo, USP. São Paulo, set. a dez. 2003.

OLIVEIRA JUNIOR, S. Análise Termodinâmica e Termoeconômica de Processos de Conversão de Energia. Instituto de Pesquisas Tecnológicas (IPT). São Paulo, 1996.

ONS – Operador Nacional do Sistema. **Estrutura da Capacidade Instalada no SIN em 2005**. [online] Disponível < <http://www.ons.gov.br> > Acesso em: 12 out. 2005.

OTTINGER, R.L. *et al.* **Environmental Costs of Electricity**, Pace University, Oceana Publications, 1991.

PALETTA, C.E. **As implicações dos Aspectos Legais, Econômicos e Financeiros na Implementação de Projetos de Geração de Energia a partir de Biomassa no Brasil: um estudo de viabilidade**. 2004. Dissertação (Mestrado em Energia) – Programa Interunidades de Pós-Graduação em Energia, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2004.

PALETTA, C.E., MARTINS, O.S. **Parâmetros Técnicos e Econômicos para a Geração de Energia Elétrica a Partir de Biomassa**. (Relatório final elaborado para o MME – Ministério de Minas e Energia). São Paulo: Centro Nacional de Referência em Biomassa (CENBIO) – IEE/USP, 2003.

PARRA, F.M.I., NEBRA, S.A., MARTINEZ, R.A. Cálculo de la exergia de la caña de azúcar. In: 8th Braziliam Congress of Thermal Engineering and Sciences. Porto Alegre, Brasil, 2000.

PELLEGRINI, L.F., COSTA, R.P., OLIVEIRA JUNIOR, S. A Atribuição de Custos em Sistemas Energéticos: A Termoeconomia como base de cálculo. In: XXV ENEGEP. Porto Alegre, RS, 2005.

PERES, S. In: Medidas Mitigadoras para Emissão de Gases Efeito Estufa. (coord. Suani Teixeira Coelho) - CENBIO/ANEEL, 1999.

PERES, S. **Sugarcane Bagasse Gas: A New Energy Source**. In: V CLEAN AIR AND CLEAN COMBUSTION TECHNOLOGY CONFERENCE. Lisboa, Portugal, julho de 1999.

PERES, S. **Bagasse Gaseous Fuel: An Environmentally Safe Replacment for Natural Gas**. In: Fourth Biomass Conference of the Americas. Oakland, California, EUA, 1999.

PERES, S. Catalytic Indirectly Heated Gasification of Bagasse. (Doctoral Thesis) University of Florida. EUA, 1997.

PERES, S., GREEN, S.P.A., MULLIN, J. **Solid Fuel Gasification For Gas Turbines**. In: 42ND ASME GAS TURBINE AND AEROENGINE TECHNICAL CONGRESS. Orlando, Flórida, EUA, 1997.

PIERONI, F.P. **Impacto das Mudanças no Marco Regulatório do Setor Elétrico Brasileiro nas Estratégias de Investimento em Autoprodução**. (Dissertação de Mestrado) Programa Interunidades de Pós-Graduação em Energia, Universidade de São Paulo. São Paulo, 2005. 128p.

POGGIANI, F. **Estrutura, Funcionamento e Classificação das Florestas Plantadas**. Documentos Florestais. Piracicaba (3): 1-14, set. 1989.

ROCHA, T.M. **Aquecimento Global e o Mercado de Carbono: Uma Aplicação do Modelo CERT**. (Tese de Doutorado) Escola Superior de Agricultura Luiz de Queiroz, Universidade de São Paulo. Piracicaba, São Paulo, 2003.

RODRIGUES, M. **Cofiring como Alternativa para Impulsionar a Tecnologia de Gaseificação de Biomassa Integrada a Ciclos Combinados – BIG-CC** (Tese de Doutorado) Universidade Estadual de Campinas UNICAMP. Campinas, 2001.

ROHRER, J.W. **Accelerated Biomass Gasification Commercialization: The Perspective of a Thermal Equipmente Supplier, Turnkey Facility Engineer/Constructor, and Independent Power Developer/Financer**. In: "Biomass Gasification Commercialization Workshop. Princeton University. Inglaterra, 1997.

SACHS, I. **Ecodesenvolvimento. Crescer sem Destruir**. Ed. Vértice. São Paulo, 1986.

SANCHEZ, C.G., SILVA LORA, E., GOMES, E.O. Gaseificação. In: CORTEZ, Luis Augusto Barbosa e SILVA LORA, Electo (Coordenadores). **Tecnologias de Conversão Energética da Biomassa**. Manaus: EDUA / EFEI, 1997. cap. VII, p.255-347.

SÁNCHEZ, P.M.G. **Alternativas de Cogeração na Indústria Sucro-Alcooleira, Estudo de Caso**. Tese de Doutorado. Faculdade de Engenharia Mecânica da Universidade Estadual de Campinas. UNICAMP. Campinas, 2003.

SÁNCHEZ, P.M.G., NEBRA, S.A. *Thermoeconomic Analysis of a Cogeneration System of a Sugar Mill Plant*, Proceedings of the 15th International Conference on Efficiency, Cost, Optimization, Simulation and Environmental Impact of Energy Systems, Vol. I, pp., 258-265, Berlin, Germany, 2002.

SANTOS, A.H., NOGUEIRA, L.A.H., HADDAD, J. **Racionalização do Uso de Energia Elétrica**. Mundo Elétrico, v. 30, N^o 352. São Paulo, 1989.

SAUER, I.L. Problemas e desafios do setor elétrico brasileiro: crise da energia ou crise do modelo? In: 9^o CBE - CONGRESSO BRASILEIRO DE ENERGIA. **Anais**. Rio de Janeiro: SBPE/COPPE-UFRJ/Clube de Engenharia. p.515-524. Rio de Janeiro, 2002.

SEIXAS, H.L. **Análise Termodinâmica e de Emissões de uma Planta para Secagem de Fermento.** (Dissertação de Mestrado) Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica da pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro. Rio de Janeiro, 2003.

SEMA – Secretaria de Estado do Meio Ambiente do Paraná. Resolução N° 041/02. Paraná, 2002.

SILVA LORA, E.E., VAN DEN ENDEN, P.J. **Design and Built-up of a Fluidized Bed Biomass Gasifier for Distributed Generation Using Gas Microturbines.** In: INTERBIO – International Seminar on Biomass for Energy Production. Rio de Janeiro, 2001.

SILVEIRA, J.L. **Estudo de Sistema de Cogeração Aplicado à Fabricação de Papel e Celulose.** Dissertação (Mestrado) - Escola Federal de Engenharia de Itajubá. Itajubá, 1990. 138p.

SILVEIRA, J.L., NOGUEIRA, L.A.H. **Cogeração no Contexto da Fabricação do Papel e Celulose.** O Papel. São Paulo, janeiro de 1990.

SILVEIRA, J.L., NOGUEIRA, L.A.H. **Análise da Geração de Excedentes em Sistemas de Cogeração na Indústria de Papel e Celulose.** V Congresso Brasileiro de Energia. Rio de Janeiro, outubro de 1990.

SILVEIRA, J.L., NOGUEIRA, L.A.H. **Aspectos da Cogeração Contexto da Fabricação do Papel e Celulose.** X Seminário ADUNESP. Guaratinguetá, novembro de 1989.

SILVEIRA, J.L., NOGUEIRA, L.A.H. **A Cogeração no Setor de Papel e Celulose.** Eletricidade Moderna, v. 17, N° 185. São Paulo, 1989.

SMA – Secretaria de Estado do Meio Ambiente. **Licenciamento Ambiental de Usinas Termelétricas e Padrões de Emissão de NO_x em São Paulo e no Brasil.** Grupo de Trabalho sobre NO_x (coord. Suani Teixeira Coelho). (Resolução SMA N° 28 de 20/agosto/2002). São Paulo, 2003.

STAHL, K., NEERGAARD, M., NIEMINEN, J. The Värnamo Demonstration Project. In: INTERBIO – International Seminar on Biomass for Energy Production. Rio de Janeiro, 2001.

STASSEN, H. **Aspectos Econômicos dos Sistemas de Gaseificação em Larga Escala.** In: INTERBIO – International Seminar on Biomass for Energy Production. Rio de Janeiro, 2001.

STIGSSON, L. **CHEMRECTM Black Liquor Gasification.** International Chemical Recovery Conference. 1998.

SZARGUT, J.; MORRIS, D.R.; STEWARD, F.R. *Exergy analysis of thermal chemical and metallurgical processes.* Hemisphere Publishing Corporation, New York, 1988.

TASCETTO, A.S. **O impacto dos gases estufa nas variáveis de superfície ar-mar através de um modelo acoplado de circulação geral.** (Dissertação de Mestrado) Instituto Oceanográfico da Universidade de São Paulo, 2001.

TEIXEIRA, F.N., MARTINS, A.R.S., NOGUEIRA, L.A.H. **Otimização Aplicada à Configuração de Sistemas de Cogeração.** 14° COBEM – Congresso Brasileiro de Engenharia Mecânica. Bauru, 1997.

TEIXEIRA, S.M., OLIVEIRA JÚNIOR, S. Thermo-economic Evaluation of Cogeneration System for a Chemical Plant. In: Efficiency, Cost, Optimisation, Simulation and Environmental Aspects of Energy Systems. *Proceedings of ECOS 2000*, University Twente, Nederland, July 5-7, pp 1631 – 1643, 2000.

TSATSARONIS, G. Thermo-economic Analysis and Optimization of Energy Systems, *Prog. Energy Combustion. Science*, Vol. 19, pp. 227-257, 1993.

VAKKILAINEN, E.K., KANKKONEM, S., SUUTELA, J. **Advanced Efficiency Options – Increasing Electricity Generating Potential from Pulp Mills**. 2004 International Recovery Conference. Charleston South Carolina USA, 2004.

VEIGA, J.E. **Valorização Econômica dos Elementos do Meio Ambiente**. Série Seminários e Debates: Contabilização Econômica do Meio Ambiente. Elementos Metodológicos e Ensaio de Aplicação no Estado de São Paulo. (coord. Nelson Nozoe) SMA - Secretaria de Meio Ambiente. São Paulo, 1992.

VELÁZQUEZ, S.G. **A Cogeração de Energia no Segmento de Papel e Celulose: Contribuição à Matriz Energética Brasileira**. (Dissertação de Mestrado) Programa Interunidades de Pós-Graduação em Energia, Universidade de São Paulo. São Paulo, 2000.

VELÁZQUEZ, S.G., COELHO, S.T., VARKULYA, A. A Cogeração de Eletricidade no Setor de Papel e Celulose: Avaliação Técnica, Econômica e Ambiental. In: XV CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA MECÂNICA - 1999. **Anais**. Águas de Lindóia, São Paulo, 1999.

VELÁZQUEZ, S.G., COELHO, S.T., VARKULYA, A. Oportunidades de Negócio do Protocolo de Quioto para o Segmento de Papel e Celulose. In: 32º Congresso Anual de Celulose e Papel (ABTPC) - 1999. **Anais**. São Paulo, 1999.

VERGNAHNINI, R. **Emissão de Poluentes na Geração Termelétrica**. (mimeografado) Curso de “Uso de Energia na Indústria: Racionalização e Otimização”. IPT – Instituto de Pesquisas Tecnológicas. São Paulo, 2001.

VERGNAHNINI, R., USHIMA, A. H. **Formação de Poluentes em Processos Industriais de Combustão** (mimeografado). Curso de “Uso de Energia na Indústria: Racionalização e Otimização”. IPT - Instituto de Pesquisas Tecnológicas. São Paulo, 1996.

VERRILL, C.L.; HEININGEN, A.R.P. Calcium Based Sulfur Recovery Process for Kraft Black Liquor Gasification – Proof of Conception. TAPPI Journal Peer Reviewed Paper, 2000.

VERTIOLA, S.R.; OLIVEIRA JUNIOR, S. Thermo-economic Analysis of the Steam Cycle of a Brazilian Medium-Sized Sugar and Alcohol Mill. In: XI International Symposium on Alcohol Fuels, 1996. Sun City, África do Sul. **Anais**. 1996. v. 2. p. 415-421.

VIANA JR, L. **Cogeração - Desenvolvimento de Metodologia para Avaliação Energética: Estudo de Caso Aplicado à Indústria de Papel e Celulose**. (Dissertação de Mestrado) PUC – Pontifícia Universidade Católica de Minas Gerais. Minas Gerais, 1999.

VIANA, M. B. **O Eucalipto e os efeitos ambientais do seu plantio em escala**. Brasília: Câmara dos Deputados, 2004. 29p. (Consultoria Jurídica – Caderno de Estudo, abr.2004).

VIEIRA, J.P. **Energia Elétrica como Antimercadoria e sua Metamorfose no Brasil: A Reestruturação do Setor e as Previsões Tarifárias**. (Tese de Doutorado) Programa Interunidades de Pós-Graduação em Energia, Universidade de São Paulo. São Paulo, 2005.

VILLANUEVA, L.Z.D., COELHO, S.T. La Cogeneration de Eletricidad en las Fabricas de Papel como Opción para la Reducción del Impacto Ambiental. In: III CONGRESSO DE PLANEJAMENTO ENERGÉTICO. **Anais**. São Paulo, 1998.

VIOLA, E. As complexas Relações Internacionais para Atenuar as Mudanças Climáticas. In: TRIGUEIRO, André (Coord.). **Meio Ambiente no Século 21**. Rio de Janeiro: Sextante, 2003. p.183-197.

WALDHEIM, L. **Overview of Gasification of Biomass 2005**. In: Alternativas Energéticas a partir da Cana-de-Açúcar - Seminário. Piracicaba, São Paulo, setembro, 2005.

WALDHEIM, L., MORRIS, M. **TPS Barospheric Gasification Technology. Application to Sugar Cane Fuels and for Wood in the ARBRE Demonstration Plant**. In: INTERBIO – International Seminar on Biomass for Energy Production. Rio de Janeiro, 2001.

WALTER, A., RODRIGUES, M., FAALJ, A. **Co-firing of natural gas and biomass gas in biomass integrated gasification/combined cycle systems**. Energy, v.28, p.1115 - 1131. 2003.

WALTER, A.C.S. Tecnologias de Uso de Biomassa em Cogeração. In: COELHO, S.T. (Coord.) **Análise Prospectiva da Introdução de Tecnologias Alternativas de Energia no Brasil. Relatório Final**. Centro Nacional de Referência em Biomassa (CENBIO) da Universidade de São Paulo. São Paulo, julho de 2002.

WALTER, A.C.S. **Incentivos Econômicos e Ambientais para a Difusão de Tecnologias Avançadas de Conversão de Biomassa**. Relatório Semestral apresentado à FAPESP (Pós-doutorado), National Renewable Energy Laboratory. Colorado, 1997. In: “BIOMASSA - Guia de Investimentos em Energias Renováveis no Brasil” ed. ANEEL/CENBIO, 1998 (cd-rom).

WALTER, A.C.S., NOGUEIRA, L.A.H. **Produção de Eletricidade a partir de Biomassa**. In: Tecnologias de conversão Energética da Biomassa (CORTEZ, L.A. e LORA, E.S. editores) Série Sistemas Energéticos, v. 2. Ed. Universidade do Amazonas, 1997.

WALTER, A.C.S., BAJAY, S., NOGUEIRA, L.A.H. **Métodos de Alocação de Custos Comuns em Instalações de Cogeração**. In: Cogeração, uma Introdução. Material preparado para a CPFL. EFEI – Escola Federal de Engenharia de Itajubá. Minas Gerais, 1994.

WALTER, A.C.S., BAJAY, S., NOGUEIRA, L.A.H. **A Simulation Methodology to Evaluate BIG-STIG Systems in Sugar and Alcohol Plants.** ASME COGEN-TURBO 94. Portland, novembro de 1994.

WALTER, A.C.S. **Viabilidade e Perspectivas da Cogeração e Geração Termoelétrica no Setor Sucro-Alcooleiro.** (Tese de Doutorado) UNICAMP - Universidade Estadual de Campinas. Campinas, 1994.

WALTER, A.C.S., BAJAY, S., NOGUEIRA, L.A.H. **Análise Termoeconômica de Sistemas de Cogeração.** IV Encontro Nacional de Ciências Térmicas, ENCIT/92. Rio de Janeiro, 1992.

WHITTY, K.; VERRILL, C.L. **A Historical Look at the Development of Alternative Black Liquor Recovery Technologies and the evolution of Black Liquor Gasifier Designs.** 2004 International Recovery Conference. Charleston South Carolina USA, 2004.

WILLIAMS, R.H., LARSON, E.D. **Advanced Gasification-Based Biomass Power Generation and Cogeneration. Renewables for Fuels and Electricity.** Island Press, 1992.

WILSON, D. **Quantifying and Comparing Fuel-cycle Greenhouse-gas Emissions.** Energy Policy, v.18, N^o 6, 1990.

ZYLBERSZTAJN, D. , COELHO, S.T. **Environmental Benefits Related to Cogeneration Improvements in Sugarcane Industry.** In: International Conference on Biomass for Energy and Industry (D.O.Hall, G. Grassi, H.Scheer, org.). **Anais.** Florence, 1992.

APÊNDICES

APÊNDICE A - DADOS RELATIVOS AO SEGMENTO DE PAPEL E CELULOSE

Tabela 1.1 - Produção de papel e celulose no Brasil e a participação na produção total do País.

Ano	Produção (10 ³ t/ano)			Participação (%)	
	Celulose	Papel	Papel e Celulose	Celulose	Papel
1987	4.055	4.712	8.767	46,25	53,75
1988	4.191	4.684	8.875	47,22	52,78
1989	4.370	4.871	9.242	47,29	52,71
1990	4.351	4.716	9.067	47,99	52,01
1991	4.778	4.914	9.692	49,30	50,70
1992	5.302	4.901	10.203	51,97	48,03
1993	5.471	5.301	10.772	50,79	49,21
1994	5.829	5.654	11.482	50,76	49,24
1995	5.936	5.798	11.734	50,59	49,41
1996	6.201	6.176	12.377	50,10	49,90
1997	6.331	6.518	12.849	49,27	50,73
1998	6.687	6.589	13.276	50,37	49,63
1999	7.209	6.953	14.162	50,90	49,10
2000	7.463	7.200	14.663	50,90	49,10
2001	7.412	7.438	14.850	49,91	50,09
2002	8.021	7.774	15.795	50,78	49,22
2003	9.069	7.916	16.985	53,40	46,60
2004	9.620	8.452	18.073	53,23	46,77

Fonte: BRACELPA (2005)

Tabela 1.2 - Evolução do consumo de papel *per capita* no Brasil.

Ano	Produção de Papéis e Celulose	População	Consumo de Papel <i>per capita</i>
	(10 ³ t/ano)	(10 ⁶ hab)	(kg/hab)
1987	8.767	140,3	33,6
1988	8.875	142,8	32,8
1989	9.242	145,2	33,5
1990	9.067	147,6	31,9
1991	9.692	149,9	32,8
1992	10.203	152,2	32,2
1993	10.772	154,5	34,3
1994	11.482	156,8	36,1
1995	11.734	159,0	36,5
1996	12.377	161,2	38,3
1997	12.849	163,5	39,9
1998	13.276	165,7	39,8
1999	14.162	167,9	41,4
2000	14.663	170,1	42,3
2001	14.850	172,4	43,1
2002	15.795	174,6	44,5
2003	16.985	176,9	44,7
2004	18.073	181,6	46,5

Fonte: BRACELPA (2005) e BEN (2005).

Tabela 1.3 - Representatividade do consumo de energia do segmento de papel e celulose no consumo energético nacional e do setor industrial.

Ano	Consumo de Energia (10 ³ tep)			Representatividade (%)	
	Nacional	Industrial	Papel e Celulose	Industrial	Nacional
1987	118.562	45.798	3.388	7,4	2,9
1988	119.835	46.838	3.573	7,6	3,0
1989	121.468	46.674	3.623	7,8	3,0
1990	117.582	43.523	3.612	8,3	3,1
1991	120.668	44.444	3.812	8,6	3,2
1992	122.073	45.456	4.358	9,6	3,6
1993	125.402	47.556	4.584	9,6	3,7
1994	131.554	50.307	4.793	9,5	3,6
1995	136.903	51.489	4.867	9,5	3,6
1996	144.463	53.650	5.099	9,5	3,5
1997	152.226	56.040	5.124	9,1	3,4
1998	155.280	57.605	5.609	9,7	3,6
1999	156.815	59.806	5.991	10,0	3,8
2000	157.657	61.204	6.206	10,1	3,9
2001	158.643	61.521	6.161	10,0	3,9
2002	165.543	65.373	6.586	10,1	4,0
2003	168.538	68.072	7.120	10,5	4,2
2004	178.152	72.297	7.299	10,1	4,1

Fonte: BEN (2005).

Tabela 1.4 - Produção de papel e celulose, consumo de energia e consumo específico.

Ano	Produção de Papel e Celulose	Consumo de Energia	Consumo de Energia	Consumo Específico de Energia	Consumo Específico de Energia
	(10 ³ t/ano)	(10 ³ tep/ano)	(10 ³ GJ/ano)	(10 ³ tep/t)	(10 ³ GJ/t)
1987	8.767	3.388	141.856	0,39	16,18
1988	8.875	3.573	149.602	0,40	16,86
1989	9.242	3.623	151.695	0,39	16,41
1990	9.067	3.612	151.234	0,40	16,68
1991	9.692	3.815	159.734	0,39	16,48
1992	10.203	4.358	182.469	0,43	17,88
1993	10.772	4.584	191.932	0,43	17,82
1994	11.482	4.793	200.683	0,42	17,48
1995	11.734	4.867	203.781	0,41	17,37
1996	12.377	5.099	213.495	0,41	17,25
1997	12.849	5.124	214.542	0,40	16,70
1998	13.276	5.609	234.849	0,42	17,69
1999	14.162	5.991	250.843	0,42	17,71
2000	14.663	6.206	259.845	0,42	17,72
2001	14.850	6.161	257.961	0,41	17,37
2002	15.795	6.586	275.756	0,42	17,46
2003	16.985	7.120	298.114	0,42	17,55
2004	18.073	7.299	305.609	0,40	16,91

Fonte: BEN (2005) e BRACELPA (2005).

Tabela 1.5 – Produção de celulose, de lixívia e de energia a partir da lixívia.

Ano	Produção de Celulose	Produção de Lixívia	Produção de Energia a partir de Lixívia	Energia da Lixívia / Celulose Produzida	Produção de Lixívia / Produção de Celulose	Utilização da Lixívia (10 ³ t/ano)	
	(10 ³ t/ano)	(10 ³ t/ano)	(10 ³ tep/ano)	(%)	(t/t)	Fins Térmicos	Eletricidade
1987	4055	4231	1040	25,65	1,04	3639	592
1988	4191	4515	1144	27,30	1,08	4001	514
1989	4370	4221	1048	23,98	0,97	3665	556
1990	4351	4594	1087	24,98	1,06	3801	793
1991	4778	5129	1199	25,09	1,07	4194	935
1992	5302	6210	1435	27,06	1,17	5018	1192
1993	5471	7029	1678	30,67	1,28	5868	1161
1994	5829	7637	1764	30,26	1,31	6169	1468
1995	5936	7375	1678	28,27	1,24	5870	1505
1996	6201	8101	1869	30,14	1,31	6538	1563
1997	6331	8491	1946	30,74	1,34	6806	1685
1998	6687	8948	2069	30,94	1,34	7238	1710
1999	7209	9845	2246	31,15	1,37	7857	1988
2000	7463	10111	2291	30,70	1,35	8012	2099
2001	7412	10063	2280	30,76	1,36	7974	2089
2002	8021	11259	2548	31,77	1,40	8911	2348
2003	9069	13328	2976	32,81	1,47	10894	2434
2004	9620	13826	3144	32,68	1,44	10979	2847

Fonte: BEN (2005) e BRACELPA (2005).

APÊNDICE B - PROCESSO DE FABRICAÇÃO DE PAPEL E CELULOSE⁷¹

Será realizada uma apresentação geral do processo de fabricação de celulose (incluindo a recuperação de produtos químicos) e do processo *Kraft* de fabricação de celulose. Existem outros processos de produção de celulose como, por exemplo, o processo termomecânico, não incluídos aqui, porque fogem ao contexto.

2.1 PROCESSO DE FABRICAÇÃO DA PASTA CELULÓSICA

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

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

O processo de cozimento é o chamado *Kraft* ou sulfato (o mais utilizado), que consiste em tratar os cavacos com lixívia branca (que é uma mistura de soda cáustica e sulfeto de sódio), a 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 extrativos, 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, como nós e palitos, bem como outras impurezas.

O próximo passo é a lavagem, que separa da celulose os materiais orgânicos dissolvidos durante o processo de cozimento, juntamente com os inorgânicos. A lavagem consiste de vários estágios em sistema de contracorrente e circuito fechado, desenvolvidos em equipamento conhecido como mesa plana. A lixívia resultante do primeiro estágio, denominada lixívia preta (ou licor negro), é enviada à unidade de evaporação. Em seguida a celulose passa pelo processo de pré-branqueamento, onde é submetida ao tratamento com oxigênio, em meio alcalino, num reator pressurizado, a uma temperatura de 95 °C por, aproximadamente, 60 minutos.

⁷¹ Este item se baseia em material recebido por ocasião de visita à Cia. Suzano de Papel e Celulose realizada em 1998.

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.

2.1.1 Recuperação dos Produtos Químicos

A recuperação dos produtos químicos é realizada em três etapas: evaporação, caldeira de recuperação e caustificação, uma vez que sua recuperação é 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 (também chamada caldeira Tomlinson) é o equipamento mais importante e complexo da planta e suas principais funções são recuperar os produtos químicos, transformando os sais de sódio da lixívia em carbonato de sódio e sulfato em sulfeto de sódio e recuperar energia, produzindo vapor pela combustão do material orgânico solubilizado durante o cozimento. Opera em pressões e temperaturas elevadas (60 bar e 950 °C) e o vapor pode ser extraído da turbina a 4 bar e 12 bar para ser utilizado no processo.

Para converter com eficiência a energia e os produtos químicos presentes no licor negro, já concentrado de 15 a 70% de sólidos, deve-se atomizá-lo em gotas e aspergi-lo na unidade de recuperação, que consiste em uma fornalha vertical resfriada a água por um arranjo de tubos (no fundo e nas paredes) ligados ao sistema de circulação de água. No primeiro estágio, as gotas entram em contato com os gases quentes e secam. Logo em seguida ocorre a pirólise do licor, onde os compostos orgânicos são degradados gerando vários gases compostos por substâncias voláteis, provocando a formação de uma partícula porosa, composta por cerca de 25% de carbono e 75% de sais inorgânicos (basicamente Na_2CO_3 , Na_2S , Na_2SO_4). No estágio final ocorre a conversão do CO em CO_2 , reduzindo o sulfato de sódio a sulfeto de sódio, dando origem a uma massa fundente (*smelt* - constituído principalmente pelos sais presentes no licor de cozimento, o carbonato de sódio e sulfeto de sódio), proporcionando a formação do leito carbonizado *char bed* e a fusão do leito.

Os produtos químicos obtidos nesse processo são dissolvidos em lixívia branca fraca (água de processo) formando assim a lixívia verde, que é enviada à caustificação, processo

que efetiva a conversão da lixívia verde em lixívia branca reutilizável no processo de polpamento. Completa-se assim o ciclo de álcalis.

O *smelt*, quando dissolvido em licor branco fraco, gera o licor verde (coloração devida à presença de impurezas de ferro). A matéria insolúvel é removida e o licor clarificado é submetido a tratamento com cal viva (CaO – óxido de cálcio) num reator onde se forma hidróxido de cálcio (Ca(OH)_2) pela reação da cal com a água presente no licor verde. Aí se inicia, também, a reação de caustificação que termina nos caustificadores. Na reação de caustificação obtém-se hidróxido de sódio (NaOH) e carbonato de cálcio (CaCO_3), por reação entre o hidróxido de cálcio e o carbonato de sódio (Na_2CO_3).

A clarificação da mistura resulta no licor branco clarificado que é enviado de volta ao digestor. As lamas resultantes são calcinadas num forno após a desidratação e espessamento.

O processo de branqueamento, citado anteriormente, pode ser definido como um tratamento físico-químico que tem por objetivo melhorar as propriedades da pasta celulósica a ele submetida. 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 previamente pelo processo de polpação, devem ser removidos derivados de lignina, ainda remanescentes na pasta. Após essa remoção são aplicados produtos químicos que modificam quimicamente as substâncias coloridas, descolorando-as.

Os parâmetros usuais que medem a eficiência do branqueamento são as propriedades ópticas da pasta (alvura, brancura, opacidade e estabilidade de alvura), relacionadas com a 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. A Figura 1 apresenta o Processo de Fabricação da Pasta Celulósica.

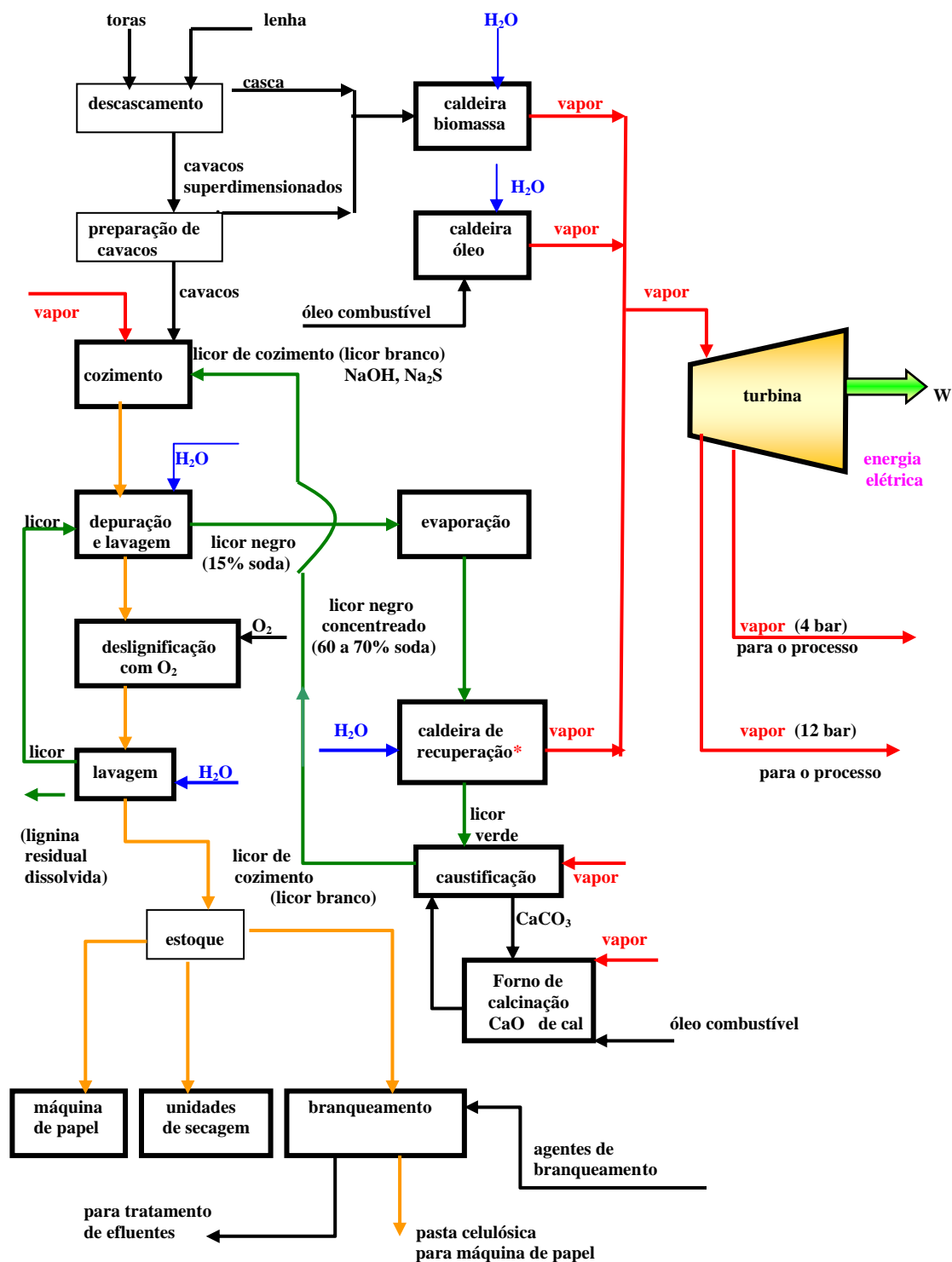


Figura 1 Processo de Fabricação da Pasta Celulósica

Fonte: CIA SUZANO DE PAPEL E CELULOSE, 1998.

2.2 PROCESSO DE FABRICAÇÃO DO 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 essencialmente de três etapas principais, partindo-se da matéria-prima (celulose), que são: preparação da massa, formação da folha e secagem.

Na primeira etapa, que é a preparação da massa, 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, são realizados o tingimento, a colagem (adição de cola de breu), a correção do pH e o acréscimo de aditivos.

A segunda etapa, a formação da folha, poderá ser realizada em mesa plana ou num 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 ferro aquecidos com vapor, dispostos em duas linhas, horizontalmente, uma sobre a outra. A alimentação de vapor e a retirada de condensado são feitas através dos eixos.

A Figura 2 ilustra o processo de fabricação de papel.

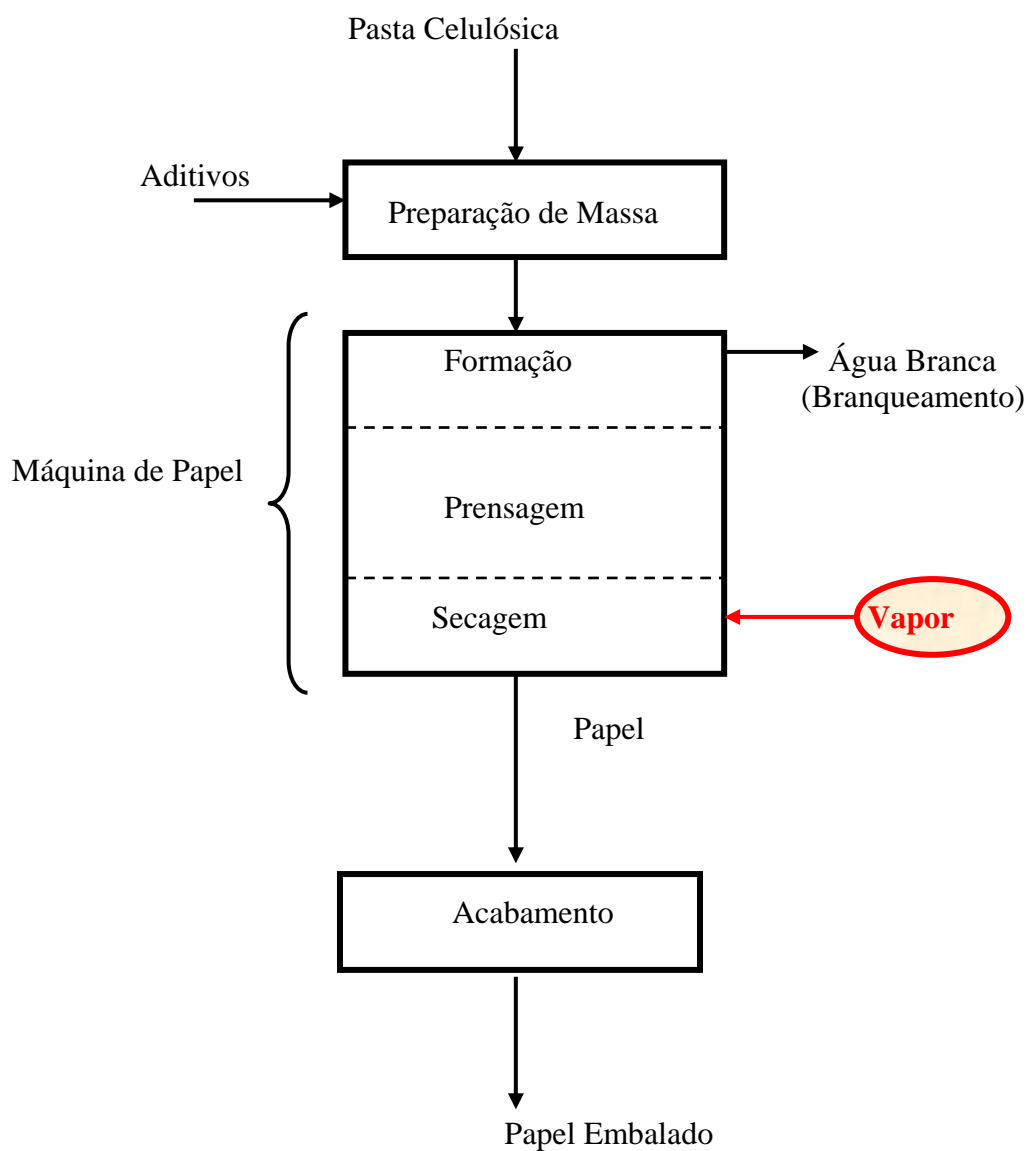


Figura 2 Processo de Fabricação de Papel.

Fonte: CIA SUZANO DE PAPEL E CELULOSE, 1998.

APÊNDICE C - O PROCESSO DE GASEIFICAÇÃO E O SISTEMA DE LIMPEZA DO GÁS GERADO.

O princípio básico da gaseificação da lixívia é similar ao utilizado para carvão e biomassa.

Gallego (2004) apresenta um levantamento detalhado das pesquisas realizadas em sistemas de gaseificação de lixívia, demonstrando a evolução da tecnologia e a visão de vários pesquisadores sobre o assunto. Pelo fato de estar em desenvolvimento, existem poucos resultados experimentais disponíveis na literatura. Pesquisadores vêm desenvolvendo programas computacionais para a modelagem do processo e testes em escala piloto e os resultados obtidos têm sido utilizados como parâmetro para outros pesquisadores realizarem testes em laboratório e também para aferirem seus modelos teóricos.

Os modelos teóricos obtidos a partir do balanço termodinâmico do processo são os mais utilizados pelos pesquisadores no estudo de propostas de gaseificação de lixívia. Entretanto, existem trabalhos que são utilizados no dimensionamento e na seleção do reator mais adequado, que apresentam modelagem com base no perfil de escoamento e no perfil térmico ao longo do gaseificador (GALLEGO, 2004).

Para o desenvolvimento de um projeto de gaseificação de lixívia os seguintes fatores devem ser levados em consideração: a pressão de operação (atmosférica ou pressurizada), a temperatura de operação (baixa – menor que 750 °C ou alta – superior a 750 °C) e o tipo de oxidante utilizado no processo (ar, oxigênio ou vapor d'água).

Quanto à pressão, os gaseificadores podem operar com baixa pressão, próxima à atmosférica (2 a 4 bar) ou com alta pressão (acima de 20 bar). Os sistemas pressurizados podem ser integrados a um ciclo combinado sem a necessidade de utilizar um compressor para alimentar o gás proveniente da gaseificação na câmara de combustão, o que aumenta a eficiência do ciclo. Além disso, proporciona uma redução no tamanho dos equipamentos devido ao menor volume específico desse gás, se comparado ao sistema atmosférico.

Segundo Berglin (1996 apud Gallego, 2004, p.9)⁷² um gaseificador a baixa temperatura é o equipamento que opera abaixo da temperatura de fusão do material orgânico existente na lixívia (750 °C) entre 600 e 700 °C. Suas principais vantagens são a alta eficiência de obtenção de gás resfriado, a facilidade de separação de inorgânicos sólidos e o

⁷² BERGLIN, N. **Pulp Mill Energy Systems with Black Liquor Gasification. Process Integration Study.** Licenciatura thesis - Department of heat and power technology, Chalmers University of Technolog. Göteborg, 1996.

menor consumo de lixívia para manter as reações endotérmicas. Como desvantagens, necessita de um reator grande devido ao volume de gás, o que pode resultar em baixa taxa de conversão do carbono ou na redução do enxofre, havendo necessidade de adicioná-lo.

O sistema de gaseificação a alta temperatura opera entre 950 °C e 1400 °C, o que proporciona menor taxa de conversão do enxofre em relação ao sistema que opera a baixa temperatura, tempo de residência menor e, portanto, menor tamanho do reator. As desvantagens são a baixa eficiência na obtenção de gás resfriado e os cuidados que devem ser tomados com o processo corrosivo promovido pela presença do material inorgânico no estado fundido.

O tipo de agente gaseificador também é importante na operação do sistema. A utilização do ar facilita a operação e a segurança. O uso do oxigênio proporciona um gás de poder calorífico superior ao do gás produzido a partir da gaseificação com ar, embora para utilização do oxigênio é necessária uma planta para sua produção, o que implica no consumo adicional de energia. O gás produzido a partir da utilização do vapor d'água possui poder calorífico menor ainda, porém a massa de gás é maior. Como o vapor necessário para a gaseificação deve ser suprido pelo sistema de cogeração, diminuindo a quantidade de vapor disponível no sistema, haverá redução da eficiência global do ciclo.

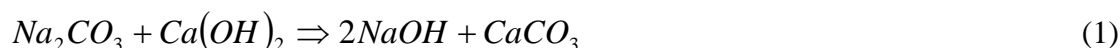
Segundo Frederick (1999 apud Gallego, 2004, p.38)⁷³ são destacadas como vantagens da gaseificação da lixívia em relação ao sistema convencional a econômica, por apresentar custo de instalação menor, a energética devido a possibilidade de produzir mais potência e a química devido à possibilidade de separação do sódio e do enxofre no próprio gaseificador (principalmente em baixa temperatura) diminuindo o consumo de cal no processo de recuperação e por consequência o consumo de energia no forno de cal.

Na gaseificação da lixívia há a formação do hidrosulfeto (H_2S) que é prejudicial a todos os sistemas que utilizam gás pobre como combustível, pois provoca corrosão nos bocais e palhetas das turbinas a gás. Existem várias propostas de limpeza do gás (LARSON et al., 2000) e a mais utilizada, segundo Gallego (2004), é o lavador de gás *Scrubber*. Nele o H_2S é absorvido pela circulação de licor verde proveniente do gaseificador e há, também, uma pequena absorção do CO_2 . Como inconveniente, apresenta a necessidade de trabalhar a baixa temperatura (100 °C a 150 °C), o que reduz a eficiência térmica do ciclo, além de aumentar a necessidade de adição de soda e de cal no forno. Segundo Gallego (2004), para diminuir a quantidade de H_2S formada durante a gaseificação, pesquisadores propõem a adição de

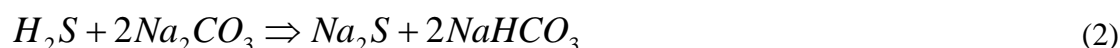
⁷³ FREDERICK, W.J. How integrated gasification will impact Kraft pulping and chemical recovery. **Tappi Journal**, v.82, n.9, p. 45-47, sep. 1999.

compostos de cálcio no gaseificador, porém, não há resultados disponíveis sobre essas experiências. Devido à maior quantidade de H₂S absorvido, aumentará o consumo de cal (na forma de CaO) nos processos de recuperação e caustificação, se comparado ao sistema da caldeira Tomlinson. De acordo com Frederick (1999, apud Gallego, 2004, p.38)⁷⁴ uma das limitações com relação ao uso de qualquer um dos sistemas de limpeza propostos é a da temperatura de operação, havendo necessidade de resfriamento dos gases para melhora da absorção na limpeza.

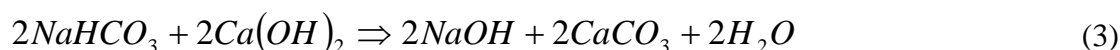
Segundo Larson et al. (2000), na queima da lixívia nas caldeiras de recuperação Tomlinson, o sódio e o enxofre presentes no licor verde formado estão sob a forma de sulfeto de sódio (Na₂S) e carbonato de sódio (Na₂CO₃). Na caustificação, o Na₂CO₃, reagindo com hidróxido de cálcio [Ca(OH)₂] é convertido em hidróxido de sódio (NaOH), como apresentado na Equação 1.



Por comparação, o sistema de limpeza (“Scrubber”) na gaseificação exigirá uma quantidade maior de hidróxido de cálcio na caustificação (se comparado ao sistema Tomlinson), pois para cada mol de H₂S absorvido são requeridos dois moles de Na₂CO₃, formando bicarbonato de sódio (NaHCO₃) na Equação 2.



O NaHCO₃ é convertido em NaOH a partir de Ca(OH)₂, na Equação 3.



A absorção do H₂S com Na₂CO₃ provoca a co-absorção do CO₂ contido no gás, o que implica na formação adicional de NaHCO₃ (Equação 4).



⁷⁴ Idem, p.38.

Para que este NaHCO_3 adicional seja convertido em NaOH , existe a necessidade de consumo adicional de CaO (cal) no processo. Sem a suficiente remoção do H_2S as emissões de SO_2 dos sistemas BLGCC seriam inaceitáveis. Larson et al. (2000) realizaram simulações de sistemas BLGCC e do sistema convencional Tomlinson utilizando diferentes sistemas de limpeza do gás.

Para a gaseificação de lixo se tornar viável economicamente há a necessidade de solucionar problemas técnicos, entre eles, a limpeza do gás. Várias pesquisas estão voltadas ao desenvolvimento de filtros cerâmicos que podem trabalhar com temperaturas mais elevadas e com maior poder de retenção de enxofre e álcalis (GALLEGO, 2004).

APÊNDICE D - PARÂMETROS CONSIDERADOS NO ESTUDO DE CASO DE UMA INDÚSTRIA INTEGRADA DOS EUA

Tabela 4.1. Parâmetros Considerados no Estudo de Caso.

SISTEMA DE FORÇA / RECUPERAÇÃO		EUA	
		TOMLINSON	GASEIFICAÇÃO
PROCESSO DE POLPAÇÃO QUÍMICA		Convencional	Polisulfato
Fluxo de Produto (papel) Taxa de Polpa Não Branqueada Mistura de Madeira Dura / Macia	Máquina – t métrica seca / d t seca curta / d % HW, % SW	1.580 1.725 65% HW, 35% SW	
Rendimento do Digestor	% para madeira macia % para madeira dura	45,5% 46,5%	48,75% 49,75
Madeira para o Processo (91% do total) Biomassa (9% do total) Madeira Total Utilizada	t / d	3.434 <u>340</u> 3.774	3.208 <u>317</u> 3.525
Concentração de Sólidos de Lixívia	% de sólidos	80%	80%
Taxa de Fluxo de Sólidos de lixívia	kg / d	2.721.555	2.458.311
Energia da Lixívia	kJ / kg de sólidos secos MW	13.892 437,6	13.874 394,7
Composição dos Sólidos de Lixívia	C	33,46%	32,97%
	H	3,75%	3,70%
	O	37,35%	36,88%
	S	4,10%	4,27%
	Na	19,27%	20,03%
	K	1,86%	1,93%
	Cinzas / chlorides	0,21%	0,22%
Energia da Biomassa (50% de umidade)	MJ / kg de biomassa MWth	10 71,3	10 66,6
Consumo de Vapor de 4,8 bar na planta (incluindo evaporadores, mas excluindo área de força / recuperação)	kg / kg de papel	3,384	3,207
	MWth	142,8	135,3
	MJ / m de papel	7.149	6.774
Consumo de Vapor de 13 bar na planta (incluindo evaporadores, mas excluindo área de força / recuperação)	kg / kg de papel	1,760	1,648
	MWth	69,3	64,8
	MJ / m de papel	3.469	3.247
Consumo de Vapor Total na Planta	MWth	212,1	200,1
Consumo de Eletricidade na Planta	kWh / m de papel	1.407	1.407

Fonte: LARSON; CONSONNI; KATOFSKY, 2003.

Tabela 4.2 Resumo das características dos sistemas BLGCC do estudo de caso.

	Gaseificação Baixa Temp. Turbina a Gás de Médio Porte	Gaseificação Alta Temp. Turbina a Gás de Médio Porte	Gaseificação Alta Temp. Turbina a Gás de Grande Porte
Performance da Turbina a Gás baseada em	General Electric 6FA		GE 7FA
Concentração de sólidos de Lixívia (%)	80	80	80
Existe <i>co-firing</i> com gás natural?	Não	Não	Sim
Pressão do ciclo a vapor (psia)	1,870	1,870	1,870
Temperatura do ciclo a vapor (° F)	1,004	1,004	1,049
Tipo de turbina a vapor	contrapressão	contrapressão	condensação
Usa biomassa para geração de vapor?	Sim	Sim	Sim
Usa gás natural para complementar o vapor?	Sim	Sim	Não
Usa combustível adicional para o forno de cal?	Sim	Sim	Sim

Fonte: LARSON; CONSONNI; KATOFSKY, 2003.

Tabela 4.3 Comparação entre a performance da turbina a gás operando com gás natural (publicada pela GE) e as simulações realizadas no estudo.

	6FA 60 Hz				7FA 60 Hz		
	Tomlinson		Gaseificação Baixa Temperatura	Gaseificação Alta Temperatura	Tomlinson		Gaseificação Alta Temperatura
Combustível	Gás Natural		Gás de gaseificação		Gás Natural		Gás de gaseificação
Condições Ambiente	ISO (15 °C, 1 bar)		20 °C, 1 bar		ISO (15 °C, 1 bar)		20 °C, 1 bar
Ar (kg/s)	204	204	200,51	186,37	432	432	414,56
T compressor (°C)	n.a.	409	427	431	n.a.	402	420
Combustível (kg/s)	n.a.	4,43	11,92	29,73	n.a.	9,56	36,16
Combustível (MJ/kg)	n.a.	48,91	20,95	9,32	n.a.	48,9	15,31
Combustível (kg/mol)	n.a.	16,29	13,15	19,32	n.a.	16,2	18,85
Gases de exaustão (kg/s)	n.a.	208,4	212,44	216,13	n.a.	441	450,69
Pressão média (bar)	15,7	15,7	16,2	16,5	15,5	15,5	16
TIT (°C)	n.a.	1,316	1,316	1,316	n.a.	1,31	1,316
TOT (°C)	604	604	613	626	602	602	617
Potência (MW)	75,9	75,7	76,91	86,98	171,7	171	176
Eficiência (%)	34,8	34,9	-	-	36,2	36,7	-
Perda de carga no compressor (bar)	n.a.	0	1	1	n.a.	0	1
Perda de carga na turbina (bar)	n.a.	0	4	4	n.a.	0	4
	Dados da GE	Cálculos dos autores			Dados da GE	Cálculos dos autores	

Fonte: LARSON; CONSONNI; KATOFISKY, 2003.

Quando o gás proveniente da gaseificação é alimentado em uma turbina a gás, três fatores devem ser observados. Primeiro, deve ser limpo para eliminar contaminantes que provoquem erosão ou corrosão nas pás da turbina. Neste estudo foi considerada a limpeza úmida a baixa temperatura para assegurar a adequada remoção de gases ácidos, alcalóides e particulados. Segundo, a quantidade de combustível necessária para gerar vapor a alta temperatura é maior do que aquela necessária com um combustível de maior poder calorífico, como o gás natural. Terceiro, a estabilidade e emissões da câmara de combustão (ligados à composição química e ao poder calorífico do gás proveniente da gaseificação) e as características de perda de pressão no injetor de combustível (ligadas ao fluxo do gás proveniente da gaseificação), poderão ser diferentes daquelas apresentadas com o gás natural.

APÊNDICE E - PARÂMETROS CONSIDERADOS NO ESTUDO DE CASO DE INDÚSTRIAS BRASILEIRAS

Tabela 5.1 - Propriedades termodinâmicas dos fluxos utilizados na configuração com Caldeira de Recuperação Tomlison e ciclo Rankine.

Correntes	Temp. (°C)	Pressão (kPa)	Vazão (kg/s)
Entrada de ar ventilador da caldeira de recuperação	15	101	128,51
Entrada do ar aquecedor da caldeira de recuperação	22	107	128,51
Entrada do ar na caldeira de recuperação	120	105	128,51
Saída dos gases da caldeira de recuperação	322	102	156,36
Saída dos gases do aquecedor de ar caldeira de recup.	253	100	156,36
Saída dos gases do ventilador da caldeira de recup.	265	106	156,36
Entrada de ar no ventilador da caldeira de biomassa	15	101	11,93
Entrada do ar no aquecedor da caldeira de biomassa	22	107	11,93
Entrada do ar na caldeira de biomassa	70	105	11,93
Saída dos gases da caldeira de biomassa	154	102	14,87
Saída dos gases do aquecedor da caldeira de biom.	120	100	14,87
Saída dos gases do ventilador da caldeira de biom.	128	106	14,87
Potência para o ventilador de ar da caldeira de recup.	----	----	----
Potência p/ ventilador de gases da caldeira de recup.	----	----	----
Potência para o ventilador de ar da caldeira de biom.	----	----	----
Potência p/ ventilador de gases da caldeira de biom.	----	----	----
Potência consumida pela bomba das caldeiras	----	----	----
Entrada do condensado na bomba das caldeiras	90	400	101,27
Entrada do condensado na bifurcação das caldeiras	91	6000	101,27
Entrada do condensado na caldeira de recuperação	91	6000	93,51
Entrada do condensado na caldeira de biomassa	91	6000	7,76
Saída do vapor da caldeira de recuperação	450	6000	87,01
Saída do vapor da caldeira de biomassa	450	6000	7,61
Vapor do soprador de fuligem da caldeira de recup.	381	3500	4,63
Vapor de média pressão extraído da turbina a vapor	231	1000	31,22
Água de resfriamento do misturador média pressão	15	1000	1,10
Vapor média pressão que alimenta o processo	190	1000	32,32
Vapor de baixa pressão extraído da turbina a vapor	146	400	63,40
Água de resfriamento do misturador de baixa pressão	15	400	0,12
Vapor baixa pressão que alimenta o processo	144	400	63,51
Purga da caldeira de recuperação	276	6000	1,87
Purga da caldeira de biomassa	276	6000	0,16
Licor negro da caldeira de recuperação	115	2500	34,24
Biomassa para a caldeira de biomassa	15	101	2,95
Potência produzida pela turbina a vapor	----	----	----
Potência fornecida pelo gerador	----	----	----
Potência fornecida para fábrica e concessionária	----	----	----
Vapor p/ válvula redutora do soprador de fuligem	400	6000	4,63
Smelt que sai da caldeira de recuperação	850	105	11,02

Fonte: GALLEGO, 2004.

Tabela 5.2 – Propriedades Termodinâmicas dos fluxos da configuração BLGCC com ar atmosférico.

Correntes	Temp.	Pressão	Vazão
	(°C)	(kPa)	(kg/s)
Entrada do ar no compressor de baixa pressão TG	15	101	154
Entrada do ar no intercooler da turbina a gás	246	662	154
Entrada do ar no compressor de alta pressão	246	662	154
Ar de resfriamento dos bocais e palhetas	418	1698	17,17
Entrada do ar da câmara de combustão	418	1698	136,83
Ar de resfriamento para a turbina de alta pressão	418	1698	16,21
Ar de resfriamento para a turbina de baixa pressão	418	1698	0,96
Entrada de gás na câmara de combustão	208	2020	56,95
Entrada dos gases de combustão no bocal da turbina de alta pressão	1343	1664	193,85
Entrada dos gases de combustão na turbina de baixa pressão	1280	1664	210,07
Entrada dos gases de combustão no bocal da turbina de baixa pressão	1040	691	210,07
Entrada dos gases de combustão na turbina de alta pressão	1037	691	211,03
Potência gerada pela turbina	----	----	----
Entrada dos gases de combustão no HRSG	615	104	211,03
Entrada dos gases de combustão no aquecedor da cald. de biomassa	117	102	211,03
Entrada de água no HRSG	92	6000	54,97
Entrada de água no trocador evaporador de alta pressão	276	6000	24,96
Entrada de água no superaquecedor do HRSG	278	6000	24,96
Saída de vapor do HRSG	450	6000	53,89
Saída de vapor da caldeira de biomassa	450	6000	37,4
Entrada do vapor-misturador de média pressão	230	1000	30,13
Saída do vapor - misturador de media pressão	190	1000	31,19
Entrada de água - misturador de media pressão	15	1000	1,06
Potência gerada pela turbina a vapor	----	----	----
Entrada condensador-misturador baixa pressão	146	400	61,17
Entrada água-misturador de baixa pressão	148	400	3,42
Saída de vapor do misturador de baixa pressão	144	400	64,71
Entrada de biomassa na caldeira de biomassa	15	101	14,51
Entrada de ar na caldeira de biomassa	120	105	58,63
Entrada de água na caldeira de biomassa	92	6000	38,16
Saída de gases da caldeira de biomassa	191	102	73,08
Entrada de ar-aquecedor caldeira de biomassa	22	107	58,63
Saída dos gases de combustão do aquecedor de ar da caldeira de biomassa	94	100	211,03
Entrada de licor negro no gaseificador	115	200	34,24
Entrada de ar no gaseificador	282	223	42,88
Entrada do trocador gás-sólido	427	200	11,82
Saída de smelt do trocador gás-sólido	219	200	11,82
Entrada dos gases gaseificador-trocador gás-sólido	95	2061	56,95

Correntes	Temp.	Pressão	Vazão
	(°C)	(kPa)	(kg/s)
Entrada dos gases no evaporador de alta pressão	700	200	65,3
Entrada dos gases no aquecedor de ar gaseificador	286	196	65,3
Entrada de ar-compressor de ar do gaseificador	103	228	42,88
Entrada de ar no aquecedor de ar do gaseificador	15	101	42,88
Entrada dos gases no evaporado de baixa pressão	197	192	65,3
Entrada de condensado no evaporador de baixa pressão	90	400	3,42
Entrada dos gases no aquecedor de água	104	188	65,3
Entrada de condensado no aquecedor de água	90	400	92,48
Entrada dos gases no Scrubber	100	184	65,3
Descarga de fundo do Scrubber	57	184	125,86
Entrada dos gases no Condensador	110	181	63,16
Entrada da água de resfriamento-condensador	90	400	21,33
Saída da água de resfriamento do Condensador	15	400	21,33
Água retirada no condensador	30	177	5,29
Entrada dos gases no compressor-intercooler	30	177	57,87
Saída da água resfriamento-compressor-intercooler	65	400	171,08
Entrada da água de resfriamento-compressor	15	400	171,08
Entrada de ar ventilador-caldeira de biomassa	15	101	58,63
Purga da caldeira de biomassa	276	6000	0,76
Água retirada no intercooler do compressor	25	2061	1,83
Potência para o compressor do gaseificador	----	----	----
Entrada de condensado na bomba d'água	91	400	93,13
Retorno de condensado da fábrica	90	400	95,9
Saída do condensado da bomba d'água	92	6000	93,13
Potência para o compressor-intercooler	----	----	----
Potência para ventilador de ar da caldeira de biomassa	----	----	----
Saída de gases-ventilador da caldeira biomassa	201	108	73,08
Água de reposição-misturador de baixa pressão	15	400	0,13
Potência para o compressor baixa pressão	----	----	----
Potência para o compressor de alta pressão	----	----	----
Purga da caldeira do HRSG	276	6000	1,08
Potência para o ventilador de ar (caldeira)	----	----	----
Potência para a bomba d'água	----	----	----
Potência para o gerador da turbina a gás	----	----	----
Potência para a fábrica e concessionária	----	----	----
Potência do gerador da turbina a vapor	----	----	----
Entrada de água no scrubber	15	184	123,72
Saída de condensado do aquecedor de água	100	184	0

Fonte: GALLEGO, 2004.

Tabela 5.3 – Propriedades Termodinâmicas dos fluxos da configuração BLGCC com ar pressurizado.

Correntes	Temp. (°C)	Pressão (kPa)	Vazão (kg/s)
Entrada do ar no compressor de baixa pressão	15	101	188
Entrada do ar no intercooler	268	662	188
Entrada do ar no Compressor de alta pressão	268	662	188
Ar de resfriamento-bocais e palhetas das turbinas	447	1698	29,55
Entrada de ar da câmara de combustão	447	1698	109,4
Ar de resfriamento para a turbina de alta	447	1698	15,07
Ar de resfriamento para a turbina de alta	447	1698	14,48
Entrada de gás na câmara de combustão	266	2306	63,71
Entrada dos gases de combustão no bocal da turbina de alta pressão	1343	1664	173,17
Entrada dos gases de combustão na turbina de alta pressão	1280	1664	188,25
Entrada dos gases de combustão no bocal da turbina de baixa pressão	929	430	188,25
Entrada dos gases de combustão da turbina de baixa pressão	898	430	202,73
Potência gerada pela turbina	----	----	----
Entrada dos gases de combustão no HRSG	598	104	202,73
Entrada dos gases de combustão no aquecedor de ar da caldeira de biomassa	220	102	202,73
Entrada de água do HRSG	134	6000	27,9
Entrada de água no superaquecedor do HRSG	276	6000	7,66
Entrada de água no aquecedor Syngas	273	6000	7,66
Entrada de vapor na turbina a vapor	450	6000	27,35
Entrada de vapor na turbina a vapor	450	6000	30,36
Entrada de vapor no Misturador de Media Pressão	231	1000	31,74
Saída de vapor do Misturador de Media Pressão	190	1000	32,86
Entrada de água no Misturador de Media Pressão	15	1000	1,12
Potência gerada pela turbina a vapor	----	----	----
Entrada de condensado-misturador baixa Pressão	146	400	25,97
Entrada de vapor no Misturador de baixa Pressão	145	400	39,32
Saída de vapor do Misturador de baixa Pressão	144	400	65,38
Entrada de biomassa na caldeira de biomassa	15	101	11,78
Entrada de ar na caldeira de biomassa	120	105	47,59
Entrada de água na caldeira de biomassa	134	6000	30,98
Saída de gases da caldeira de biomassa	269	102	59,32
Entrada de ar do aquecedor - caldeira de biomassa	22	107	47,59
Saída de gases de combustão do ar de ar da caldeira de biomassa	199	100	202,73
Entrada de licor negro no gaseificador	115	2500	34,24
Entrada de ar no gaseificador	389	2709	49,04
Entrada do trocador gás-sólido	194	2500	14,46
Saída de smelt do trocador gás-sólido	164	2500	14,46
Entrada de água no gaseificador	158	2500	44,53
Saída dos gases do gaseificador	194	2500	113,35
Saída de condensado do evaporador	162	2450	35,3
Saída de ar do compressor intermediário	97	2764	49,04

Correntes	Temp.	Pressão	Vazão
	(°C)	(kPa)	(kg/s)
Saída de ar do aquecedor de ar	35	1631	49,04
Saída de condensado do aquecedor de água	142	2401	7,45
Saída de água do aquecedor de água	135	400	39,32
Saída dos gases do evaporador de baixa pressão	163	2450	78,04
Extração de ar do compressor da turbina a gás	447	1698	49,04
Entrada dos gases no scrubber	142	2401	70,6
Descarga de fundo do scrubber	256	2401	17,59
Saída dos gases do scrubber	110	2353	63,71
Entrada de água no scrubber	15	2401	10,7
Saída da bomba de água do gaseificador	154	2500	44,53
Potência fornecida gerador da turbina a vapor	----	----	----
Misturador de condensado	154	2401	44,53
Potência fornecida para a fábrica e concessionária	----	----	----
Potência fornecida pelo gerador da turbina a gás	----	----	----
Entrada de ar no ventilador da cald. de biom.	15	101	47,59
Purga da caldeira de biomassa	276	6000	0,62
Potência de acionamento da bomba d'água caldeira	----	----	----
Potência para o compressor do gaseificador	----	----	----
Entrada de condensado na bomba d'água	135	400	58,88
Retorno de condensado da fábrica	90	400	98,24
Saída do condensado da bomba d'água	134	6000	58,88
Potência para ventilador de ar (caldeira)	----	----	----
Potência para ventilador de ar da caldeira de biom.	----	----	----
Saída dos gases do ventilador da caldeira de biom.	554	108	59,32
Água de reposição no misturador de baixa pressão	15	400	0,55
Potência para compressor de baixa pressão TG	----	----	----
Potência para o compressor de alta pressão TG	----	----	----
Purga da caldeira do HRSG	276	6000	0,55
Potência para bomba d'água do misturador	----	----	----
Água de reposição no misturador de água	15	1000	1,78
Saída do ar do aquecedor de ar do gaseificador	432	1664	49,04
Entrada da água no resfriador do ar do gaseificador	15	400	24,62
Saída da água no resfriador do ar do gaseificador	75	400	24,62

Fonte: GALLEGO, 2004.

Tabela 5.4 - Propriedades Termodinâmicas dos fluxos das configurações BLGCC com oxigênio pressurizado.

Correntes	BLGCC - O ₂ pressurizado 1000°C			BLGCC - O ₂ pressurizado 1400°C		
	Temp. (°C)	Pressão (kPa)	Vazão (kg/s)	Temp. (°C)	Pressão (kPa)	Vazão (kg/s)
Entrada do ar no compressor de baixa pressão	15	101	152	15	101	152
Entrada do ar no intercooler da turbina a gás	246	662	152	246	662	152
Entrada do ar no compressor de alta pressão	246	662	152	246	662	152
Ar de resfriamento dos bocais e palhetas	418	1698	26,94	418	1698	69,05
Entrada de ar da câmara de combustão	418	1698	125,06	418	1698	82,95
Ar de resfriamento para a turbina de alta pressão	418	1698	15,05	418	1698	11,72
Ar de resfriamento para a turbina de baixa pressão	418	1698	11,89	418	1698	57,33
Entrada de gás na câmara de combustão	183	2353	39,16	186	2353	41,48
Entrada dos gases de combustão gases no bocal da	1343	1664	164,29	1343	1664	124,47
Entrada dos gases na turbina de alta	1280	1664	179,34	1280	1664	136,2
Entrada dos gases no bocal da turbina de baixa	1024	620	179,34	949	428	136,2
Entrada dos gases na turbina de baixa	992	620	191,23	814	428	193,53
Potência gerada pela turbina	----	----	----	----	----	----
Entrada dos gases de combustão no HRSG	613	104	191,23	540	104	193,53
Entrada dos gases de combustão no aquecedor de ar da caldeira de biomassa	200	102	191,23	213	102	193,53
Entrada de água do HRSG	148	6000	41,01	148	6000	34,67
Entrada de água no superaquecedor do HRSG	276	6000	7,96	276	6000	10,43
Entrada de água no aquecedor Syngas	278	6000	7,96	278	6000	10,43
Entrada de vapor na turbina a vapor (HRSG)	450	6000	40,2	450	6000	33,99
Entrada de vapor na turbina a vapor (Cald. Biom)	450	6000	49,77	450	6000	56,12
Entrada de vapor no Misturador de Media Pressão	231	1000	29,69	231	1000	29,74
Saída de vapor do misturador de media pressão	190	1000	30,73	190	1000	30,78
Entrada de água no misturador de media pressão	15	1000	1,05	15	1000	1,05
Potência gerada pela turbina a vapor	----	----	----	----	----	----
Entrada de condensado - misturador baixa pressão	146	400	60,28	146	400	60,38
Entrada de vapor no misturador de baixa pressão	146	430	4,78	146	430	4,61
Saída de vapor do misturador de baixa pressão	144	400	65,18	144	400	65,1
Entrada de biomassa na caldeira de biomassa	15	101	19,3	15	101	21,77
Entrada de ar na caldeira de biomassa	120	105	78,01	120	105	87,97
Entrada de água na caldeira de biomassa	148	6000	50,78	148	6000	57,27
Saída de gases da caldeira de biomassa	295	102	97,24	295	102	109,65
Entrada de ar-aquecedor de ar da caldeira de biom.	22	107	78,01	22	107	87,97
Saída de gases de combustão do aquecedor de ar da caldeira de biomassa	164	100	191,23	173	100	193,53
Entrada de licor negro no gaseificador	115	2500	34,24	115	2500	34,24
Entrada do oxigênio no gaseificador	135	2700	12,09	135	2700	14,89
Entrada do trocador gás-sólido	383	2500	18,19	383	2500	25,48
Saída de smelt do trocador gás-sólido	140	2500	18,19	126	2500	25,48
Entrada de água no gaseificador	223	2450	35,65	223	2450	35,5
Saída dos gases do gaseificador	383	2500	63,64	383	2500	59,15
Saída de água do aquecedor de água	191	3060	235,37	191	3060	234,46

Correntes	BLGCC - O ₂ presurizado 1000°C			BLGCC - O ₂ presurizado 1400°C		
	Temp. (°C)	Pressão (kPa)	Vazão (kg/s)	Temp. (°C)	Pressão (kPa)	Vazão (kg/s)
Saída de água do saturador	157	2353	221,05	156	2353	219,9
Retorno de água do tanque de "flash"	146	430	124,47	146	430	123,35
Saída da Bomba de água do tanque de "flash"	147	3060	124,47	147	3060	123,35
Entrada de água no aquecedor de água	121	3060	234,6	121	3060	233,86
Entrada de ar na planta de oxigênio	15	101	49,58	15	101	61,05
Saída de ar da planta de oxigênio	25	106	37,48	25	106	46,16
Entrada de gás gaseificado no Scrubber	224	2450	27,99	199	2450	28,37
Descarga de fundo do Scrubber	108	2450	112,98	102	2450	91,75
Saída de gás do Scrubber	110	2401	24,84	110	2401	26,92
Entrada de água no Scrubber	15	2450	109,83	15	2450	90,3
Retorno de condensado para o gaseificador	130	2450	35,65	131	2450	30,78
Saída de água da bomba de água do gaseificador	130	2450	35,65	116	2450	35,5
Saída de gases do ventilador da caldeira de biom.	307	108	97,24	307	108	109,65
Água de reposição para o gaseificador	15	400	0	15	2450	4,72
Saída do misturador de água do para o gaseificador	15	400	0	15	400	4,72
Entrada de ar no ventilador da caldeira de biom.	15	101	78,01	15	101	87,97
Purga da caldeira de biomassa	276	6000	1,02	276	6000	1,15
Purga da caldeira do HRSG	276	6000	0,8	276	6000	0,68
Água de reposição no misturador de baixa pressão	15	400	0,12	15	400	0,12
Entrada de condensado na bomba d'água	146	430	91,79	146	430	91,94
Retorno de condensado da fábrica	90	400	110,23	90	400	110,45
Saída do condensado da bomba d'água	148	6000	91,79	148	6000	91,94
Saída da bomba de retorno de condensado	91	3060	110,13	91	3060	110,51
Saída de água do tanque de "flash"	146	430	216,27	146	430	215,29
Potência para bomba d'água caldeira	----	----	----	----	----	----
Potência para planta de oxigênio	15	400	0	15	400	0
Potência para o compressor de baixa pressão	----	----	----	0	0	0
Potência para o compressor de alta pressão	----	----	----	----	----	----
Potência para a bomba de água do tanque "flash"	----	----	----	----	----	----
Potência para a bomba de condensado	----	----	----	----	----	----
Potência para o ventilador de ar da cald. biom.	----	----	----	----	----	----
Potência para o ventilador de gases da cald. biom.	----	----	----	----	----	----
Potência para a fábrica e concessionária	----	----	----	----	----	----
Potência do gerador da turbina a vapor	----	----	----	----	----	----
Potência para a bomba de água do gaseific.	----	----	----	----	----	----
Potência fornecida pelo gerador da turbina a gás	----	----	----	----	----	----

Fonte: GALLEGO, 2004.

Tabela 5.5 - Comparação entre a performance da turbina a gás KWU 64.3a Siemens operando com gás natural e a simulação realizada no estudo.

Características	Gas Turbine World (1996)	Modelagem (2004)
Razão de Pressão	16,6	16,6
Vazão de ar (kg/s)	189,5	191,8
Vazão de gases (kg/s)	193,7	196,1
Vazão de gás natural (kg/s)	4,2 ^(a)	4,3
Temperatura de exaustão (°C)	565	580
Eficiência (%)	36,8	35,5
Potência (MW)	70	70,1
Temperatura de entrada na turbina a gás TIT (°C)	----	1280
Perda de carga: combustor (%)	----	2
Perda de carga: Filtro (bar)	----	1
Perda de carga: saída turbina a gás (bar)	----	2
Eficiências		
Compressor Baixa (%)	----	88
Compressor Alta (%)	----	88
Turbina de Alta (%)	----	91
Turbina de Baixa (%)	----	88

Fonte: GALLEGO, 2004.

Nota:(a) Poder calorífico inferior do gás natural 45 MJ/kg.

APÊNDICE F - CÁLCULOS TERMODINÂMICOS PARA A INDÚSTRIA KLABIN

Tabela 6.1 Comparação entre a composição da lixívia utilizada no estudo da planta dos EUA e a composição da lixívia utilizada na indústria Klabin.

	Composição (%)	
	EUA ^(a)	KLABIN ^(b)
Concentração de sólidos da lixívia	80	82
Composição dos sólidos da lixívia		
C	32,97	31,8
H	3,7	3,2
O	36,88	35,4
S	4,27	4,9
Na	20,03	19,8
K	1,93	2,1
Cinzas	0,22	2,8

Fonte: ^(a) LARSON; CONSONNI; KATOFSKY, 2003

^(b) Informação pessoal⁷⁵

⁷⁵ MARCOS BETTINI – Indústria Klabin de Papel e Celulose. Informação recebida por velázquez@mackenzie.com.br em 8 de nov. 2005.

Tabela 6.2 Resultados dos cálculos termodinâmicos realizados para a indústria Klabin comparados com os dados fornecidos pelo estudo de Larson, Consonni e Katofsky (2003).

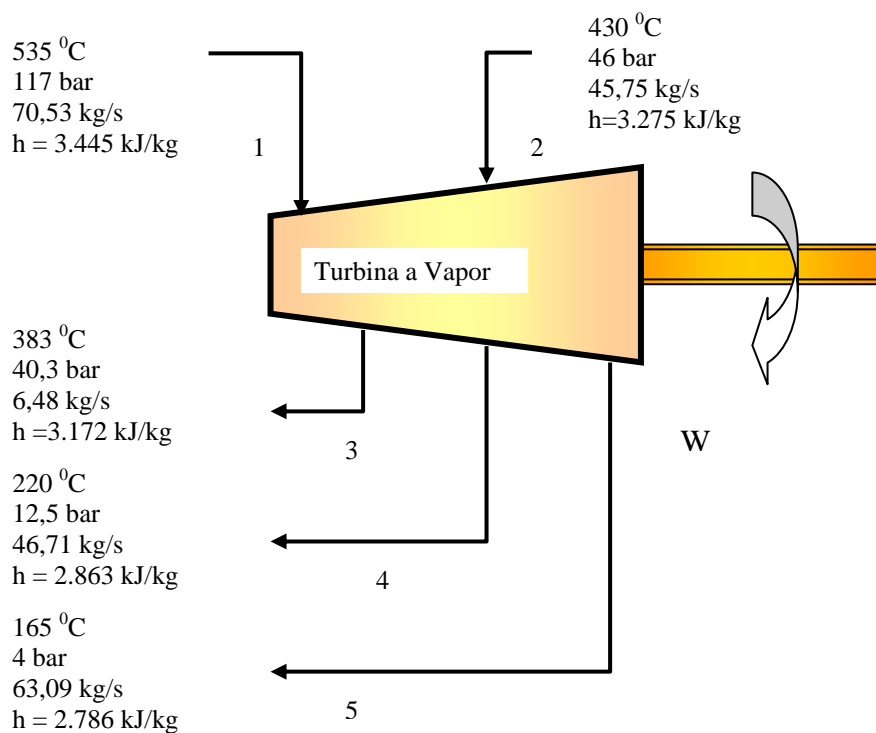
	BLGCC Baixa Temp. T. G. Médio Porte		BLGCC Alta Temp. T. G. Médio Porte		BLGCC Alta Temp. T. G. Grande Porte	
	EUA	KLABIN	EUA	KLABIN	EUA	KLABIN
Lixívia alimentada (kg/s)	35,57	29,30	35,57	29,30	35,57	29,30
Gás produzido (kg/s)	28,45	23,24	59,32	48,86	59,32	48,86
Gás para a câmara de Combustão (kg/s)	11,93	9,83	29,73	24,49	31,30	25,78
$W_{\text{liq. T.G.}}$ (MW)	76,91	63,35	86,98	71,64	175,84	144,83
G.N. alimentado (kg/s)	1,247	1,024	0,26	0,21	4,85	3,9947
Gases para o HRSG (kg/s)	260,29	214,45	217,92	179,48	450,69	371,20
Vapor produzido no HRSG (kg/s)	85,62	70,53	48,97	40,33	70,72	58,25
Biomassa alimentada na cald. Biomassa (kg/s)	10	18,3	10	20	10	20
Vapor produzido na cald. Biomassa (kg/s)	29,51	45,75	29,51	50	20,85	50
Vapor (HRSG) + Vapor (cald. Biomassa) (kg/s)	115,13	116,28	78,48	90,33	91,57	108,25
Vapor (12,5 bar) (kg/s)	32,91	52	32,91	52	32,91	52
Vapor (4 bar) (kg/s)	64,05	67	64,05	67	64,05	67
Vapor recuperado (12,5 bar) (kg/s)	6,42	5,29	22,41	18,45	22,01	17,83
Vapor recuperado (4 bar) (kg/s)	4,75	3,91	1,18	0,97	2,37	1,92
Vapor necessário para o proc. (12,5 bar) (kg/s)	26,49	46,71	10,50	66,03	10,90	65,08
Vapor necessário para o proc. (4 bar) (kg/s)	59,30	63,09	62,87	33,55	61,68	34,17
Vapor total (12,5 + 4 bar) (kg/s)	85,79	109,8	73,37	99,58	72,58	99,25
	<	<	<	>	<	<
	115,13	116,28	78,48	90,33	91,57	108,25

Fonte: Cálculos da Autora, adaptada de LARSON; CONSONNI; KATOFSKY, 2003.

A partir dos resultados apresentados na Tabela 6.1, pode-se observar que a configuração BLGCC Alta Temperatura com Turbina a Gás de Médio Porte não atende às necessidades de vapor do processo de fabricação de papel e celulose. Mesmo considerando o vapor recuperado do processo de gaseificação, o vapor disponível para expandir na turbina não é suficiente. Descartada tal configuração, é calculada a potência gerada pelas turbinas a vapor das outras configurações.

CÁLCULO DA POTÊNCIA GERADA PELA TURBINA A VAPOR EM CADA CONFIGURAÇÃO QUE ATENDE ÀS NECESSIDADES DE VAPOR DE PROCESSO.

1) BLGCC de Baixa Temperatura com Turbina a Gás de Médio Porte



$$\dot{m}_1 = 70,53 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$\dot{m}_2 = 45,75 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$\dot{m}_3 = 6,48 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$\dot{m}_4 = (52 - 5,29) \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$\dot{m}_5 = (67 - 3,91) = 63,09 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

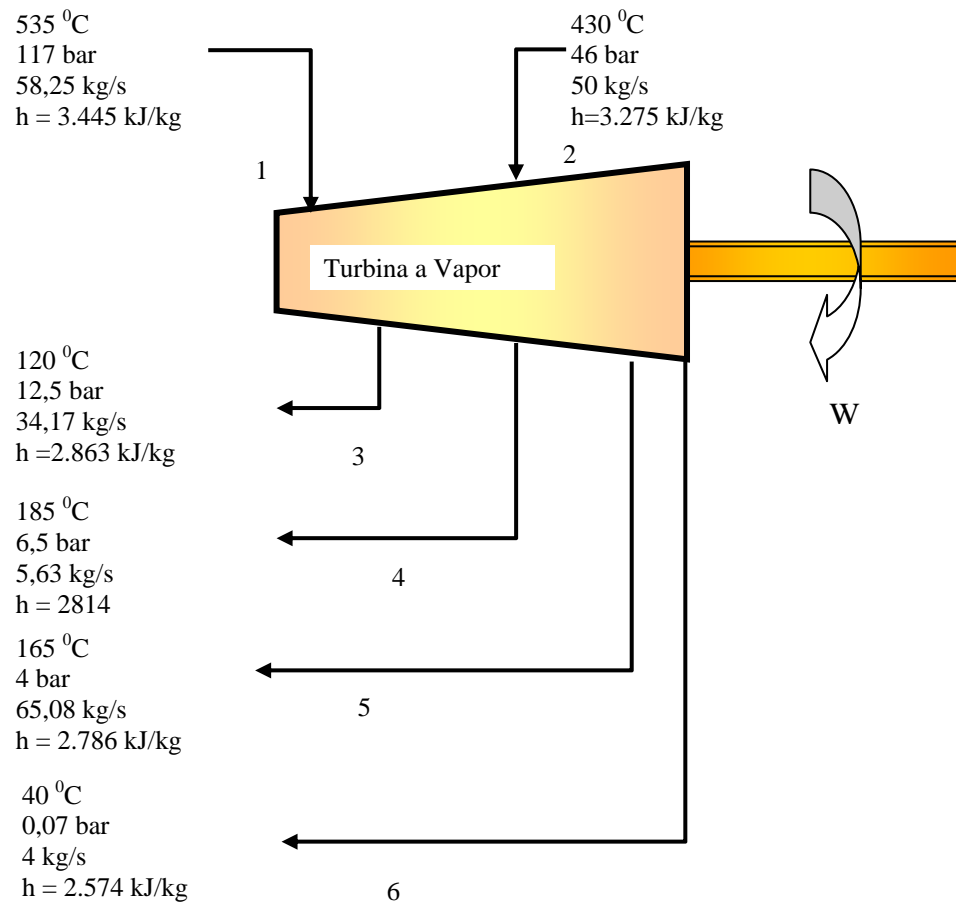
$$\dot{Q} - \dot{W} = \Delta H = \sum H_s - \sum H_e + \Delta E_c + \Delta E_p$$

$$-\dot{W} = \dot{m}_3 h_3 + \dot{m}_4 h_4 + \dot{m}_5 h_5 - \dot{m}_1 h_1 - \dot{m}_2 h_2$$

$$-\dot{W} = 6,48 \times 3172 + 46,71 \times 2863 + 63,09 \times 2786 - 70,53 \times 3445 - 45,75 \times 3275$$

$$\dot{W} = 62.753 \text{ kW} = 62,8 \text{ MW}$$

2) BLGCC de Alta Temperatura com Turbina a Gás de Grande Porte



$$\dot{m}_1 = 58,25 \text{ kg/s}$$

$$\dot{m}_2 = 50 \text{ kg/s}$$

$$\dot{m}_3 = (52 - 17,83) = 34,17 \text{ kg/s}$$

$$\dot{m}_4 = 5,63 \text{ kg/s}$$

$$\dot{m}_5 = (67 - 1,92) = 65,08 \text{ kg/s}$$

$$\dot{m}_6 = (108,25 - 34,17 - 5,63 - 65,08) = 4 \text{ kg/s}$$

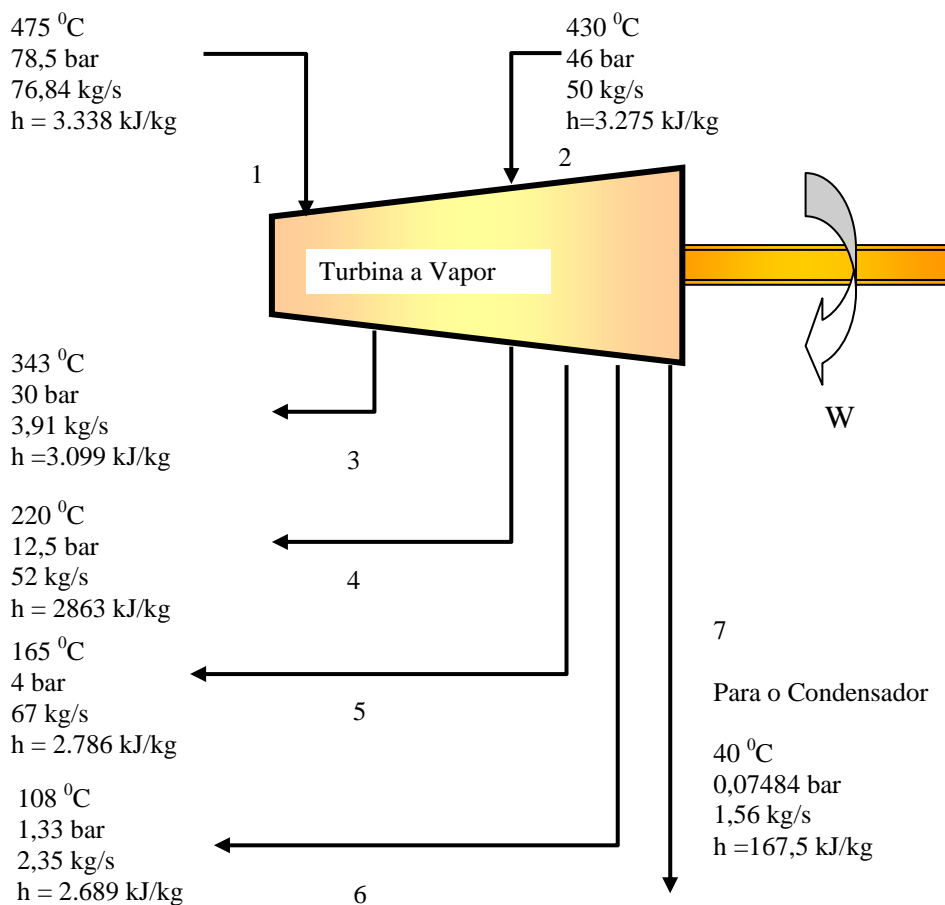
$$\dot{Q} - \dot{W} = \Delta H = \sum H_s - \sum H_e + \Delta E_c + \Delta E_p$$

$$-\dot{W} = \dot{m}_3 h_3 + \dot{m}_4 h_4 + \dot{m}_5 h_5 + \dot{m}_6 h_6 - \dot{m}_1 h_1 - \dot{m}_2 h_2$$

$$-\dot{W} = 34,17 \times 2863 + 5,63 \times 2814 + 65,08 \times 2786 + 3,37 \times 2574 - 58,27 \times 3445 - 50 \times 3275$$

$$\dot{W} = 60.762 \text{ kW} = 60.7 \text{ MW}$$

3) Sistema TOMLIMSON novo



$$\dot{Q} - \dot{W} = \Delta H = \sum H_s - \sum H_e + \Delta E_c + \Delta E_p$$

$$-\dot{W} = \dot{m}_3 h_3 + \dot{m}_4 h_4 + \dot{m}_5 h_5 + \dot{m}_6 h_6 + \dot{m}_7 h_7 - \dot{m}_1 h_1 - \dot{m}_2 h_2$$

$$-\dot{W} = 3,91 \times 3099 + 52 \times 2863 + 67 \times 2786 + 2,35 \times 2689 + 1,58 \times 167,5 - 76,84 \times 3338 - 50 \times 3275$$

$$\dot{W} = 66.003 \quad kW = 66 \quad MW$$

Tabela 6.3 Resultados dos cálculos termodinâmicos para a indústria Klabin comparados com os dados fornecidos pelo estudo de Larson, Consonni e Katofsky (2003), a partir do cálculo da potência da turbina a vapor, desprezando a configuração BLGCC de Alta Temperatura utilizando Turbina a Gás de Médio Porte.

	BLGCC Baixa Temp. T. G. Médio Porte		BLGCC Alta Temp. T. G. Grande Porte	
	EUA	KLABIN	EUA	KLABIN
$W_{T.V.}$ (MW)	66,63	62,8	71,54	60,7
$W_{total} = W_{liq. T.G.} + W_{T.V.}$ (MW)	143,54	126,15	247,38	209,50
$W_{parasita}$ (MW)	20,90	17,12	21,6	20,08
$W_{liq. Gerada}$ (MW)	122,64	109,03	225,78	189,42
$W_{cons. proc.}$ (MW) (MW)	100	92,1	100	92,1
W_{exc} (MW)	22,64	16,93	125,78	97,32
$W_{hidroel.}$ (MW)	----	23	----	23
$W_{exc. Total}$ (MW)	22,64	39,93	125,78	120,32

Fonte: Cálculos da Autora.

APÊNDICE G - CUSTOS ESTIMADOS PARA A ANÁLISE FINANCEIRA DO ESTUDO DE CASO DE UMA INDÚSTRIA INTEGRADA DOS EUA.

Tabela 7.1 - Custo de capital instalado (milhão US 2002) e custos de O&M (não incluindo o combustível) (milhão US\$ 2002 por ano) estimados para os sistemas em estudo.

	Sistema Tomlinson	Sistemas BLGCC		
		Baixa Temp. Médio Porte	Alta Temp. Médio Porte	Alta Temp. Grande Porte
Caldeira de recuperação	87.479	0	0	0
Modificações no sistema de vapor	7.792	0	0	0
Unidade de separação de ar	0	0	31.202	31.202
Ilha do gaseificador e filtro de licor verde ^(a)	0	40.815	46.640	46.640
Manipulação do gás processado	0	27.514	0	0
Limpeza do gás e recuperação do enxofre	0	39.920	13.138	13.138
Ilha do ciclo combinado de energia	0	62.861	61.441	99.803
Caldeira de biomassa	0	0	0	0
Auxiliares	0	5.194	0	0
Subtotal, custos diretos (mat. e trabalho)	95.271	176.303	152.421	190.783
Trabalho	0	1.043	0	0
Construções indiretas	5.443	21.006	7.160	8.486
Taxas de venda e alfândega	0	0	0.527	529
Engenharia	8.309	23.043	7.124	10.962
Contingência	3.931	14.228	9.927	11.855
Fator de escala	1.274	0	0	0
Partes sobressalentes	1.797	5.107	4.872	4.631
Taxa para licenciar	0	0.318	0	0
Outros custos	5.704	11.460	9.888	12.389
Subtotal, custos indiretos ^(b)	26.458	76.207	39.497	48.850
ANTES DOS AJUSTES	121.729	252.510	191.918	239.633
Ajuste da área de caustificação ^(c)	--	-18.365	+1.000	+1.000
Ajuste do tanque de polissulfeto ^(d)	--	Incluídos acima	+1.050	+1.050
CUSTO TOTAL CAPITAL INSTALADO	121.729	234.145	194.418	242.133
Custo anual de O&M (não combustível)	6.940	10.611	10.611	11.515

Fonte: LARSON; CONSONNI; KATOFSKY, 2003.

Notas: ^(a) Dois gaseificadores de 50% de capacidade. O de baixa temperatura é cilíndrico, o que caracteriza grandes modificações na geometria de todas as escalas piloto e unidades de demonstração que foram construídas, que são retangulares.

^(b) As duas empresas de engenharia envolvidas garantiram a consistência dos custos indiretos. O total dos custos indiretos, bem como uma parcela dos custos diretos não é os mesmos em todas as configurações.

^(c) Para as configurações de baixa temperatura, os custos da caustificação e calcinação foram incluídos na limpeza dos gases / recuperação de enxofre.

^(d) O ajuste no tanque de polissulfeto é o mesmo em todas as configurações BLGCC. Nos casos de baixa temperatura, está incluído na limpeza do gás / recuperação do enxofre.

Tabela 7.2 - Material anual e fluxo de energia necessários para os sistemas de energia / recuperação.

Parâmetro	Tomlinson	Sistema BLGCC		
		Baixa Temp. Médio Porte	Alta Temp. Médio Porte	Alta Temp. Grande Porte
Fluxo de material anual				
Horas de operação da planta (h)	8.330			
Produção de polpa (t)	548.227			
Total de madeira para a planta (t)	1.309.943	1.223.482	1.113.482	1.223.482
Produção de biomassa (t)	117.895	110.113	110.113	110.113
Compra de biomassa (t)	---	55.158	55.158	---
Quantidade de madeira economizada para a produção de polpa (t)	---	86.461	86.461	86.461
Produção de Lixívia (t)	1.041.250	940.534	940.534	940.534
Fluxo de energia anual				
Consumo de eletricidade na planta (MWh) ^(a)	833.800			
Produção de eletricidade (MWh) ^(b)	535.203	1.017.260	955.309	1.880.662
Compra de eletricidade (MWh)	298.597	---	---	---
Eletricidade excedente (MWh)	---	183.460	121.510	1.046.823
Total de eletricidade adicional produzida				
Relativa ao sistema Tomlinson (MWh)	---	482.057	420.107	1.345.420
Total de eletricidade adicional renovável produzida^(c)				
Relativa ao sistema Tomlinson (MWh)	---	326.368	386.401	549.521
Compra de gás natural (MMBTU)	---	1.922.376	406.974	7.473.725
Comb. para o forno de cal (MMBTU)	939.437	1.353.729	1.086.928	1.086.928
Incremento de combustível para o forno de cal (MMBTU)	---	414.292	147.492	147.492
Consumo de resíduos de madeira (MMBTU)	2.027.792	2.842.675	2.842.675	1.893.950
Compra de resíduos de madeira (MMBTU)	---	948.725	948.725	---

Fonte: LARSON; CONSONNI; KATOFSKY, 2003.

Notas: ^(a) Excluindo cargas parasitas.

^(b) Produção líquida de eletricidade após subtração das cargas parasitas.

^(c) A Produção total de energia renovável é estimada multiplicando a produção total de eletricidade pela fração do total de combustível absorvido pela ilha de energia incluindo a biomassa e o gás de gaseificação.

Tabela 7.3 Comparação dos resultados financeiros considerando os benefícios ambientais oferecidos nos EUA.

	Isolado ^(a)		Relativo ao Tomlinson ^(b)	
	TIR (% ano)	VPL (% ano)	TIR (% ano)	VPL (% ano)
Tomlinson	14,2	28	n.a.	n.a.
BLGCC - baixa temperatura com turbina a gás de médio porte	17,7	100,9	20,9	73
BLGCC - alta temperatura com turbina a gás de médio porte	24,2	166,4	34,8	138,5
BLGCC - alta temperatura com turbina a gás de grande porte	26,6	244,2	35,1	216,2

Fonte: LARSON; CONSONNI; KATOFSKY, 2003.

Notas: ^(a) Fluxo de caixa total considerando a compra de todos os sistemas novos, isoladamente, em que a compra de eletricidade evitada assume fluxo positivo de dinheiro e todos os custos com O&M assumem fluxo negativo de dinheiro.

^(b) Diferença de fluxo de caixa total em relação à base isolada, incluindo o acréscimo do consumo total de madeira, da compra de eletricidade evitada, da venda de eletricidade, compra de biomassa e gás natural, além de custos de O&M.

APÊNDICE H - PLANILHAS DE CÁLCULO DA ANÁLISE TERMEOCONÔMICA E RESULTADOS PARA A INDÚSTRIA DOS EUA – CÁLCULOS DA AUTORA.

ANÁLISE TERMEOCONÔMICA - INDÚSTRIA DOS EUA

AVALIAÇÃO TERMEOCONÔMICA DA COGERAÇÃO NO SEGMENTO DE PAPEL E CELULOSE MÉTODO DO TRABALHO COMO SUB-PRODUTO

AVALIAÇÃO DA SITUAÇÃO ATUAL - CALDEIRA TOMLINSON

Considerando que os equipamentos não estão amortizados
Sem considerar o custo da água de alimentação

$$\text{Ceger.liq.} * \text{Weger.liq.} + \text{Cvb} * \text{m vb} * \text{EXvb} + \text{Cvm} * \text{m vm} * \text{EXvm} = (\text{PCl ix}) * \text{m l ix} * \text{Clix} + (\text{PCl bio}) * \text{m bio} * \text{Cb io} + \text{Ccap} + \text{Co\&m}$$

Pelo método da igualdade $C_e = C_{vb} = C_{vm}$ - Considerando que a indústria utiliza todos igualmente: tem-se o custo da eletricidade e do vapor (de baixa e de média pressão) para a indústria.

$$\text{Ceger.liq.} = \text{Cvb} = \text{Cvm} = [\text{Ccap} + \text{Co\&m} + (\text{PCl ix}) * \text{m l ix} * \text{Clix} + (\text{PCl bio}) * \text{m bio} * \text{Cb io}] / [\text{Weger.liq.} + \text{m vb} * \text{EXvb} + \text{m vm} * \text{EXvm}]$$

Nomenclatura			
Ceger.liq. =	custo específico da eletricidade gerada líquida	PCl ix =	poder calorífico da lixívia
Weger.liq. =	eletricidade gerada líquida	m l ix =	massa da lixívia
Cvb =	custo específico do vapor de baixa pressão	Clix =	custo específico da lixívia
m vb =	massa do vapor de baixa pressão	PCl bio =	poder calorífico da biomassa
EXvb =	exergia específica do vapor de baixa pressão	m bio =	massa da biomassa
Cvm =	custo específico do vapor de média pressão	Cbio =	custo específico da biomassa
m vm =	massa do vapor de média pressão	Ccap =	custo de capital
EXvm =	exergia específica do vapor de média pressão	Co&m =	custo de operação e manutenção
		PCl gn =	poder calorífico do gás natural
		m gn =	massa do gás natural
		Cgn =	custo específico do gás natural
		Ceexc =	custo da eletricidade excedente
		Weexc =	eletricidade excedente
		Cecons =	custo específico da eletricidade consumida no processo
		Wecons =	eletricidade consumida no processo
		Cecomp =	custo específico da eletricidade comprada no varejo

Dados de entrada da situação atual:

DADOS GERAIS: EUA

		TOMLINSON	BLGCC BAIXA T MILL SCALE	BLGCC ALTA T MILL SCALE	BLGCC ALTA T UTILITY SCALE
condições financeiras	TIR=	14,22%	11,61%	16,14%	17,53%
	n (anos) =	20	20	20	20
	FRC =	0,15290	0,13062	0,16992	0,18252
condições de geração	fator de utilização	90%			
	número de horas de operação	8330			
condições de produção	celulose produzida	548.277 tcel/ano			
		66 t/h			
	potência consumida	100 MW			
condições ambientes	Po	1 atm			
	To	25 °C		298 K	
	ho	25 (kcal/kg)		104,5 (kJ/kg)	
	so	0,0876 (kcal/kg.K)		0,366168 (kJ/kg.K)	

US\$ 2002

PROPRIEDADES	UNIDADES	SISTEMA TOMLINSON	SISTEMAS BLGCC		
			BAIXA TEMP. MILL - SCALE	ALTA TEMP. MILL - SCALE	ALTA TEMP. UTILIY - SCALE
Ccap	US\$	121.729.000	234.145.000	194.418.000	242.133.000
Ccap	US\$/ano	18.612.947	30.583.852	33.036.183	44.193.271
Ccap	US\$/s	0,62	1,02	1,10	1,47
Co&m	US\$	6.940.000	10.611.000	10.611.000	11.151.000
Co&m	US\$/ano	1.061.159	1.386.001	1.803.058	2.035.242
Co&m	US\$/s	0,04	0,05	0,06	0,07
PCllix	kJ/kg	13.892	13.892	13.892	13.892
mlix	kg/s	39,37	35,57	35,57	35,57
Clix	US\$/kg	0	0,00	0,00	0,00
Clix oportunidade	US\$/kJ	0	0,00	0,00	0,00
PClbio	kJ/kg	10.000	10.000	10.000	10.000
mbio	kg/s	7,12	10,00	10,00	6,60
Cbio	US\$/MMBTU	1,5	1,50	1,50	1,50
Cbio	US\$/t	0,12195122	0,12	0,12	0,12
Cbio oportunidade	US\$/kJ	1,21951E-08	1,21951E-08	1,21951E-08	1,21951E-08
PClgn	kJ/kg	2.582	2.582	2.582	2.582
mgn	kg/s	0	1,247	0,26	4,85
Cgn	US\$/MMBTU	3,76	3,76	3,76	3,76
Cgn	US\$/t	0,30569	0,30569	0,30569	0,30569
Cgn oportunidade	US\$/kJ	1,18405E-07	1,18405E-07	1,18405E-07	1,18405E-07
We gerada	MW	72	148,50	135,00	247,00
We parasita	MW	7,8	26,40	20,50	21,60
We gerada liq.	MW	64,2	122,10	114,50	225,40
We consumida (neces. proc.)	MW	100	100	100	100
We comprada	MW	36	0,00	0,00	0,00
Ce comprada	US\$/MWh	43,16	0,00	0,00	0,00
Ce comprada	US\$/kJ	1,19889E-05	0,00	0,00	0,00
Wexcedente	MW	0	22,10	14,50	125,40
mvb	kg/s	67,6	64,05	64,05	64,05
Pressão do vb	atm	4,8	4,80	4,80	4,80
Temperatura do vb	°C	152	152	152	152
Entalpia do vb (h)	kJ/kg	2.751	2.751	2.751	2.751
Entropia do vb (s)	kJ/kg.K	6,84	6,84	6,84	6,84
EXvb	kJ/kg	716,11	716,11	716,11	716,11
mvm	kg/s	35,15	32,91	32,90	32,90
Pressão do vm	atm	13	13	13	13,00
Temperatura do vm	°C	192	192	192	192
Entalpia do vm (h)	kJ/kg	2.789	2.789	2.789	2.789
Entropia do vm (s)	kJ/kg.K	6,497	6,50	6,50	6,50
EXvm	kJ/kg	857,51	857,51	857,51	857,51

$$\text{Ceger.liq.} = \text{Cvb} = \text{Cvm}$$

$$\text{Ceger.liq.} = \text{Cvb} = \text{Cvm} = (\text{Ccap} + \text{Co\&m} + (\text{PClIix}) * \text{mlix} * \text{Clix} + (\text{PClbio}) * \text{mbio} * \text{Cbio}) / (\text{Weger.liq.} + \text{m vb} * \text{EXvb} + \text{m vm} * \text{Exvm})$$

Ceger.liq. = Cvb = Cvm=	0,0000046	US\$/kJ
	16,57	US\$/MWh
Cvb =	3,30	US\$/t
Cvm=	3,95	US\$/t

CUSTO DA ELETRICIDADE GERADA PELO MÉTODO: TRABALHO COMO SUB-PRODUTO

Considerando que os equipamentos não estão amortizados

Sem considerar o custo da água de alimentação

(adotado o custo do vapor de baixa e média pressão igual ao da situação atual)

1) Custo do vapor pelo método da igualdade (TOMLINSON):

Ceger.liq. = Cvb = Cvm=	0,0000046	US\$/kJ
	16,57	US\$/MWh
Cvb =	3,30	US\$/t
Cvm=	3,95	US\$/t

2) Custo da eletricidade total gerada (TOMLINSON):

$$\text{Ceger.liq.} = [(\text{Ccap} + \text{Co\&m} + (\text{PClIix}) * \text{mlix} * \text{Clix} + (\text{PClbio}) * \text{mbio} * \text{Cbio}) - (\text{Cvb} * \text{m vb} * \text{EXvb} + \text{Cvm} * \text{m vm} * \text{Exvm})] / \text{Weger.liq.}$$

Ceger.liq.=	0,0000046	US\$/kJ
Ceger.liq.=	16,57	US\$/MWh
Cvb =	3,30	US\$/t
Cvm=	3,95	US\$/t

3) Custo da eletricidade gerada para o BLGCC Baixa T Mill-Scale

Ceger.liq.=	[Ccap + Co&m + (PClIix)*mlix*Clix + (PClbio)*mbio*Cbio + (PClgn)*mgn*Cgn] - [Cvb*m vb*EXvb + Cvm*m vm*Exvm]/Weger.liq.
Ceger.liq.=	0,00000595 US\$/kJ
Ceger.liq.=	21,43 US\$/MWh

4) Custo da eletricidade gerada para o BLGCC Alta T Mill-Scale

Ceger.liq.=	[Ccap + Co&m + (PClIix)*mlix*Clix + (PClbio)*mbio*Cbio + (PClgn)*mgn*Cgn] - [Cvb*m vb*EXvb + Cvm*m vm*Exvm]/Weger.liq.
Ceger.liq.=	0,00000718 US\$/kJ
Ceger.liq.=	25,85 US\$/MWh

5) Custo da eletricidade gerada para o BLGCC Alta T Utility-Scale

Ceger.liq.=	[Ccap + Co&m + (PClIix)*mlix*Clix + (PClbio)*mbio*Cbio + (PClgn)*mgn*Cgn] - [Cvb*m vb*EXvb + Cvm*m vm*Exvm]/Weger.liq.
Ceger.liq.=	0,00000534 US\$/kJ
Ceger.liq.=	19,21 US\$/MWh

CUSTO DA ELETRICIDADE EXCEDENTE

(adotando que a eletricidade e o vapor de processo têm o mesmo custo da situação atual)

1) Custo da eletricidade excedente para o BLGCC Baixa T Mill-Scale

Ceexc= [Weger.liq.*Ceger.liq. (depois de fixar o custo do vapor) - Wecons*Cecons (igual ao custo de vapor)]/Weexc

Ceexc= 43,42 US\$/MWh

2) Custo da eletricidade excedente para o BLGCC Alta T Mill-Scale

Ceexc= 89,87 US\$/MWh

3) Custo da eletricidade excedente para o BLGCC Alta T Utility-Scale

Ceexc= 21,32 US\$/MWh

	Custo de eletricidade gerada	Custo da eletricidade excedente	Custo da eletricidade comprada
	US\$/MWh	US\$/MWh	US\$/MWh
TOMLINSON	16,57	0,00	43,16
BLGCC ALTA T MILL-SCALE	21,43	43,42	0,00
BLGCC BAIXA T MILL-SCALE	25,85	89,87	0,00
BLGCC ALTA T UTILITY-SCALE	19,21	21,32	0,00

CUSTOS DO VAPOR						CUSTOS DA ELETRICIDADE			
SISTEMAS	CONSUMO NO PROCESSO					SISTEMAS	ELETRICIDADE CONSUMIDA NO PROCESSO US\$/MWh	ELETRICIDADE GERADA US\$/MWh	ELETRICIDADE EXCEDENTE US\$/MWh
	VAPOR								
	TOTAL	BAIXA PRESSAO		MEDIA PRESSAO					
	US\$/MWh(ex)	US\$/kJ(ex)	US\$/t	US\$/kJ(ex)	US\$/t				
TOMLINSON	16,57	11,86	3,30	14,21	3,95	TOMLINSON	16,57	16,57	0,00
BLGCC ALTA T MILL-SCALE	16,57	11,86	3,30	14,21	3,95	BLGCC ALTA T MILL-SCALE	16,57	21,43	43,42
BLGCC BAIXA T MILL-SCALE	16,57	11,86	3,30	14,21	3,95	BLGCC BAIXA T MILL-SCALE	16,57	25,85	89,87
BLGCC ALTA T UTILITY-SCALE	16,57	11,86	3,30	14,21	3,95	BLGCC ALTA T UTILITY-SCALE	16,57	19,21	21,32

ANÁLISE TERMOCÔNOMICA - INDÚSTRIA DOS EUA
AVALIAÇÃO TERMOCÔNOMICA DA COGERAÇÃO NO SEGMENTO DE PAPEL E CELULOSE
MÉTODO DA IGUALDADE

**AVALIAÇÃO DA SITUAÇÃO ATUAL - CALDEIRA TOMLINSON NOVA - BLGCC ALTA TEMPERATURA PEQUENO PORTE -
 BLGCC BAIXA TEMPERATURA PEQUENO PORTE - BLGCC ALTA TEMPERATURA MÉDIO PORTE**

Considerando que os equipamentos não estão amortizados

Sem considerar o custo da água de alimentação

$$\text{Ceger.liq.} * \text{Weger.liq.} + \text{Cvb} * \text{mvb} * \text{EXvb} + \text{Cvm} * \text{mvm} * \text{EXvm} = (\text{PCllix}) * \text{mlix} * \text{Clix} + (\text{PClbio}) * \text{mbio} * \text{Cbio} + (\text{PClgn}) * \text{mgn} * \text{Cgn} + \text{Ccap} + \text{Co\&m}$$

Pelo método da igualdade $C_e = C_{vb} = C_{vm}$ - Considerando que a indústria utiliza todos igualmente:
 tem-se o custo da eletricidade e do vapor (de baixa e de média pressão) para a indústria.

$$\text{Ceger.liq.} = \text{Cvb} = \text{Cvm} = [\text{Ccap} + \text{Co\&m} + (\text{PCllix}) * \text{mlix} * \text{Clix} + (\text{PClbio}) * \text{mbio} * \text{Cbio} + (\text{PClgn}) * \text{mgn} * \text{Cgn}] / [\text{Weger.liq.} + \text{mvb} * \text{EXvb} + \text{mvm} * \text{EXvm}]$$

		Nomenclatura			
Ceger.liq. =	custo específico da eletricidade gerada líquida	PCllix =	poder calorífico da lixívia	PClgn=	poder calorífico do gás natural
Weger.liq. =	eletricidade gerada líquida	mlix =	massa da lixívia	mgn=	massa do gás natural
Cvb =	custo específico do vapor de baixa pressão	Clix =	custo específico da lixívia	Cgn=	custo específico do gás natural
mvb =	massa do vapor de baixa pressão	PClbio =	poder calorífico da biomassa	Ceexc=	custo da eletricidade excedente
Exvb =	exergia específica do vapor de baixa pressão	mbio =	massa da biomassa	Weexc=	eletricidade excedente
Cvm =	custo específico do vapor de média pressão	Cbio =	custo específico da biomassa	Cecons=	custo específico da eletricidade consumida no processo
mvm =	massa do vapor de média pressão	Ccap =	custo de capital	Wecons=	eletricidade consumida no processo
Exvm =	exergia específica do vapor de média pressão	Co&m=	custo de operação e manutenção	Cecomp=	custo específico da eletricidade comprada no varejo

Dados de entrada da situação atual:

DADOS GERAIS:		EUA			
		TOMLINSON	BLGCC BAIXA T MILL SCALE	BLGCC ALTA T MILL SCALE	BLGCC ALTA T UTILITY SCALE
condições financeiras	TIR=	14,22%	11,61%	16,14%	17,53%
	n (anos) =	20	20	20	20
	FRC =	0,15290	0,13062	0,16992	0,18252
condições de geração	fator de utilização	90%			
	número de horas de operação	8330			
condições de produção	celulose produzida	548.277 tcel/ano			
		66 t/h			
	potência consumida	100 MW			
condições ambientes	Po	1 atm			
	To	25 °C		298 K	
	ho	25 (kcal/kg)		104,5 (kJ/kg)	
	so	0,0876 (kcal/kg.K)		0,366168 (kJ/kg.K)	

US\$ 2002

PROPRIEDADES	UNIDADES	SISTEMA TOMLINSON	SISTEMAS BLGCC		
			BAIXA TEMP. MILL - SCALE	ALTA TEMP. MILL - SCALE	ALTA TEMP. UTILIY - SCALE
Ccap	US\$	121.729.000	234.145.000	194.418.000	242.133.000
Ccap	US\$/ano	18.612.947	30.583.852	33.036.183	44.193.271
Ccap	US\$/s	0,62	1,02	1,10	1,47
Co&m	US\$	6.940.000	10.611.000	10.611.000	11.151.000
Co&m	US\$/ano	1.061.159	1.386.001	1.803.058	2.035.242
Co&m	US\$/s	0,04	0,05	0,06	0,07
PCllix	kJ/kg	13.892	13.892	13.892	13.892
mlix	kg/s	39,37	35,57	35,57	35,57
Clix	US\$/kg	0	0,00	0,00	0,00
Clix oportunidade	US\$/kJ	0	0,00	0,00	0,00
PClbio	kJ/kg	10.000	10.000	10.000	10.000
mbio	kg/s	7,12	10,00	10,00	6,60
Cbio	US\$/MMBTU	1,5	1,50	1,50	1,50
Cbio	US\$/t	0,12195122	0,12	0,12	0,12
Cbio oportunidade	US\$/kJ	1,21951E-08	1,21951E-08	1,21951E-08	1,21951E-08
PClgn	kJ/kg	2.582	2.582	2.582	2.582
mgn	kg/s	0	1,247	0,26	4,85
Cgn	US\$/MMBTU	3,76	3,76	3,76	3,76
Cgn	US\$/t	0,30569	0,30569	0,30569	0,30569
Cgn oportunidade	US\$/kJ	1,18405E-07	1,18405E-07	1,18405E-07	1,18405E-07
We gerada	MW	72	148,50	135,00	247,00
We parasita	MW	7,8	26,40	20,50	21,60
We gerada liq.	MW	64,2	122,10	114,50	225,40
We consumida (neces. proc.)	MW	100	100	100	100
We comprada	MW	36	0,00	0,00	0,00
Ce comprada	US\$/MWh	43,16	0,00	0,00	0,00
Ce comprada	US\$/kJ	1,19889E-05	0,00	0,00	0,00
Wexcedente	MW	0	22,10	14,50	125,40
mvb	kg/s	67,6	64,05	64,05	64,05
Pressão do vb	atm	4,8	4,80	4,80	4,80
Temperatura do vb	°C	152	152	152	152
Entalpia do vb (h)	kJ/kg	2.751	2.751	2.751	2.751
Entropia do vb (s)	kJ/kg.K	6,84	6,84	6,84	6,84
EXvb	kJ/kg	716,11	716,11	716,11	716,11
mvm	kg/s	35,15	32,91	32,90	32,90
Pressão do vm	atm	13	13	13	13,00
Temperatura do vm	°C	192	192	192	192
Entalpia do vm (h)	kJ/kg	2789	2.789	2.789	2.789
Entropia do vm (s)	kJ/kg.K	6,497	6,50	6,50	6,50
EXvm	kJ/kg	857,51	857,51	857,51	857,51

1) Custo da eletricidade gerada = Custo do vapor para o sistema Tomlinson

Ceger.liq. = Cvb = Cvm= (Ccap + Co&m + (PClilix)*mlix*Clix + (PClbio)*mbio*Cbio) / (Weger.liq. + mvb*EXvb + mvm*Exvm)

Ceger.liq. = Cvb = Cvm=	0,0000046	US\$/kJ
	16,58	US\$/MWh
Cvb =	3,30	US\$/t
Cvm=	3,95	US\$/t

3) Custo da eletricidade gerada para o BLGCC Baixa T Mill-Scale

Ceger.liq. = Cvb = Cvm= (Ccap + Co&m + (PClilix)*mlix*Clix + (PClbio)*mbio*Cbio + (PClgn)*mgn*Cgn) / (Weger.liq. + mvb*EXvb + mvm*Exvm)

Ceger.liq.= Cvb = Cvm=	0,00000544	US\$/kJ
Ceger.liq.= Cvb = Cvm=	19,59	US\$/MWh
Cvb =	3,90	US\$/t
Cvm=	4,67	US\$/t

4) Custo da eletricidade gerada para o BLGCC Alta T Mill-Scale

Ceger.liq. = Cvb = Cvm= (Ccap + Co&m + (PClilix)*mlix*Clix + (PClbio)*mbio*Cbio + (PClgn)*mgn*Cgn) / (Weger.liq. + mvb*EXvb + mvm*Exvm)

Ceger.liq.= Cvb = Cvm=	0,00000617	US\$/kJ
Ceger.liq.= Cvb = Cvm=	22,20	US\$/MWh
Cvb =	4,42	US\$/t
Cvm=	5,29	US\$/t

5) Custo da eletricidade gerada para o BLGCC Alta T Utility-Scale

Ceger.liq. = Cvb = Cvm= (Ccap + Co&m + (PClilix)*mlix*Clix + (PClbio)*mbio*Cbio + (PClgn)*mgn*Cgn) / (Weger.liq. + mvb*EXvb + mvm*Exvm)

Ceger.liq.= Cvb = Cvm=	0,00000516	US\$/kJ
Ceger.liq.= Cvb = Cvm=	18,56	US\$/MWh
Cvb =	3,69	US\$/t
Cvm=	4,42	US\$/t

	Custo de eletricidade gerada	Custo da eletricidade excedente	Custo da eletricidade comprada
	US\$/MWh	US\$/MWh	US\$/MWh
TOMLINSON	16,58	16,58	43,16
BLGCC BAIXA T MILL-SCALE	19,59	19,59	0,00
BLGCC ALTA T MILL-SCALE	22,20	22,20	0,00
BLGCC ALTA T UTILITY-SCALE	18,56	18,56	0,00

CUSTOS DO VAPOR						CUSTOS DA ELETRICIDADE			
SISTEMAS	CONSUMO NO PROCESSO					SISTEMAS	ELETRICIDADE CONSUMIDA NO PROCESSO US\$/MWh	ELETRICIDADE GERADA US\$/MWh	ELETRICIDADE EXCEDENTE US\$/MWh
	VAPOR								
	TOTAL	BAIXA PRESSAO		MEDIA PRESSAO					
	US\$/MWh(ex)	US\$/kJ(ex)	US\$/t	US\$/kJ(ex)	US\$/t				
TOMLINSON	16,58	11,87	3,30	14,21	3,95	TOMLINSON	16,58	16,58	16,58
BLGCC BAIXA T MILL-SCALE	19,59	14,03	3,90	16,80	4,67	BLGCC BAIXA T MILL-SCALE	19,59	19,59	19,59
BLGCC ALTA T MILL-SCALE	22,20	15,90	4,42	19,04	5,29	BLGCC ALTA T MILL-SCALE	22,20	22,20	22,20
BLGCC ALTA T UTILITY-SCALE	18,56	13,29	3,69	15,91	4,42	BLGCC ALTA T UTILITY-SCALE	18,56	18,56	18,56

APÊNDICE I - PLANILHAS DE CÁLCULO DA ANÁLISE TERMOECONÔMICA E RESULTADOS PARA A INDÚSTRIA KLABIN DE PAPEL E CELULOSE – UNIDADE DE NEGÓCIO PARANÁ – CÁLCULOS DA AUTORA.

ANÁLISE TERMOECONÔMICA - INDÚSTRIA KLABIN			
AVALIAÇÃO TERMOECONÔMICA DA COGERAÇÃO NO SEGMENTO DE PAPEL E CELULOSE			
MÉTODO DO TRABALHO COMO SUB-PRODUTO			
AVALIAÇÃO DA SITUAÇÃO ATUAL - CALDEIRA TOMLINSON			
Considerando que os equipamentos não estão amortizados			
Sem considerar o custo da água de alimentação			
$Ceger.liq.*Weger.liq. + Cvb*mvb*EXvb + Cvm*mvm*EXvm = (PClIix)*mlix*ClIix + (PClbio)*mbio*Cbio + Ccap + Co&m$			
Pelo método da igualdade $Ce = Cvb = Cvm$ - Considerando que a indústria utiliza todos igualmente: tem-se o custo da eletricidade e do vapor (de baixa e de média pressão) para a indústria.			
$Ceger.liq. = Cvb = Cvm = [Ccap + Co&m + (PClIix)*mlix*ClIix + (PClbio)*mbio*Cbio] / [Weger.liq. + mvb*EXvb + mvm*Exvm]$			
Nomenclatura			
Ceger.liq. =	custo específico da eletricidade gerada líquida	PClIix =	poder calorífico da lixívia
Weger.liq. =	eletricidade gerada líquida	mlix =	massa da lixívia
Cvb =	custo específico do vapor de baixa pressão	ClIix =	custo específico da lixívia
mvb =	massa do vapor de baixa pressão	PClbio =	poder calorífico da biomassa
Exvb =	exergia específica do vapor de baixa pressão	mbio =	massa da biomassa
Cvm =	custo específico do vapor de média pressão	Cbio =	custo específico da biomassa
mvm =	massa do vapor de média pressão	Ccap =	custo de capital
Exvm =	exergia específica do vapor de média pressão	Co&m =	custo de operação e manutenção
PClgn =	poder calorífico do gás natural	mgn =	massa do gás natural
Cgn =	custo específico do gás natural	Ceexc =	custo da eletricidade excedente
Weexc =	eletricidade excedente	Weexc =	eletricidade excedente
Cecons =	custo específico da eletricidade consumida no processo	Wecons =	eletricidade consumida no processo
Cecomp =	custo específico da eletricidade comprada no varejo	Cecomp =	custo específico da eletricidade comprada no varejo
Dados de entrada da situação atual:			
DADOS GERAIS:		EUA	
		TOMLINSON	BLGCC BAIXA T MILL SCALE
			BLGCC ALTA T UTILITY SCALE
condições financeiras	i =	15,00%	15,00%
	n (anos) =	20	20
	FRC =	0,15976	0,15976
condições de geração	fator de utilização	90%	
	número de horas de operação	8330	
condições de produção	celulose produzida	548.277	tcel/ano
		66	t/h
	potência consumida	100	MW
condições ambientes	Po	1	atm
	To	25	°C
	ho	25	(kcal/kg)
	so	0,0876	(kcal/kg.K)
		104,5	(kJ/kg)
		0,366168	(kJ/kg.K)

US\$ 2002				
PROPRIEDADES	UNIDADES	SISTEMA TOMLINSON	SISTEMA TOMLINSON NOVO	SISTEM
				BAIXA TEMP. MILL - SCALE
Ccap	US\$	0,00	121.729.000	234.145.000
Ccap	US\$/ano	0,00	19.447.604	37.407.349
Ccap	US\$/s	0,00	0,65	1,25
Co&m	US\$	6.940.000	6.940.000	10.611.000
Co&m	US\$/ano	1.108.745	1.108.745	1.695.229
Co&m	US\$/s	0,04	0,04	0,06
PCIIix	kJ/kg	13.950	13.950	13.950
mlix	kg/s	29,3	29,3	29,30
Clix	US\$/kg	0	0	0,00
Clix oportunidade	US\$/kJ	0	0	0,00
PCIbio	kJ/kg	10.000	10.000	10.000
mbio	kg/s	20	20	18,30
Cbio (cavaco)	US\$/t	22,5	22,5	22,50
Cbio (casca)	US\$/t	1,5	1,5	1,50
Cbio oportunidade	US\$/kJ	8,20298E-07	8,20298E-07	8,20298E-07
PCIgn	kJ/kg	2.582	2.582	2.582
mgn	kg/s	0	0	1,024
Cgn	US\$/MMBTU	3,76	3,76	3,76
Cgn	US\$/t	0,30569	0,30569	0,30569
Cgn oportunidade	US\$/kJ	1,18405E-07	1,18393E-07	1,18405E-07
We gerada	MW		66	126,15
We parasita	MW		7,8	17,12
We gerada liq.	MW	31,1	58,2	109,03
We consumida (neces. proc.)	MW	92,1	92,1	92,1
We comprada	MW	38,0	10,9	0,00
Ce comprada	US\$/MW h	35,00	35,00	0,00
Ce comprada	US\$/kJ	9,72222E-06	9,72222E-06	0,00
Wexcedente	MW	0	0	39,93
W hidro	MW	23	23	23,00
m vb	kg/s	67	67	67,00
Pressão do vb	atm	4	4	4,00
Temperatura do vb	°C	165	165	165
Entalpia do vb (h)	kJ/kg	2.786	2786	2.786
Entropia do vb (s)	kJ/kg.K	7,007	7,007	7,01
EXvb	kJ/kg	702,53	702,53	702,53
mvm	kg/s	52	52	52
Pressão do vm	atm	12,5	12,5	13
Temperatura do vm	°C	220	220	220
Entalpia do vm (h)	kJ/kg	2863	2863	2.863
Entropia do vm (s)	kJ/kg.K	6,669	6,669	6,669
EXvm	kJ/kg	880,26	880,26	880,26

1a opção: Planta atual			2a opção: Planta nova		
Ceger.liq. = Cvb = Cvm =			Ceger.liq. = Cvb = Cvm =		
$(Ccap + Co\&m + (PCl\text{lix}) * m\text{lix} * C\text{lix} + (PCl\text{bio}) * m\text{bio} * C\text{bio}) / (W\text{eger.liq.} + m\text{vb} * EX\text{vb} + m\text{vm} * EX\text{vm})$			$(Ccap + Co\&m + (PCl\text{lix}) * m\text{lix} * C\text{lix} + (PCl\text{bio}) * m\text{bio} * C\text{bio}) / (W\text{eger.liq.} + m\text{vb} * EX\text{vb} + m\text{vm} * EX\text{vm})$		
Ceger.liq. =	Cvb =	Cvm =	Ceger.liq. =	Cvb =	Cvm =
	0,0000016	US\$/kJ		0,0000056	US\$/kJ
	5,84	US\$/MWh		20,25	US\$/MWh
Cvb =	1,14	US\$/t	Cvb =	3,95	US\$/t
Cvm =	1,43	US\$/t	Cvm =	4,95	US\$/t

3a opção: Planta nova (COPEL) Ceger.liq. = Cecomp		
$Cvb = Cvm = (Ccap + Co\&m + (PCl\text{lix}) * m\text{lix} * C\text{lix} + (PCl\text{bio}) * m\text{bio} * C\text{bio} + C\text{eger.liq.} * W\text{eger.liq.}) / (m\text{vb} * EX\text{vb} + m\text{vm} * EX\text{vm})$		
Cvb = Cvm =	0,0000031	US\$/kJ
	11,00	US\$/MWh
Cvb =	2,15	US\$/t
Cvm =	2,69	US\$/t

CUSTO DA ELETRICIDADE GERADA PELO MÉTODO: TRABALHO COMO SUB-PRODUTO
 Considerando que os equipamentos não estão amortizados
 Sem considerar o custo da água de alimentação
 (adotado o custo do vapor de baixa e média pressão igual ao da situação atual)

1a opção: Planta atual			2a opção: Planta nova		
1) Custo do vapor pelo método da igualdade (TOMLINSON):			1) Custo do vapor pelo método da igualdade (TOMLINSON):		
Ceger.liq. =	Cvb =	Cvm =	Ceger.liq. =	Cvb =	Cvm =
	0,0000016	US\$/kJ		0,0000056	US\$/kJ
	5,84	US\$/MWh		20,25	US\$/MWh
Cvb =	1,14	US\$/t	Cvb =	3,95	US\$/t
Cvm =	1,43	US\$/t	Cvm =	4,95	US\$/t

2) Custo da eletricidade total gerada (TOMLINSON):		
$Ceger.liq. = [(Ccap + Co\&m + (PCl\text{lix}) * m\text{lix} * C\text{lix} + (PCl\text{bio}) * m\text{bio} * C\text{bio}) - (Cvb * m\text{vb} * EX\text{vb} + Cvm * m\text{vm} * EX\text{vm})] / W\text{eger.liq.}$		
Ceger.liq. =	0,0000016	US\$/kJ
Ceger.liq. =	5,84	US\$/MWh
Cvb =	1,14	US\$/t
Cvm =	1,43	US\$/t

3) Custo da eletricidade gerada para o BLGCC Baixa T Mill-Scale		
$Ceger.liq. = [Ccap + Co\&m + (PCl\text{lix}) * m\text{lix} * C\text{lix} + (PCl\text{bio}) * m\text{bio} * C\text{bio} + (PCl\text{gn}) * m\text{gn} * C\text{gn}] - [Cvb * m\text{vb} * EX\text{vb} + Cvm * m\text{vm} * EX\text{vm}] / W\text{eger.liq.}$		
Ceger.liq. =	0,00000855	US\$/kJ
Ceger.liq. =	30,78	US\$/MWh
Cvb =	6,01	US\$/t
Cvm =	7,53	US\$/t

4) Custo da eletricidade gerada para o BLGCC Alta T Utility-Scale		
$Ceger.liq. = [Ccap + Co\&m + (PCl\text{lix}) * m\text{lix} * C\text{lix} + (PCl\text{bio}) * m\text{bio} * C\text{bio} + (PCl\text{gn}) * m\text{gn} * C\text{gn}] - [Cvb * m\text{vb} * EX\text{vb} + Cvm * m\text{vm} * EX\text{vm}] / W\text{eger.liq.}$		
Ceger.liq. =	0,00000524	US\$/kJ
Ceger.liq. =	18,86	US\$/MWh
Cvb =	3,68	US\$/t
Cvm =	4,61	US\$/t

CUSTO DA ELETRICIDADE EXCEDENTE

(adotando que a eletricidade e o vapor de processo têm o mesmo custo da situação atual)

MÉDIA PONDERADA DOS CUSTOS E CONSUMO DE ELETRICIDADE NA KLABIN

$$\text{MÉDIA Wecons*Cecons} = r.\text{liq.TOM} * \text{Ceger.liq.TOM} + \text{Wcomp.COPEL} * \text{Ccomp.COPEL} / (\text{Weger.liq.TOM} + \text{Wcomp.CI})$$

MÉDIA Wecons*Cecons= 28,36 US\$/MWh

1) Custo da eletricidade excedente para o BLGCC Baixa T Mill-Scale

$$\text{Ceexc} = [\text{Weger.liq.} * \text{Ceger.liq. (depois de fixar o custo do vapor)} - \text{Wecons} * \text{Cecons (igual ao custo de vapor)}] / \text{Weexc}$$

Ceexc= 83,33 US\$/MWh

2) Custo da eletricidade excedente para o BLGCC Alta T Utility-Scale

Ceexc= 29,46 US\$/MWh

		1a OPÇÃO		2a OPÇÃO		Custo da eletricidade comprada US\$/MWh
		Custo de eletricidade gerada	Custo de eletricidade gerada	Custo da eletricidade excedente		
		US\$/MWh	US\$/MWh	US\$/MWh	US\$/MWh	
i = 15%	TOMLINSON	5,84	20,25	----		
	BLGCC BAIXA T MILL-SCALE		30,78	83,33		35,00
	BLGCC ALTA T UTILITY-SCALE		18,86	29,46		

CUSTOS DO VAPOR

SISTEMAS	CONSUMO NO PROCESSO				
	VAPOR				
	TOTAL	BAIXA PRESSÃO		MÉDIA PRESSÃO	
	US\$/MWh(ex)	US\$/kJ(ex)	US\$/t	US\$/kJ(ex)	US\$/t
TOMLINSON	20,25	14,23	3,95	17,82	4,95
BLGCC BAIXA T MILL-SCALE	20,25	14,23	3,95	17,82	4,95
BLGCC ALTA T UTILITY-SCALE	20,25	14,23	3,95	17,82	4,95

CUSTOS DA ELETRICIDADE

SISTEMAS	ELETRICIDADE CONSUMIDA NO PROCESSO	ELETRICIDADE GERADA	ELETRICIDADE EXCEDENTE
	US\$/MWh	US\$/MWh	US\$/MWh
TOMLINSON	20,25	20,25	----
BLGCC BAIXA T MILL-SCALE	20,25	30,78	83,33
BLGCC ALTA T UTILITY-SCALE	20,25	18,86	29,46

ANÁLISE TERMOECONÔMICA - INDÚSTRIA KLABIN

AVALIAÇÃO TERMOECONÔMICA DA COGERAÇÃO NO SEGMENTO DE PAPEL E CELULOSE

MÉTODO DO TRABALHO COMO SUB-PRODUTO

AVALIAÇÃO DA SITUAÇÃO ATUAL - CALDEIRA TOMLINSON

Considerando que os equipamentos não estão amortizados

Sem considerar o custo da água de alimentação

$$\text{Ceger.liq.} * \text{Weger.liq.} + \text{Cvb} * \text{mvb} * \text{EXvb} + \text{Cvm} * \text{mvm} * \text{EXvm} = (\text{PClfix}) * \text{mlix} * \text{Clix} + (\text{PClbio}) * \text{mbio} * \text{Cbio} + \text{Ccap} + \text{Co\&m}$$

Pelo método da igualdade $C_e = C_{vb} = C_{vm}$ - Considerando que a indústria utiliza todos igualmente: tem-se o custo da eletricidade e do vapor (de baixa e de média pressão) para a indústria.

$$\text{Ceger.liq.} = \text{Cvb} = \text{Cvm} = [\text{Ccap} + \text{Co\&m} + (\text{PClfix}) * \text{mlix} * \text{Clix} + (\text{PClbio}) * \text{mbio} * \text{Cbio}] / [\text{Weger.liq.} + \text{mvb} * \text{EXvb} + \text{mvm} * \text{EXvm}]$$

		Nomenclatura			
Ceger.liq. =	custo específico da eletricidade gerada líquida	PClfix =	poder calorífico da lixívia	PClgn=	poder calorífico do gás natural
Weger.liq. =	eletricidade gerada líquida	mlix =	massa da lixívia	mgn=	massa do gás natural
Cvb =	custo específico do vapor de baixa pressão	Clix =	custo específico da lixívia	Cgn=	custo específico do gás natural
mvb =	massa do vapor de baixa pressão	PClbio =	poder calorífico da biomassa	Ceexc=	custo da eletricidade excedente
Exvb =	exergia específica do vapor de baixa pressão	mbio =	massa da biomassa	Weexc=	eletricidade excedente
Cvm =	custo específico do vapor de média pressão	Cbio =	custo específico da biomassa	Cecons=	custo específico da eletricidade consumida no processo
mvm =	massa do vapor de média pressão	Ccap =	custo de capital	Wecons=	eletricidade consumida no processo
Exvm =	exergia específica do vapor de média pressão	Co&m=	custo de operação e manutenção	Cecomp=	custo específico da eletricidade comprada no varejo

Dados de entrada da situação atual:

DADOS GERAIS:	EUA
---------------	-----

		TOMLINSON	BLGCC BAIXA T MILL SCALE	BLGCC ALTA T UTILITY SCALE
condições financeiras	i =	17,50%	17,50%	17,50%
	n (anos) =	20	20	20
	FRC =	0,18224	0,18224	0,18224

condições de geração	fator de utilização	90%
	número de horas de operação	8330

condições de produção	celulose produzida	548.277	tcel/ano
		66	t/h
	potência consumida	100	MW

condições ambientais	Po	1	atm	
	To	25	°C	298
	ho	25	(kcal/kg)	104,5
	so	0,0876	(kcal/kg.K)	0,366168
				(kJ/kg.K)

US\$ 2002

PROPRIEDADES	UNIDADES	SISTEMA TOMLINSON	SISTEMA TOMLINSON NOVO	SISTEMAS BLGCC	
				BAIXA TEMP. MILL - SCALE	ALTA TEMP. UTILIY - SCALE
Ccap	US\$	0,00	121.729.000	234.145.000	242.133.000
Ccap	US\$/ano	0,00	22.184.205	42.671.186	44.126.939
Ccap	US\$/s	0,00	0,74	1,42	1,47
Co&m	US\$	6.940.000	6.940.000	10.611.000	11.151.000
Co&m	US\$/ano	1.264.763	1.264.763	1.933.776	2.032.187
Co&m	US\$/s	0,04	0,04	0,06	0,07
PCllix	kJ/kg	13.950	13.950	13.950	13.950
mlix	kg/s	29,3	29,3	29,30	29,30
Clix	US\$/kg	0	0	0,00	0,00
Clix oportunidade	US\$/kJ	0	0	0,00	0,00
PClbio	kJ/kg	10.000	10.000	10.000	10.000
mbio	kg/s	20	20	18,30	20,00
Cbio (cavaco)	US\$/t	22,5	22,5	22,50	22,50
Cbio (casca)	US\$/t	1,5	1,5	1,50	1,50
Cbio oportunidade	US\$/kJ	8,20298E-07	8,20298E-07	8,20298E-07	8,20298E-07
PClgn	kJ/kg	2.582	2.582	2.582	2.582
mgn	kg/s	0	0	1,024	3,9947
Cgn	US\$/MMBTU	3,76	3,76	3,76	3,76
Cgn	US\$/t	0,30569	0,30569	0,30569	0,30569
Cgn oportunidade	US\$/kJ	1,18405E-07	1,18393E-07	1,18405E-07	1,18405E-07
We gerada	MW		66	126,15	206,03
We parasita	MW		7,8	17,12	20,08
We gerada liq.	MW	31,1	58,2	109,03	189,42
We consumida (neces. proc.)	MW	92,1	92,1	92,1	92,1
We comprada	MW	38,0	10,9	0,00	0,00
Ce comprada	US\$/MWh	35,00	35,00	0,00	0,00
Ce comprada	US\$/kJ	9,72222E-06	9,72222E-06	0,00	0,00
Wexcedente	MW	0	0	39,93	120,32
W hidro	MW	23	23	23,00	23,00
mvb	kg/s	67	67	67,00	67,00
Pressão do vb	atm	4	4	4,00	4,00
Temperatura do vb	°C	165	165	165	165
Entalpia do vb (h)	kJ/kg	2.786	2786	2.786	2.786
Entropia do vb (s)	kJ/kg.K	7,007	7,007	7,007	7,01
EXvb	kJ/kg	702,53	702,53	702,53	702,53
mvm	kg/s	52	52	52,00	52,00
Pressão do vm	atm	12,5	12,5	13	13
Temperatura do vm	°C	220	220	220	220
Entalpia do vm (h)	kJ/kg	2863	2863	2.863	2.863
Entropia do vm (s)	kJ/kg.K	6,669	6,669	6,669	6,669
EXvm	kJ/kg	880,26	880,26	880,26	880,26

1a opção: Planta atual			2a opção: Planta nova		
Ceger.liq. = Cvb = Cvm=			Ceger.liq. = Cvb = Cvm=		
$(Ccap + Co\&m + (PClilix)*mlix*Clix + (PClbio)*mbio*Cbio) / (Weger.liq. + mvb*EXvb + mvm*Exvm)$			$(Ccap + Co\&m + (PClilix)*mlix*Clix + (PClbio)*mbio*Cbio) / (Weger.liq. + mvb*EXvb + mvm*Exvm)$		
Ceger.liq. = Cvb = Cvm =	0,0000017	US\$/kJ	Ceger.liq. = Cvb = Cvm =	0,0000063	US\$/kJ
	5,99	US\$/MWh		22,55	US\$/MWh
Cvb =	1,17	US\$/t	Cvb =	4,40	US\$/t
Cvm =	1,46	US\$/t	Cvm =	5,51	US\$/t

Tonlimson
Novo

3a opção: Planta nova (COPEL) Ceger.liq. = Cecomp
 $Cvb = Cvm = (Ccap + Co\&m + (PClilix)*mlix*Clix + (PClbio)*mbio*Cbio + Ceger.liq.*Weger.liq.) / (mvb*EXvb + mvm*Exvm)$

Cvb = Cvm=	0,0000041	US\$/kJ
	14,74	US\$/MWh
Cvb =	2,88	US\$/t
Cvm =	3,60	US\$/t

CUSTO DA ELETRICIDADE GERADA PELO MÉTODO: TRABALHO COMO SUB-PRODUTO

Considerando que os equipamentos não estão amortizados
 Sem considerar o custo da água de alimentação
 (adotado o custo do vapor de baixa e média pressão igual ao da situação atual)

1a opção: Planta atual

1) Custo do vapor pelo método da igualdade (TOMLINSON):

Ceger.liq. = Cvb = Cvm=	0,0000017	US\$/kJ
	5,99	US\$/MWh
Cvb =	1,17	US\$/t
Cvm=	1,46	US\$/t

2a opção: Planta nova

1) Custo do vapor pelo método da igualdade (TOMLINSON):

Ceger.liq. = Cvb = Cvm=	0,0000063	US\$/kJ
	22,55	US\$/MWh
Cvb =	4,40	US\$/t
Cvm=	5,51	US\$/t

2) Custo da eletricidade total gerada (TOMLINSON):

$Ceger.liq.= [(Ccap + Co\&m + (PClilix)*mlix*Clix + (PClbio)*mbio*Cbio) - (Cvb*mvb*EXvb + Cvm*mvm*Exvm)]/Weger.liq.$

Ceger.liq.=	0,0000017	US\$/kJ
Ceger.liq.=	5,99	US\$/MWh
Cvb =	1,17	US\$/t
Cvm=	1,46	US\$/t

Ceger.liq.=	0,0000063	US\$/kJ
Ceger.liq.=	22,55	US\$/MWh
Cvb =	4,40	US\$/t
Cvm=	5,51	US\$/t

3) Custo da eletricidade gerada para o BLGCC Baixa T Mill-Scale

$Ceger.liq.= [Ccap + Co\&m + (PClilix)*mlix*Clix + (PClbio)*mbio*Cbio + (PClgn)*mgn*Cgn] - [Cvb*mvb*EXvb + Cvm*mvm*Exvm]/Weger.liq.$

Ceger.liq.=	0,00000969	US\$/kJ
Ceger.liq.=	34,88	US\$/MWh
Cvb =	6,81	US\$/t
Cvm=	8,53	US\$/t

4) Custo da eletricidade gerada para o BLGCC Alta T Utility-Scale

$Ceger.liq.= [Ccap + Co\&m + (PClilix)*mlix*Clix + (PClbio)*mbio*Cbio + (PClgn)*mgn*Cgn] - [Cvb*mvb*EXvb + Cvm*mvm*Exvm]/Weger.liq.$

Ceger.liq.=	0,00000593	US\$/kJ
Ceger.liq.=	21,34	US\$/MWh
Cvb =	4,17	US\$/t
Cvm=	5,22	US\$/t

CUSTO DA ELETRICIDADE EXCEDENTE

(adotando que a eletricidade e o vapor de processo têm o mesmo custo da situação atual)

MÉDIA PONDERADA DOS CUSTOS E CONSUMO DE ELETRICIDADE NA KLABIN

MÉDIA $Wecons * Cecons = r.liq.TOM * Ceger.liq.TOM + Wcomp.COPEL * Ccomp.COPEL / (Weger.liq.TOM + Wcomp.C)$ MÉDIA $Wecons * Cecons = 29,40$ US\$/MWh

1) Custo da eletricidade excedente para o BLGCC Baixa T Mill-Scale

 $Ceexc = [Weger.liq. * Ceger.liq. (depois de fixar o custo do vapor) - Wecons * Cecons (igual ao custo de vapor)] / Weexc$ $Ceexc = 94,50$ US\$/MWh

2) Custo da eletricidade excedente para o BLGCC Alta T Utility-Scale

 $Ceexc = 33,36$ US\$/MWh

		1a OPÇÃO		2a OPÇÃO		Custo da eletricidade comprada US\$/MWh
		Custo de eletricidade gerada	Custo de eletricidade gerada	Custo da eletricidade excedente		
		US\$/MWh	US\$/MWh	US\$/MWh	US\$/MWh	
i = 17,5%	TOMLINSON	5,99	22,55	----		
	BLGCC BAIXA T MILL-SCALE		34,88	94,50		35,00
	BLGCC ALTA T UTILITY-SCALE		21,34	33,36		

CUSTOS DO VAPOR - 2ª OPÇÃO					
SISTEMAS	CONSUMO NO PROCESSO				
	VAPOR				
	TOTAL	BAIXA PRESSAO		MEDIA PRESSAO	
	US\$/MWh(ex)	US\$/kJ(ex)	US\$/t	US\$/kJ(ex)	US\$/t
TOMLINSON	22,55	15,84	4,40	19,85	5,51
BLGCC BAIXA T MILL-SCALE	22,55	15,84	4,40	19,85	5,51
BLGCC ALTA T UTILITY-SCALE	22,55	15,84	4,40	19,85	5,51

CUSTOS DA ELETRICIDADE			
SISTEMAS	ELETRICIDADE CONSUMIDA NO PROCESSO	ELETRICIDADE GERADA	ELETRICIDADE EXCEDENTE
	US\$/MWh	US\$/MWh	US\$/MWh
TOMLINSON	22,55	22,55	----
BLGCC BAIXA T MILL-SCALE	22,55	34,88	94,50
BLGCC ALTA T UTILITY-SCALE	22,55	21,34	33,36

ANÁLISE TERMOECONÔMICA - INDÚSTRIA KLABIN
AVALIAÇÃO TERMOECONÔMICA DA COGERAÇÃO NO SEGMENTO DE PAPEL E CELULOSE
MÉTODO DO TRABALHO COMO SUB-PRODUTO

AVALIAÇÃO DA SITUAÇÃO ATUAL - CALDEIRA TOMLINSON

Considerando que os equipamentos não estão amortizados
 Sem considerar o custo da água de alimentação

$$\text{Ceger.liq.} * \text{Weger.liq.} + \text{Cvb} * \text{m vb} * \text{EXvb} + \text{Cvm} * \text{mvm} * \text{EXvm} = (\text{PCl ix}) * \text{mlix} * \text{Clix} + (\text{PCl bio}) * \text{mbio} * \text{Cbio} + \text{Ccap} + \text{Co\&m}$$

Pelo método da igualdade $C_e = C_{vb} = C_{vm}$ - Considerando que a indústria utiliza todos igualmente:
 tem-se o custo da eletricidade e do vapor (de baixa e de média pressão) para a indústria.

$$\text{Ceger.liq.} = \text{Cvb} = \text{Cvm} = [\text{Ccap} + \text{Co\&m} + (\text{PCl ix}) * \text{mlix} * \text{Clix} + (\text{PCl bio}) * \text{mbio} * \text{Cbio}] / [\text{Weger.liq.} + \text{m vb} * \text{EXvb} + \text{mvm} * \text{EXvm}]$$

		Nomenclatura			
Ceger.liq. =	custo específico da eletricidade gerada líquida	PCl ix =	poder calorífico da lixívia	PCl gn =	poder calorífico do gás natural
Weger.liq. =	eletricidade gerada líquida	mlix =	massa da lixívia	mgn =	massa do gás natural
Cvb =	custo específico do vapor de baixa pressão	Clix =	custo específico da lixívia	Cgn =	custo específico do gás natural
m vb =	massa do vapor de baixa pressão	PCl bio =	poder calorífico da biomassa	Ceexc =	custo da eletricidade excedente
Exvb =	exergia específica do vapor de baixa pressão	mbio =	massa da biomassa	Weexc =	eletricidade excedente
Cvm =	custo específico do vapor de média pressão	Cbio =	custo específico da biomassa	Cecons =	custo específico da eletricidade consumida no processo
mvm =	massa do vapor de média pressão	Ccap =	custo de capital	Wecons =	eletricidade consumida no processo
Exvm =	exergia específica do vapor de média pressão	Co&m =	custo de operação e manutenção	Cecomp =	custo específico da eletricidade comprada no varejo

Dados de entrada da situação atual:

DADOS GERAIS: EUA

		TOMLINSON	BLGCC BAIXA T MILL SCALE	BLGCC ALTA T UTILITY SCALE
condições financeiras	i =	20,00%	20,00%	20,00%
	n (anos) =	20	20	20
	FRC =	0,20536	0,20536	0,20536

condições de geração	fator de utilização	90%
	número de horas de operação	8330

condições de produção	celulose produzida	548.277 tcel/ano
		66 t/h
	potência consumida	100 MW

condições ambientes	Po	1 atm		
	To	25 °C	298 K	
	ho	25 (kcal/kg)	104,5 (kJ/kg)	
	so	0,0876 (kcal/kg.K)	0,366168 (kJ/kg.K)	

US\$ 2002

PROPRIEDADES	UNIDADES	SISTEMA TOMLINSON	SISTEMA TOMLINSON NOVO	SISTEMAS BLGCC	
				BAIXA TEMP. MILL - SCALE	ALTA TEMP. UTILIY - SCALE
Ccap	US\$	0,00	121.729.000	234.145.000	242.133.000
Ccap	US\$/ano	0,00	24.997.845	48.083.205	49.723.593
Ccap	US\$/s	0,00	0,83	1,60	1,66
Co&m	US\$	6.940.000	6.940.000	10.611.000	11.151.000
Co&m	US\$/ano	1.425.174	1.425.174	2.179.038	2.289.931
Co&m	US\$/s	0,05	0,05	0,07	0,08
PCllix	kJ/kg	13.950	13.950	13.950	13.950
mlix	kg/s	29,3	29,3	29,30	29,30
Clix	US\$/kg	0	0	0,00	0,00
Clix oportunidade	US\$/kJ	0	0	0,00	0,00
PClbio	kJ/kg	10.000	10.000	10.000	10.000
mbio	kg/s	20	20	18,30	20,00
Cbio (cavaco)	US\$/t	22,5	22,5	22,50	22,50
Cbio (casca)	US\$/t	1,5	1,5	1,50	1,50
Cbio oportunidade	US\$/kJ	8,20298E-07	8,20298E-07	8,20298E-07	8,20298E-07
PClgn	kJ/kg	2.582	2.582	2.582	2.582
mgn	kg/s	0	0	1,024	3,9947
Cgn	US\$/MMBTU	3,76	3,76	3,76	3,76
Cgn	US\$/t	0,30569	0,30569	0,30569	0,30569
Cgn oportunidade	US\$/kJ	1,18405E-07	1,18393E-07	1,18405E-07	1,18405E-07
We gerada	MW		66	126,15	206,03
We parasita	MW		7,8	17,12	20,08
We gerada liq.	MW	31,1	58,2	109,03	189,42
We consumida (neces. proc.)	MW	92,1	92,1	92,1	92,1
We comprada	MW	38,0	10,9	0,00	0,00
Ce comprada	US\$/MWh	35,00	35,00	0,00	0,00
Ce comprada	US\$/kJ	9,72222E-06	9,72222E-06	0,00	0,00
Wexcedente	MW	0	0	39,93	120,32
W hidro	MW	23	23	23,00	23,00
m vb	kg/s	67	67	67,00	67,00
Pressão do vb	atm	4	4	4,00	4,00
Temperatura do vb	°C	165	165	165	165
Entalpia do vb (h)	kJ/kg	2.786	2786	2.786	2.786
Entropia do vb (s)	kJ/kg.K	7,007	7,007	7,007	7,007
EXvb	kJ/kg	702,53	702,53	702,53	702,53
mvm	kg/s	52	52	52,00	52,00
Pressão do vm	atm	12,5	12,5	13	13
Temperatura do vm	°C	220	220	220	220
Entalpia do vm (h)	kJ/kg	2863	2863	2.863	2.863
Entropia do vm (s)	kJ/kg.K	6,669	6,669	6,669	6,669
EXvm	kJ/kg	880,26	880,26	880,26	880,26

1a opção: Planta atual			2a opção: Planta nova		
Ceger.liq. = Cvb = Cvm = $(Ccap + Co\&m + (PClilix)*mlix*Clilix + (PClbio)*mbio*Cbio) / (Weger.liq. + mvb*EXvb + mvm*Exvm)$			Ceger.liq. = Cvb = Cvm = $(Ccap + Co\&m + (PClilix)*mlix*Clilix + (PClbio)*mbio*Cbio) / (Weger.liq. + mvb*EXvb + mvm*Exvm)$		
Ceger.liq. = Cvb = Cvm =	0,0000017	US\$/kJ	Ceger.liq. = Cvb = Cvm =	0,0000069	US\$/kJ
	6,15	US\$/MWh		24,91	US\$/MWh
Cvb =	1,20	US\$/t	Cvb =	4,86	US\$/t
Cvm =	1,50	US\$/t	Cvm =	6,09	US\$/t

Tonlimson
Novo

3a opção: Planta nova (COPEL) Ceger.liq. = Cecomp
 $Cvb = Cvm = (Ccap + Co\&m + (PClilix)*mlix*Clilix + (PClbio)*mbio*Cbio + Ceger.liq.*Weger.liq.) / (mvb*EXvb + mvm*Exvm)$

Cvb = Cvm =	0,0000052	US\$/kJ
	18,59	US\$/MWh
Cvb =	3,63	US\$/t
Cvm =	4,54	US\$/t

CUSTO DA ELETRICIDADE GERADA PELO MÉTODO: TRABALHO COMO SUB-PRODUTO

Considerando que os equipamentos não estão amortizados

Sem considerar o custo da água de alimentação

(adotado o custo do vapor de baixa e média pressão igual ao da situação atual)

1a opção: Planta atual			2a opção: Planta nova		
1) Custo do vapor pelo método da igualdade (TOMLINSON):			1) Custo do vapor pelo método da igualdade (TOMLINSON):		
Ceger.liq. = Cvb = Cvm =	0,0000017	US\$/kJ	Ceger.liq. = Cvb = Cvm =	0,0000069	US\$/kJ
	6,15	US\$/MWh		24,91	US\$/MWh
Cvb =	1,20	US\$/t	Cvb =	4,86	US\$/t
Cvm =	1,50	US\$/t	Cvm =	6,09	US\$/t

2) Custo da eletricidade total gerada (TOMLINSON):

$$Ceger.liq. = [(Ccap + Co\&m + (PClilix)*mlix*Clilix + (PClbio)*mbio*Cbio) - (Cvb*mvb*EXvb + Cvm*mvm*Exvm)] / Weger.liq.$$

Ceger.liq. =	0,0000017	US\$/kJ	Ceger.liq. =	0,0000069	US\$/kJ
Ceger.liq. =	6,15	US\$/MWh	Ceger.liq. =	24,91	US\$/MWh
Cvb =	1,20	US\$/t	Cvb =	4,86	US\$/t
Cvm =	1,50	US\$/t	Cvm =	6,09	US\$/t

3) Custo da eletricidade gerada para o BLGCC Baixa T Mill-Scale

$$Ceger.liq. = [Ccap + Co\&m + (PClilix)*mlix*Clilix + (PClbio)*mbio*Cbio + (PClgn)*mgn*Cgn] - [Cvb*mvb*EXvb + Cvm*mvm*Exvm] / Weger.liq.$$

Ceger.liq. =	0,00001086	US\$/kJ
Ceger.liq. =	39,10	US\$/MWh
Cvb =	7,63	US\$/t
Cvm =	9,56	US\$/t

4) Custo da eletricidade gerada para o BLGCC Alta T Utility-Scale

$$Ceger.liq. = [Ccap + Co\&m + (PClilix)*mlix*Clilix + (PClbio)*mbio*Cbio + (PClgn)*mgn*Cgn] - [Cvb*mvb*EXvb + Cvm*mvm*Exvm] / Weger.liq.$$

Ceger.liq. =	0,00000664	US\$/kJ
Ceger.liq. =	23,90	US\$/MWh
Cvb =	4,66	US\$/t
Cvm =	5,84	US\$/t

CUSTO DA ELETRICIDADE EXCEDENTE

(adotando que a eletricidade e o vapor de processo têm o mesmo custo da situação atual)

MÉDIA PONDERADA DOS CUSTOS E CONSUMO DE ELETRICIDADE NA KLABIN

MÉDIA Wecons*Cecons= $r.liq.TOM*Cegeer.liq.TOM + Wcomp.COPEL*Ccomp.COPEL)/(Weger.liq.TOM+Wcomp.Ci$

MÉDIA Wecons*Cecons= 30,46 US\$/MWh

1) Custo da eletricidade excedente para o BLGCC Baixa T Mill-Scale

Ceexc= $[Weger.liq.*Cegeer.liq. (depois de fixar o custo do vapor) - Wecons*Cecons (igual ao custo de vapor)]/Weexc$

Ceexc= 105,99 US\$/MWh

2) Custo da eletricidade excedente para o BLGCC Alta T Utility-Scale

Ceexc= 37,37 US\$/MWh

		1a OPÇÃO	2a OPÇÃO		Custo da eletricidade comprada US\$/MWh
		Custo de eletricidade gerada	Custo de eletricidade gerada	Custo da eletricidade excedente	
		US\$/MWh	US\$/MWh	US\$/MWh	
i = 20%	TOMLINSON BLGCC BAIXA T MILL-SCALE BLGCC ALTA T UTILITY-SCALE	6,15	24,91 39,10 23,90	---- 105,99 37,37	35,00

CUSTOS DO VAPOR - 2ª OPÇÃO					
SISTEMAS	CONSUMO NO PROCESSO				
	VAPOR				
	TOTAL	BAIXA PRESSAO		MEDIA PRESSAO	
	US\$/MWh(ex)	US\$/kJ(ex)	US\$/t	US\$/kJ(ex)	US\$/t
TOMLINSON	24,91	17,50	4,86	21,93	6,09
BLGCC BAIXA T MILL-SCALE	24,91	17,50	4,86	21,93	6,09
BLGCC ALTA T UTILITY-SCALE	24,91	17,50	4,86	21,93	6,09

CUSTOS DA ELETRICIDADE			
SISTEMAS	ELETRICIDADE CONSUMIDA NO PROCESSO	ELETRICIDADE GERADA	ELETRICIDADE EXCEDENTE
	US\$/MWh	US\$/MWh	US\$/MWh
	TOMLINSON	24,91	24,91
BLGCC BAIXA T MILL-SCALE	24,91	39,10	105,99
BLGCC ALTA T UTILITY-SCALE	24,91	23,90	37,37

ANÁLISE TERMEOCONÔMICA - INDÚSTRIA KLABIN
AValiação TERMEOCONÔMICA DA COGERAÇÃO NO SEGMENTO DE PAPEL E CELULOSE
MÉTODO DA IGUALDADE

AValiação DA SITUAÇÃO ATUAL - CALDEIRA TOMLINSON NOVA - BLGCC BAIXA TEMPERATURA PEQUENO PORTE -
BLGCC ALTA TEMPERATURA GRANDE PORTE
 Considerando que os equipamentos não estão amortizados
 Sem considerar o custo da água de alimentação

$$\text{Ceger.liq.} * \text{Weger.liq.} + \text{Cvb} * \text{mvb} * \text{EXvb} + \text{Cvm} * \text{mvm} * \text{EXvm} = (\text{PClIix}) * \text{mlix} * \text{ClIix} + (\text{PClBio}) * \text{mbio} * \text{Cbio} + (\text{PClgn}) * \text{mgn} * \text{Cgn} + \text{Ccap} + \text{Co\&m}$$

Pelo método da igualdade $C_e = C_{vb} = C_{vm}$ - Considerando que a indústria utiliza todos igualmente: tem-se o custo da eletricidade e do vapor (de baixa e de média pressão) para a indústria.

$$\text{Ceger.liq.} = \text{Cvb} = \text{Cvm} = [\text{Ccap} + \text{Co\&m} + (\text{PClIix}) * \text{mlix} * \text{ClIix} + (\text{PClBio}) * \text{mbio} * \text{Cbio} + (\text{PClgn}) * \text{mgn} * \text{Cgn}] / [\text{Weger.liq.} + \text{mvb} * \text{EXvb} + \text{mvm} * \text{EXvm}]$$

		Nomenclatura			
Ceger.liq. =	custo específico da eletricidade gerada líquida	PClIix =	poder calorífico da lixívia	PClgn=	poder calorífico do gás natural
Weger.liq. =	eletricidade gerada líquida	mlix =	massa da lixívia	mgn=	massa do gás natural
Cvb =	custo específico do vapor de baixa pressão	ClIix =	custo específico da lixívia	Cgn=	custo específico do gás natural
mvb =	massa do vapor de baixa pressão	PClBio =	poder calorífico da biomassa	Ceexc=	custo da eletricidade excedente
Exvb =	exergia específica do vapor de baixa pressão	mbio =	massa da biomassa	Weexc=	eletricidade excedente
Cvm =	custo específico do vapor de média pressão	Cbio =	custo específico da biomassa	Cecons=	custo específico da eletricidade consumida no processo
mvm =	massa do vapor de média pressão	Ccap =	custo de capital	Wecons=	eletricidade consumida no processo
Exvm =	exergia específica do vapor de média pressão	Co&m=	custo de operação e manutenção	Cecomp=	custo específico da eletricidade comprada no varejo

Dados de entrada da situação atual:

DADOS GERAIS: EUA

		TOMLINSON	BLGCC BAIXA T MILL SCALE	BLGCC ALTA T UTILITY SCALE
condições financeiras	i=	15,00%	15,00%	15,00%
	n (anos) =	20	20	20
	FRC =	0,15976	0,15976	0,15976

condições de geração	fator de utilização	90%
	número de horas de operação	8330

condições de produção	celulose produzida	548.277 tcel/ano
		66 t/h
	potência consumida	100 MW

condições ambientais	Po	1 atm	
	To	25 °C	298 K
	ho	25 (kcal/kg)	104,5 (kJ/kg)
	so	0,0876 (kcal/kg.K)	0,366168 (kJ/kg.K)

US\$ 2002

PROPRIEDADES	UNIDADES	SISTEMA TOMLINSON	SISTEMA TOMLINSON NOVO	SISTEMAS BLGCC	
				BAIXA TEMP. MILL - SCALE	ALTA TEMP. UTILIY - SCALE
Ccap	US\$	0,00	121.729.000	234.145.000	242.133.000
Ccap	US\$/ano	0,00	19.447.604	37.407.349	38.683.524
Ccap	US\$/s	0,00	0,65	1,25	1,29
Co&m	US\$	6.940.000	6.940.000	10.611.000	11.151.000
Co&m	US\$/ano	1.108.745	1.108.745	1.695.229	1.781.500
Co&m	US\$/s	0,04	0,04	0,06	0,06
PCllix	kJ/kg	13.950	13.950	13.950	13.950
mlix	kg/s	29,3	29,3	29,30	29,30
Clix	US\$/kg	0	0	0,00	0,00
Clix oportunidade	US\$/kJ	0	0	0,00	0,00
PClbio	kJ/kg	10.000	10.000	10.000	10.000
mbio	kg/s	20	20	18,30	20,00
Cbio (cavaco)	US\$/t	22,5	22,5	22,50	22,50
Cbio (casca)	US\$/t	1,5	1,5	1,50	1,50
Cbio oportunidade	US\$/kJ	8,20298E-07	8,20298E-07	8,20298E-07	8,20298E-07
PClgn	kJ/kg	2.582	2.582	2.582	2.582
mgn	kg/s	0	0	1,024	3,9947
Cgn	US\$/MMBTU	3,76	3,76	3,76	3,76
Cgn	US\$/t	0,30569	0,30569	0,30569	0,30569
Cgn oportunidade	US\$/kJ	1,18405E-07	1,18393E-07	1,18405E-07	1,18405E-07
We gerada	MW		66	126,15	206,03
We parasita	MW		7,8	17,12	20,08
We gerada liq.	MW	31,1	58,2	109,03	189,42
We consumida (neces. proc.)	MW	92,1	92,1	92,1	92,1
We comprada	MW	38,0	10,9	0,00	0,00
Ce comprada	US\$/MWh	35,00	35,00	0,00	0,00
Ce comprada	US\$/kJ	9,72222E-06	9,72222E-06	0,00	0,00
Wexcedente	MW	0	0	39,93	120,32
W hidro	MW	23	23	23,00	23,00
mvb	kg/s	67	67	67,00	67,00
Pressão do vb	atm	4	4	4,00	4,00
Temperatura do vb	°C	165	165	165	165
Entalpia do vb (h)	kJ/kg	2.786	2786	2.786	2.786
Entropia do vb (s)	kJ/kg.K	7,007	7,007	7,007	7,01
EXvb	kJ/kg	702,53	702,53	702,53	702,53
mvm	kg/s	52	52	52,00	52,00
Pressão do vm	atm	12,5	12,5	13	13,00
Temperatura do vm	°C	220	220	220	220
Entalpia do vm (h)	kJ/kg	2863	2863	2.863	2.863
Entropia do vm (s)	kJ/kg.K	6,669	6,669	6,669	6,669
EXvm	kJ/kg	880,26	880,26	880,26	880,26

1a opção: Planta atual Ceger.liq. = Cvb = Cvm

$$\text{Ceger.liq.} = \text{Cvb} = \text{Cvm} = [\text{Ccap} + \text{Co\&m} + (\text{PCIIix}) * \text{mlix} * \text{Clix} + (\text{PClbio}) * \text{mbio} * \text{Cbio}] / (\text{Weger.liq.} + \text{m vb} * \text{EXvb} + \text{m vm} * \text{EXvm})$$

Ceger.liq. = Cvb = Cvm =	0,0000016	US\$/kJ
	5,84	US\$/MWh
Cvb =	1,14	US\$/t
Cvm =	1,43	US\$/t

2a opção: Planta nova

Ceger.liq. = Cvb = Cvm =	0,0000056	US\$/kJ	Tomlinson Novo
	20,25	US\$/MWh	
Cvb =	3,95	US\$/t	
Cvm =	4,95	US\$/t	

3) Custo da eletricidade gerada para o BLGCC Baixa T Mill-Scale

$$\text{Ceger.liq.} = \text{Cvb} = \text{Cvm} = [\text{Ccap} + \text{Co\&m} + (\text{PCIIix}) * \text{mlix} * \text{Clix} + (\text{PClbio}) * \text{mbio} * \text{Cbio} + (\text{PClgn} * \text{mgn} * \text{Cgn})] / (\text{Weger.liq.} + \text{m vb} * \text{EXvb} + \text{m vm} * \text{EXvm})$$

Ceger.liq.= Cvb = Cvm	0,00000720	US\$/kJ
Ceger.liq.= Cvb = Cvm	25,94	US\$/MWh
Cvb =	5,06	US\$/t
Cvm =	6,34	US\$/t

4) Custo da eletricidade gerada para o BLGCC Alta T Utility-Scale

$$\text{Ceger.liq.} = \text{Cvb} = \text{Cvm} = [\text{Ccap} + \text{Co\&m} + (\text{PCIIix}) * \text{mlix} * \text{Clix} + (\text{PClbio}) * \text{mbio} * \text{Cbio} + (\text{PClgn} * \text{mgn} * \text{Cgn})] / (\text{Weger.liq.} + \text{m vb} * \text{EXvb} + \text{m vm} * \text{EXvm})$$

Ceger.liq.= Cvb = Cvm	0,00000537	US\$/kJ
Ceger.liq.= Cvb = Cvm	19,32	US\$/MWh
Cvb =	3,77	US\$/t
Cvm =	4,72	US\$/t

		1a OPÇÃO	2a OPÇÃO
		Custo de eletricidade gerada	Custo de eletricidade gerada
		US\$/t	US\$/t
i = 15%	TOMLINSON	1,14	3,95
	BLGCC BAIXA T MILL-SCALE		5,06
	BLGCC ALTA T UTILITY-SCALE		3,77

CUSTOS DO VAPOR					
SISTEMAS	CONSUMO NO PROCESSO				
	VAPOR				
	TOTAL	BAIXA PRESSAO		MÉDIA PRESSAO	
	US\$/MWh(ex)	US\$/kJ(ex)	US\$/t	US\$/kJ(ex)	US\$/t
TOMLINSON ATUAL	5,84	4,10	1,14	5,14	1,43
TOMLINSON NOVO	20,25	14,23	3,95	17,82	4,95
BLGCC BAIXA T MILL-SCALE	25,94	18,22	5,06	22,83	6,34
BLGCC ALTA T UTILITY-SCALE	19,32	13,57	3,77	17,00	4,72

CUSTOS DA ELETRICIDADE		
SISTEMAS	ELETRICIDADE CONSUMIDA NO PROCESSO	ELETRICIDADE GERADA
		US\$/MWh
TOMLINSON ATUAL	5,84	5,84
TOMLINSON NOVO	20,25	20,25
BLGCC ALTA T MILL-SCALE	25,94	25,94
BLGCC ALTA T UTILITY-SCALE	19,32	19,32

ANÁLISE TERMOECONÔMICA - INDÚSTRIA KLABIN
AVALIAÇÃO TERMOECONÔMICA DA COGERAÇÃO NO SEGMENTO DE PAPEL E CELULOSE
MÉTODO DA IGUALDADE

AVALIAÇÃO DA SITUAÇÃO ATUAL - CALDEIRA TOMLINSON NOVA - BLGCC BAIXA TEMPERATURA PEQUENO PORTE -
BLGCC ALTA TEMPERATURA GRANDE PORTE

Considerando que os equipamentos não estão amortizados
 Sem considerar o custo da água de alimentação

$$\text{Ceger.liq.} * \text{Weger.liq.} + \text{Cvb} * \text{mvb} * \text{EXvb} + \text{Cvm} * \text{mvm} * \text{EXvm} = (\text{PClIix}) * \text{mlix} * \text{ClIix} + (\text{PClbio}) * \text{mbio} * \text{Cbio} + (\text{PClgn}) * \text{mgn} * \text{Cgn} + \text{Ccap} + \text{Co\&m}$$

Pelo método da igualdade $C_e = C_{vb} = C_{vm}$ - Considerando que a indústria utiliza todos igualmente:
 tem-se o custo da eletricidade e do vapor (de baixa e de média pressão) para a indústria.

$$\text{Ceger.liq.} = \text{Cvb} = \text{Cvm} = [\text{Ccap} + \text{Co\&m} + (\text{PClIix}) * \text{mlix} * \text{ClIix} + (\text{PClbio}) * \text{mbio} * \text{Cbio} + (\text{PClgn}) * \text{mgn} * \text{Cgn}] / [\text{Weger.liq.} + \text{mvb} * \text{EXvb} + \text{mvm} * \text{EXvm}]$$

		Nomenclatura			
Ceger.liq. =	custo específico da eletricidade gerada líquida	PClIix =	poder calorífico da lixívia	PClgn =	poder calorífico do gás natural
Weger.liq. =	eletricidade gerada líquida	mlix =	massa da lixívia	mgn =	massa do gás natural
Cvb =	custo específico do vapor de baixa pressão	ClIix =	custo específico da lixívia	Cgn =	custo específico do gás natural
mvb =	massa do vapor de baixa pressão	PClbio =	poder calorífico da biomassa	Ceexc =	custo da eletricidade excedente
Exvb =	exergia específica do vapor de baixa pressão	mbio =	massa da biomassa	Weexc =	eletricidade excedente
Cvm =	custo específico do vapor de média pressão	Cbio =	custo específico da biomassa	Cecons =	custo específico da eletricidade consumida no processo
mvm =	massa do vapor de média pressão	Ccap =	custo de capital	Wecons =	eletricidade consumida no processo
Exvm =	exergia específica do vapor de média pressão	Co&m =	custo de operação e manutenção	Cecomp =	custo específico da eletricidade comprada no varejo

Dados de entrada da situação atual:

DADOS GERAIS: EUA

		TOMLINSON	BLGCC BAIXA T MILL SCALE	BLGCC ALTA T UTILITY SCALE
condições financeiras	i =	17,50%	17,50%	17,50%
	n (anos) =	20	20	20
	FRC =	0,18224	0,18224	0,18224

condições de geração	fator de utilização	90%
	número de horas de operação	8330

condições de produção	celulose produzida	548.277	tcel/ano
		66	t/h
	potência consumida	100	MW

condições ambientes	Po	1	atm		
	To	25	°C	298	K
	ho	25	(kcal/kg)	104,5	(kJ/kg)
	so	0,0876	(kcal/kg.K)	0,366168	(kJ/kg.K)

US\$ 2002

PROPRIEDADES	UNIDADES	SISTEMA TOMLINSON	SISTEMA TOMLINSON NOVO	SISTEMAS BLGCC	
				BAIXA TEMP. MILL - SCALE	ALTA TEMP. UTILIY - SCALE
Ccap	US\$	0,00	121.729.000	234.145.000	242.133.000
Ccap	US\$/ano	0,00	22.184.205	42.671.186	44.126.939
Ccap	US\$/s	0,00	0,74	1,42	1,47
Co&m	US\$	6.940.000	6.940.000	10.611.000	11.151.000
Co&m	US\$/ano	1.264.763	1.264.763	1.933.776	2.032.187
Co&m	US\$/s	0,04	0,04	0,06	0,07
PCllix	kJ/kg	13.950	13.950	13.950	13.950
mlix	kg/s	29,3	29,3	29,30	29,30
Clix	US\$/kg	0	0	0,00	0,00
Clix oportunidade	US\$/kJ	0	0	0,00	0,00
PClbio	kJ/kg	10.000	10.000	10.000	10.000
mbio	kg/s	20	20	18,30	20,00
Cbio (cavaco)	US\$/t	22,5	22,5	22,50	22,50
Cbio (casca)	US\$/t	1,5	1,5	1,50	1,50
Cbio oportunidade	US\$/kJ	8,20298E-07	8,20298E-07	8,20298E-07	8,20298E-07
PClgn	kJ/kg	2.582	2.582	2.582	2.582
mgn	kg/s	0	0	1,024	3,9947
Cgn	US\$/MMBTU	3,76	3,76	3,76	3,76
Cgn	US\$/t	0,30569	0,30569	0,30569	0,30569
Cgn oportunidade	US\$/kJ	1,18405E-07	1,18393E-07	1,18405E-07	1,18405E-07
We gerada	MW		66	126,15	206,03
We parasita	MW		7,8	17,12	20,08
We gerada liq.	MW	31,1	58,2	109,03	189,42
We consumida (neces. proc.)	MW	92,1	92,1	92,1	92,1
We comprada	MW	38,0	10,9	0,00	0,00
Ce comprada	US\$/MWh	35,00	35,00	0,00	0,00
Ce comprada	US\$/kJ	9,72222E-06	9,72222E-06	0,00	0,00
Wexcedente	MW	0	0	39,93	120,32
W hidro	MW	23	23	23,00	23,00
m vb	kg/s	67	67	67,00	67,00
Pressão do vb	atm	4	4	4,00	4,00
Temperatura do vb	°C	165	165	165	165
Entalpia do vb (h)	kJ/kg	2.786	2786	2.786	2.786
Entropia do vb (s)	kJ/kg.K	7,007	7,007	7,007	7,01
EXvb	kJ/kg	702,53	702,53	702,53	702,53
mvm	kg/s	52	52	52,00	52,00
Pressão do vm	atm	12,5	12,5	13	13,00
Temperatura do vm	°C	220	220	220	220
Entalpia do vm (h)	kJ/kg	2863	2863	2.863	2.863
Entropia do vm (s)	kJ/kg.K	6,669	6,669	6,669	6,669
EXvm	kJ/kg	880,26	880,26	880,26	880,26

1a opção: Planta atual Ceger.liq. = Cvb = Cvm

$$\text{Ceger.liq.} = \text{Cvb} = \text{Cvm} = [\text{Ccap} + \text{Co\&m} + (\text{PClilix}) * \text{mlix} * \text{Clix} + (\text{PClbio}) * \text{mbio} * \text{Cbio}] / (\text{Weger.liq.} + \text{mvb} * \text{EXvb} + \text{mvm} * \text{Exvm})$$

Ceger.liq. = Cvb = Cvm =	0,0000017	US\$/kJ
	5,99	US\$/MWh
Cvb =	1,17	US\$/t
Cvm =	1,46	US\$/t

2a opção: Planta nova

Ceger.liq. = Cvb = Cvm =	0,0000063	US\$/kJ	Tomlinson Novo
	22,55	US\$/MWh	
Cvb =	4,40	US\$/t	
Cvm =	5,51	US\$/t	

3) Custo da eletricidade gerada para o BLGCC Baixa T Mill-Scale

$$\text{Ceger.liq.} = \text{Cvb} = \text{Cvm} = [\text{Ccap} + \text{Co\&m} + (\text{PClilix}) * \text{mlix} * \text{Clix} + (\text{PClbio}) * \text{mbio} * \text{Cbio}] + (\text{PClgn} * \text{mgn} * \text{Cgn}) / (\text{Weger.liq.} + \text{mvb} * \text{EXvb} + \text{mvm} * \text{Exvm})$$

Ceger.liq.= Cvb = Cvm	0,00000811	US\$/kJ
Ceger.liq.= Cvb = Cvm	29,21	US\$/MWh
Cvb =	5,70	US\$/t
Cvm =	7,14	US\$/t

4) Custo da eletricidade gerada para o BLGCC Alta T Utility-Scale

$$\text{Ceger.liq.} = \text{Cvb} = \text{Cvm} = [\text{Ccap} + \text{Co\&m} + (\text{PClilix}) * \text{mlix} * \text{Clix} + (\text{PClbio}) * \text{mbio} * \text{Cbio}] + (\text{PClgn} * \text{mgn} * \text{Cgn}) / (\text{Weger.liq.} + \text{mvb} * \text{EXvb} + \text{mvm} * \text{Exvm})$$

Ceger.liq.= Cvb = Cvm	0,00000604	US\$/kJ
Ceger.liq.= Cvb = Cvm	21,74	US\$/MWh
Cvb =	4,24	US\$/t
Cvm =	5,32	US\$/t

		1a OPÇÃO	2a OPÇÃO
		Custo de eletricidade gerada	Custo de eletricidade gerada
		US\$/MWh	US\$/MWh
i = 17,5%	TOMLINSON	5,99	22,55
	BLGCC BAIXA T MILL-SCALE		29,21
	BLGCC ALTA T UTILITY-SCALE		21,74

CUSTOS DO VAPOR					
SISTEMAS	CONSUMO NO PROCESSO				
	VAPOR				
	TOTAL	BAIXA PRESSAO		MÉDIA PRESSAO	
	US\$/MWh(ex)	US\$/kJ(ex)	US\$/t	US\$/kJ(ex)	US\$/t
TOMLINSON ATUAL	5,99	4,21	1,17	5,27	1,46
TOMLINSON NOVO	22,55	15,84	4,40	19,85	5,51
BLGCC BAIXA T MILL-SCALE	29,21	20,52	5,70	25,71	7,14
BLGCC ALTA T UTILITY-SCALE	21,74	15,27	4,24	19,14	5,32

CUSTOS DA ELETRICIDADE		
SISTEMAS	ELETRICIDADE CONSUMIDA NO PROCESSO	ELETRICIDADE GERADA
	US\$/MWh	US\$/MWh
TOMLINSON ATUAL	5,99	5,99
TOMLINSON NOVO	22,55	22,55
BLGCC BAIXA T MILL-SCALE	29,21	29,21
BLGCC ALTA T UTILITY-SCALE	21,74	21,74

ANÁLISE TERMOECONÔMICA - INDÚSTRIA KLABIN
AVALIAÇÃO TERMOECONÔMICA DA COGERAÇÃO NO SEGMENTO DE PAPEL E CELULOSE
MÉTODO DA IGUALDADE

**AVALIAÇÃO DA SITUAÇÃO ATUAL - CALDEIRA TOMLINSON NOVA - BLGCC BAIXA TEMPERATURA PEQUENO PORTE -
 BLGCC ALTA TEMPERATURA GRANDE PORTE**

Considerando que os equipamentos não estão amortizados
 Sem considerar o custo da água de alimentação

$$\text{Ceger.liq.} * \text{Weger.liq.} + \text{Cvb} * \text{m vb} * \text{EXvb} + \text{Cvm} * \text{mvm} * \text{EXvm} = (\text{PCllix}) * \text{mlix} * \text{Cl ix} + (\text{PCl bio}) * \text{mbio} * \text{Cb io} + (\text{PCl gn}) * \text{mgn} * \text{Cgn} + \text{Ccap} + \text{Co\&m}$$

Pelo método da igualdade $C_e = C_{vb} = C_{vm}$ - Considerando que a indústria utiliza todos igualmente:
 tem-se o custo da eletricidade e do vapor (de baixa e de média pressão) para a indústria.

$$\text{Ceger.liq.} = \text{Cvb} = \text{Cvm} = [\text{Ccap} + \text{Co\&m} + (\text{PCllix}) * \text{mlix} * \text{Cl ix} + (\text{PCl bio}) * \text{mbio} * \text{Cb io} + (\text{PCl gn}) * \text{mgn} * \text{Cgn}] / [\text{Weger.liq.} + \text{m vb} * \text{EXvb} + \text{mvm} * \text{EXvm}]$$

Nomenclatura			
Ceger.liq. =	custo específico da eletricidade gerada líquida	PCllix =	poder calorífico da lixívia
Weger.liq. =	eletricidade gerada líquida	mlix =	massa da lixívia
Cvb =	custo específico do vapor de baixa pressão	Cl ix =	custo específico da lixívia
m vb =	massa do vapor de baixa pressão	PCl bio =	poder calorífico da biomassa
EXvb =	exergia específica do vapor de baixa pressão	mbio =	massa da biomassa
Cvm =	custo específico do vapor de média pressão	Cbio =	custo específico da biomassa
mvm =	massa do vapor de média pressão	Ccap =	custo de capital
EXvm =	exergia específica do vapor de média pressão	Co&m =	custo de operação e manutenção
		PCl gn =	poder calorífico do gás natural
		mgn =	massa do gás natural
		Cgn =	custo específico do gás natural
		Ceexc =	custo da eletricidade excedente
		Weexc =	eletricidade excedente
		Cecons =	custo específico da eletricidade consumida no processo
		Wecons =	eletricidade consumida no processo
		Cecomp =	custo específico da eletricidade comprada no varejo

Dados de entrada da situação atual:

DADOS GERAIS: EUA

		TOMLINSON	BLGCC BAIXA T MILL SCALE	BLGCC ALTA T UTILITY SCALE
condições financeiras	i =	20,00%	20,00%	20,00%
	n (anos) =	20	20	20
	FRC =	0,20536	0,20536	0,20536

condições de geração	fator de utilização	90%
	número de horas de operação	8330

condições de produção	celulose produzida	548.277 tcel/ano
		66 t/h
	potência consumida	100 MW

condições ambientais	Po	1 atm		
	To	25 °C	298 K	
	ho	25 (kcal/kg)	104,5 (kJ/kg)	
	so	0,0876 (kcal/kg.K)	0,366168 (kJ/kg.K)	

US\$ 2002

PROPRIEDADES	UNIDADES	SISTEMA TOMLINSON	SISTEMA TOMLINSON NOVO	SISTEMAS BLGCC	
				BAIXA TEMP. MILL - SCALE	ALTA TEMP. UTILIY - SCALE
Ccap	US\$	0,00	121.729.000	234.145.000	242.133.000
Ccap	US\$/ano	0,00	24.997.845	48.083.205	49.723.593
Ccap	US\$/s	0,00	0,83	1,60	1,66
Co&m	US\$	6.940.000	6.940.000	10.611.000	11.151.000
Co&m	US\$/ano	1.425.174	1.425.174	2.179.038	2.289.931
Co&m	US\$/s	0,05	0,05	0,07	0,08
PClIix	kJ/kg	13.950	13.950	13.950	13.950
mlix	kg/s	29,3	29,3	29,30	29,30
Clix	US\$/kg	0	0	0,00	0,00
Clix oportunidade	US\$/kJ	0	0	0,00	0,00
PClbio	kJ/kg	10.000	10.000	10.000	10.000
mbio	kg/s	20	20	18,30	20,00
Cbio (cavaco)	US\$/t	22,5	22,5	22,50	22,50
Cbio (casca)	US\$/t	1,5	1,5	1,50	1,50
Cbio oportunidade	US\$/kJ	8,20298E-07	8,20298E-07	8,20298E-07	8,20298E-07
PClgn	kJ/kg	2.582	2.582	2.582	2.582
mgn	kg/s	0	0	1,024	3,9947
Cgn	US\$/MMBTU	3,76	3,76	3,76	3,76
Cgn	US\$/t	0,30569	0,30569	0,30569	0,30569
Cgn oportunidade	US\$/kJ	1,18405E-07	1,18393E-07	1,18405E-07	1,18405E-07
We gerada	MW		66	126,15	206,03
We parasita	MW		7,8	17,12	20,08
We gerada liq.	MW	31,1	58,2	109,03	189,42
We consumida (neces. proc.)	MW	92,1	92,1	92,1	92,1
We comprada	MW	38,0	10,9	0,00	0,00
Ce comprada	US\$/MWh	35,00	35,00	0,00	0,00
Ce comprada	US\$/kJ	9,72222E-06	9,72222E-06	0,00	0,00
Wexcedente	MW	0	0	39,93	120,32
W hidro	MW	23	23	23,00	23,00
m vb	kg/s	67	67	67,00	67,00
Pressão do vb	atm	4	4	4,00	4,00
Temperatura do vb	°C	165	165	165	165
Entalpia do vb (h)	kJ/kg	2.786	2786	2.786	2.786
Entropia do vb (s)	kJ/kg.K	7,007	7,007	7,007	7,01
EXvb	kJ/kg	702,53	702,53	702,53	702,53
mvm	kg/s	52	52	52,00	52,00
Pressão do vm	atm	12,5	12,5	13	13,00
Temperatura do vm	°C	220	220	220	220
Entalpia do vm (h)	kJ/kg	2863	2863	2.863	2.863
Entropia do vm (s)	kJ/kg.K	6,669	6,669	6,669	6,669
EXvm	kJ/kg	880,26	880,26	880,26	880,26

1a opção: Planta atual Ceger.liq. = Cvb = Cvm

$$\text{Ceger.liq.} = \text{Cvb} = \text{Cvm} = [\text{Ccap} + \text{Co\&m} + (\text{PClIix}) * \text{mlix} * \text{Clix} + (\text{PClbio}) * \text{mbio} * \text{Cbio}] / (\text{Weger.liq.} + \text{m vb} * \text{EXvb} + \text{m vm} * \text{Exvm})$$

Ceger.liq. = Cvb = Cvm =	0,0000017	US\$/kJ
	6,15	US\$/MWh
Cvb =	1,20	US\$/t
Cvm =	1,50	US\$/t

2a opção: Planta nova

Ceger.liq. = Cvb = Cvm =	0,0000069	US\$/kJ	Tomlinson Novo
	24,91	US\$/MWh	
Cvb =	4,86	US\$/t	
Cvm =	6,09	US\$/t	

3) Custo da eletricidade gerada para o BLGCC Baixa T Mill-Scale

$$\text{Ceger.liq.} = \text{Cvb} = \text{Cvm} = [\text{Ccap} + \text{Co\&m} + (\text{PClIix}) * \text{mlix} * \text{Clix} + (\text{PClbio}) * \text{mbio} * \text{Cbio} + (\text{PClgn} * \text{mgn} * \text{Cgn})] / (\text{Weger.liq.} + \text{m vb} * \text{EXvb} + \text{m vm} * \text{Exvm})$$

Ceger.liq.= Cvb = Cvm	0,00000905	US\$/kJ
Ceger.liq.= Cvb = Cvm	32,57	US\$/MWh
Cvb =	6,36	US\$/t
Cvm =	7,96	US\$/t

4) Custo da eletricidade gerada para o BLGCC Alta T Utility-Scale

$$\text{Ceger.liq.} = \text{Cvb} = \text{Cvm} = [\text{Ccap} + \text{Co\&m} + (\text{PClIix}) * \text{mlix} * \text{Clix} + (\text{PClbio}) * \text{mbio} * \text{Cbio} + (\text{PClgn} * \text{mgn} * \text{Cgn})] / (\text{Weger.liq.} + \text{m vb} * \text{EXvb} + \text{m vm} * \text{Exvm})$$

Ceger.liq.= Cvb = Cvm	0,00000673	US\$/kJ
Ceger.liq.= Cvb = Cvm	24,23	US\$/MWh
Cvb =	4,73	US\$/t
Cvm =	5,92	US\$/t

		1a OPÇÃO	2a OPÇÃO
		Custo de eletricidade gerada	Custo de eletricidade gerada
		US\$/MWh	US\$/MWh
i = 20%	TOMLINSON	6,15	24,91
	BLGCC BAIXA T MILL-SCALE		32,57
	BLGCC ALTA T UTILITY-SCALE		24,23

CUSTOS DO VAPOR					
SISTEMAS	CONSUMO NO PROCESSO				
	VAPOR				
	TOTAL	BAIXA PRESSAO		MÉDIA PRESSAO	
	US\$/MWh(ex)	US\$/kJ(ex)	US\$/t	US\$/kJ(ex)	US\$/t
TOMLINSON ATUAL	6,15	4,32	1,20	5,41	1,50
TOMLINSON NOVO	24,91	17,50	4,86	21,93	6,09
BLGCC BAIXA T MILL-SCALE	32,57	22,88	6,36	28,67	7,96
BLGCC ALTA T UTILITY-SCALE	24,23	17,02	4,73	21,33	5,92

CUSTOS DA ELETRICIDADE		
SISTEMAS	ELETRICIDADE CONSUMIDA NO PROCESSO	ELETRICIDADE GERADA
	US\$/MWh	US\$/MWh
TOMLINSON ATUAL	6,15	6,15
TOMLINSON NOVO	24,91	24,91
BLGCC ALTA T MILL-SCALE	32,57	32,57
BLGCC ALTA T UTILITY-SCALE	24,23	24,23

ANEXOS

ANEXO A – PROPOSTA DE RESOLUÇÃO DO GRUPO DE TRABALHO SOBRE EMISSÃO DE POLUENTES ATMOSFÉRICOS POR FONTES FIXAS.

Câmara Técnica de Controle Ambiental do Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA).

Anexo 01

Limites de emissão para poluentes atmosféricos provenientes de processos de geração de calor a partir da combustão externa de óleo combustível.

Artigo 1 - Ficam aqui definidos os limites máximos de emissão para poluentes atmosféricos provenientes de processos de geração de calor a partir da combustão externa de óleo combustível.

Artigo 2 - Para aplicação deste anexo devem ser consideradas as seguintes definições dos termos:

Capacidade nominal - condição máxima de operação da unidade de geração de calor para o qual o equipamento foi projetado, determinado em termos de potência térmica, com base no Poder Calorífico Inferior - PCI -, calculado a partir da multiplicação do PCI do combustível pela quantidade máxima de combustível queimada por unidade de tempo.

Condições Típicas de Operação - Condição de operação da unidade de geração de calor que prevalece na maioria das horas operadas.

Óleo Combustível – derivado líquido obtido de material fóssil.

Plena carga – condição de operação em que é utilizada pelo menos 90% da capacidade nominal.

Processo de geração de calor – processo de queima de óleo combustível realizado em qualquer forno ou caldeira cujos produtos de combustão não entram em contato direto com o material ou produto processado.

Artigo 3 - Ficam estabelecidos os seguintes limites máximos de emissão para poluentes atmosféricos provenientes de processos de geração de calor a partir da combustão externa de óleo combustível:

Potência térmica nominal (MW)	MP ⁽¹⁾	NO _x ⁽¹⁾ (como NO ₂)	SO _x ⁽¹⁾ (como SO ₂)
Menor que 10	300	1600	2700
Entre 10 e 70	250	1000	2700
Maior que 70	100	1000	1800

(1) os resultados devem ser expressos na unidade de concentração mg/Nm³, em base seca e 3% de excesso de oxigênio.

Parágrafo 1º - Em teste de desempenho de novos equipamentos, o atendimento aos limites estabelecidos deverá ser verificado nas condições de plena carga.

Parágrafo 2º – Na avaliação periódica, o atendimento aos limites estabelecidos poderá ser verificado em condições típicas de operação, a critério do órgão ambiental licenciador.

Parágrafo 3º – Para sistemas com potência de até 10 MW, poderá o órgão ambiental licenciador aceitar a avaliação periódica apenas de monóxido de carbono, sendo que neste caso, o limite máximo de emissão deste poluente será de 80 mg/Nm³.

Artigo 4º - As atividades ou fontes emissoras de poluentes deverão, quando da realização da amostragem, contar com a estrutura necessária e/ou determinação direta de poluentes em dutos e chaminés, de acordo com metodologia normatizada ou equivalente aceita pelo órgão ambiental licenciador.

Artigo 5º – Na ocorrência de duas ou mais fontes cujo lançamento final seja efetuado em duto ou chaminé comum, as medições devem ser feitas individualmente.

Parágrafo único – Caso houver impossibilidade de realização de medições individuais, de acordo com a metodologia normatizada ou equivalente aceita pelo órgão ambiental licenciador, estas poderão ser efetuadas no duto ou chaminé comum e os limites máximos de emissão devem ser ponderados individualmente com as respectivas potências térmicas nominais das fontes em questão para o cálculo do novo limite de emissão resultante, conforme o exemplo a seguir:

$$LE_{res} = \frac{\sum_1^n PN_n * LEn}{\sum_1^n PN_n}$$

Sendo:

LE_{res} = limite de emissão resultante

PN = potência térmica nominal

LME = limite máximo de emissão individual

Exemplo

Caldeira 1 – potência térmica nominal = 5 MW e LME = 300 mg/Nm³ para MP

Caldeira 2 – potência térmica nominal = 35 MW e LME = 250 mg/Nm³ para MP

$$LE_{res} = \frac{5 * 300 + 35 * 250}{5 + 35} = 256,3 \text{ mg / Nm}^3$$

Artigo 6º - O lançamento de efluentes à atmosfera deverá ser realizado através de dutos ou chaminés, cujo projeto deve levar em consideração as edificações do entorno à fonte poluidora e os padrões de qualidade do ar estabelecidos.

Artigo 7º - Em função das características locais da área de influência da fonte poluidora sobre a qualidade do ar, o órgão ambiental licenciador poderá estabelecer limites de emissão mais restritivos, inclusive considerando a alternativa de utilização de combustíveis com menor potencial poluidor.

ANEXO 02

Limites de emissão para poluentes atmosféricos provenientes de processos de geração de calor a partir da combustão externa de gás natural.

Artigo 1º - Ficam aqui definidos os limites de emissão para poluentes atmosféricos provenientes de processos de geração de calor a partir da combustão externa de gás natural.

Artigo 2º - Para aplicação deste anexo devem ser consideradas as seguintes definições dos termos:

Capacidade nominal – condição de operação da unidade de geração de calor para a qual o equipamento foi projetado, determinada em termos de potência térmica, com base no PCI (definir PCI), calculada a partir da multiplicação do poder calorífico inferior do combustível pela quantidade máxima de combustível queimada por unidade do tempo.

Condições Típicas de Operação - Condição de operação da unidade de geração de calor que prevalece na maioria das horas operadas.

Gás natural – derivado gasoso obtido de material fóssil.

Plena carga – condição de operação em que é utilizada pelo menos 90% da capacidade nominal.

Processo de geração de calor – processo de queima de gás natural realizado em qualquer forno ou caldeira cujos produtos de combustão não entram em contato direto com o material ou produto processado.

Artigo 3º - Ficam estabelecidos os seguintes limites de emissão para poluentes atmosféricos provenientes de processos de geração de calor a partir da combustão externa de gás natural:

Potência térmica nominal (MW)	NOx ⁽¹⁾ (como NO ₂)
Menor que 70	320
Maior ou igual a 70	200

*os resultados devem ser expressos na unidade de concentração mg/Nm³, em base seca e 3% de excesso de oxigênio.

Parágrafo 1º - Em teste de desempenho de novos equipamentos, o atendimento aos limites estabelecidos deverá ser verificado nas condições de plena carga.

Parágrafo 2º – Na avaliação periódica, o atendimento aos limites estabelecidos poderá ser verificado em condições típicas de operação, a critério do órgão ambiental licenciador.

Artigo 4º - As atividades ou fontes emissoras de poluentes deverão, quando da realização da amostragem, contar com a estrutura necessária e/ou determinação direta de poluentes em dutos e chaminés, de acordo com metodologia normatizada ou equivalente aceita pelo órgão ambiental licenciador.

Artigo 5º – Na ocorrência de duas ou mais fontes cujo lançamento final seja efetuado em duto ou chaminé comum, as medições devem ser feitas individualmente.

Parágrafo único – Caso houver impossibilidade de realização de medições individuais, de acordo com a metodologia normatizada ou equivalente aceita pelo órgão ambiental licenciador, estas poderão ser efetuadas no duto ou chaminé comum e os limites de emissão devem ser ponderados individualmente com as respectivas potências térmicas nominais das fontes em questão para o cálculo do novo limite de emissão resultante conforme o exemplo a seguir:

$$LE_{res} = \frac{\sum_1^n PN_n * LE_n}{\sum_1^n PN_n}$$

Sendo:

LE_{res} = limite de emissão resultante

PN = potência térmica nominal

LE = limite de emissão individual

Exemplo

Caldeira 1 – potência térmica nominal = 5 MW e $LE = 300 \text{ mg/Nm}^3$ para MP

Caldeira 2 – potência térmica nominal = 35 MW e $LE = 250 \text{ mg/Nm}^3$ para MP

$$LE_{res} = \frac{5 * 300 + 35 * 250}{5 + 35} = 256,3 \text{ mg/ Nm}^3$$

Artigo 6º - O lançamento de efluentes à atmosfera deverá ser realizado através de dutos ou chaminés, cujo projeto deve levar em consideração as edificações do entorno à fonte poluidora e os padrões de qualidade do ar estabelecidos.

Artigo 7º - Em função das características locais da área de influência da fonte poluidora sobre a qualidade do ar, o órgão ambiental licenciador poderá estabelecer limites de emissão mais restritivos.

Anexo 04.

Limites de emissão para poluentes atmosféricos provenientes de processos de geração de calor a partir da combustão de derivados da madeira.

Artigo 1 - Ficam aqui definidos os limites de emissão para poluentes atmosféricos provenientes de processos de geração de calor a partir da combustão de derivados da madeira.

Artigo 2 - Para aplicação deste anexo devem ser consideradas as seguintes definições dos termos:

Capacidade nominal - Condição máxima de operação da unidade de geração de calor para o qual o equipamento foi projetado, determinado em termos de potência térmica, com base no poder calorífico inferior (PCI), calculado a partir da multiplicação do PCI do combustível pela quantidade máxima de combustível queimada por unidade de tempo.

Condições Típicas de Operação - Condição de operação da unidade de geração de calor que prevalece na maioria das horas operadas.

Derivados de madeira – Madeira em forma de lenha, cavacos, serragem, pó de lixamento, casca, aglomerado, compensado ou MDF e assemelhados, que não tenham sido tratados com produtos halogenados, revestidos com produtos polimerizados, tintas ou outros revestimentos,

Plena carga – Condição de operação em que é utilizada pelo menos 90% da capacidade nominal.

Processo de geração de calor - processo de queima de derivados da madeira, realizado em qualquer forno ou caldeira, cujos produtos de combustão não entram em contato direto com o material ou produto processado.

Artigo 3 - Ficam estabelecidos os seguintes limites de emissão para poluentes atmosféricos provenientes de processos de geração de calor a partir da combustão de derivados da madeira:

Potência térmica nominal (MW)	MP ⁽¹⁾	NO _x ⁽¹⁾ (como NO ₂)
Menor que 10	730	N.A.
Entre 10 e 30	520	650
Entre 30 e 70	260	650
Maior que 70	130	650

(1) os resultados devem ser expressos na unidade de concentração mg/Nm³, em base seca e corrigidos a 8% de oxigênio.

N.A. – Não aplicável

Parágrafo 1º - Em teste de desempenho de novos equipamentos, o atendimento aos limites estabelecidos deverá ser verificado nas condições de plena carga.

Parágrafo 2º – Na avaliação periódica, o atendimento aos limites estabelecidos poderá ser verificado em condições típicas de operação, a critério do órgão ambiental licenciador.

Parágrafo 3º – Para sistemas com potência de até 10 MW, poderá o órgão ambiental licenciador aceitar o monitoramento periódico apenas de monóxido de carbono, sendo que neste caso, o limite máximo de emissão para este poluente será o estabelecido na seguinte tabela

Potência térmica nominal (MW)	CO ⁽¹⁾
Até 0,05	6500
Entre >0,05 e ≤0,15	3250
Entre >0,15 e ≤1,0	1700
Entre >1,0 e ≤10	1300

(1) os resultados devem ser expressos na unidade de concentração mg/Nm³, em base seca e corrigidos a 8% de oxigênio.

Parágrafo 4º – Para sistemas com potência de até 10 MW, poderá o órgão ambiental licenciador aceitar a avaliação periódica da concentração de material particulado através da opacidade, sendo que neste caso, o valor máximo permissível para a emissão deste poluente não deverá exceder o padrão 1 da Escala de Ringelmann;

Artigo 4º - As atividades ou fontes emissoras de poluentes deverão, quando da realização da amostragem, contar com a estrutura necessária e/ou determinação direta de poluentes em dutos e chaminés, de acordo com metodologia normatizada ou equivalente aceita pelo órgão ambiental licenciador.

Artigo 5º – Na ocorrência de duas ou mais fontes cujo lançamento final seja efetuado em duto ou chaminé comum, as medições devem ser feitas individualmente.

Parágrafo único – Caso houver impossibilidade de realização de medições individuais, de acordo com a metodologia normatizada ou equivalente aceita pelo órgão ambiental licenciador, estas poderão ser efetuadas no duto ou chaminé comum e os limites de emissão devem ser ponderados individualmente com as respectivas potências térmicas nominais das fontes em questão para o cálculo do novo limite de emissão resultante conforme o exemplo a seguir:

$$LE_{res} = \frac{\sum_{1}^{n} PN_n * LE_n}{\sum_{1}^{n} PN_n}$$

Sendo:

LE_{res} = limite de emissão resultante

PN = potência térmica nominal

LE = limite de emissão individual

Exemplo

Caldeira 1 – potência térmica nominal = 5 MW e LE = 730 mg/Nm³ para MP

Caldeira 2 – potência térmica nominal = 35 MW e LE = 520 mg/Nm³ para MP

$$LE_{res} = \frac{5 * 730 + 35 * 520}{5 + 35} = 546,3 \text{ mg / Nm}^3$$

Artigo 6º - O lançamento de efluentes à atmosfera deverá ser realizado através de dutos ou chaminés, cujo projeto deve levar em consideração as edificações do entorno à fonte poluidora e os padrões de qualidade do ar estabelecidos.

Artigo 7º - Em função das características locais da área de influência da fonte poluidora sobre a qualidade do ar, o órgão ambiental licenciador poderá estabelecer limites de

emissão mais restritivos, inclusive considerando a alternativa de utilização de combustíveis com menor potencial poluidor.

Anexo 05

Limites de emissão para poluentes atmosféricos provenientes de turbinas para geração de energia elétrica

Artigo 1º - Ficam aqui definidos os limites de emissão para poluentes atmosféricos gerados por turbinas destinadas à geração de energia elétrica, movidas a gás natural ou combustíveis líquidos, em ciclo simples ou ciclo combinado, sem queima suplementar, com potência elétrica acima de 100 Mwe,

Parágrafo 1º – quando a somatória total de geração por empreendimento for superior a 100 Mwe, os limites aqui estabelecidos também são requeridos para cada turbina individualmente, independentemente de sua capacidade de geração.

Artigo 2º - Para aplicação deste anexo devem ser consideradas as seguintes definições dos termos:

Turbinas a gás – equipamento que converte parte da energia contida no combustível em energia mecânica, por meio da rotação axial de um eixo, que aciona um gerador elétrico.

Artigo 3º - Ficam estabelecidos os seguintes limites de emissão para poluentes atmosféricos gerados em processos de geração de energia por turbinas.

Turbina por tipo de Combustível	NOx ⁽¹⁾ (como NO ₂)	CO ⁽¹⁾	SOx ⁽¹⁾ (como SO ₂)	MP ⁽¹⁾
Gás natural	50	65	N.A.	N.A.
Combustíveis líquidos	135	N.A.	200	50

N.A. – Não aplicável

(1) os resultados devem ser expressos na unidade de concentração mg/Nm³, em base seca e 15% de excesso de oxigênio.

Parágrafo 1º – Os limites estabelecidos para turbinas movidas a combustível líquido também se aplicam a turbinas movidas a gás quando estas utilizarem combustível líquido em situações emergenciais ou em caso de desabastecimento.

Parágrafo 2º - Em teste de desempenho de novos equipamentos, o atendimento aos limites estabelecidos deverá ser verificado nas condições de plena carga.

Parágrafo 3º – Na avaliação periódica, o atendimento aos limites estabelecidos poderá ser verificado em condições típicas de operação, a critério do órgão ambiental licenciador.

Artigo 4º - As atividades ou fontes emissoras de poluentes deverão, quando da realização da amostragem, contar com a estrutura necessária e/ou determinação direta de poluentes em dutos e chaminés, de acordo com metodologia normatizada ou equivalente aceita pelo órgão ambiental licenciador.

Artigo 5º – Na ocorrência de duas ou mais fontes cujo lançamento final seja efetuado em duto ou chaminé comum, as medições devem ser feitas individualmente.

Parágrafo único – Caso houver impossibilidade de realização de medições individuais, de acordo com a metodologia normatizada ou equivalente aceita pelo órgão ambiental licenciador, estas poderão ser efetuadas no duto ou chaminé comum e os limites de emissão devem ser ponderados individualmente com as respectivas potências térmicas nominais das fontes em questão para o cálculo do novo limite de emissão resultante, conforme o exemplo a seguir:

$$LE_{res} = \frac{\sum_1^n PN_n * LE_n}{\sum_1^n PN_n}$$

Sendo:

LE_{res} = limite de emissão resultante

PN = potência térmica nominal

LE = limite de emissão individual

Exemplo

Unidade 1 – potência térmica nominal = 5 MW e LE = 300 mg/Nm³ para MP

Unidade 2 – potência térmica nominal = 35 MW e LE = 250 mg/Nm³ para MP

$$LE_{res} = \frac{5 * 300 + 35 * 250}{5 + 35} = 256,3 \text{ mg / Nm}^3$$

Artigo 6º - O lançamento de efluentes à atmosfera deverá ser realizado através de dutos ou chaminés, cujo projeto deve levar em consideração as edificações do entorno à fonte poluidora e os padrões de qualidade do ar estabelecidos.

Artigo 7º - Em função das características locais da área de influência da fonte poluidora sobre a qualidade do ar, o órgão ambiental licenciador poderá estabelecer limites de emissão mais restritivos, inclusive considerando a alternativa de utilização de combustíveis com menor potencial poluidor.

Anexo 07

Limites de emissão para poluentes atmosféricos provenientes de processos de fabricação de celulose

Artigo 1º - Ficam aqui definidos os limites de emissão de poluentes atmosféricos provenientes do processo de fabricação de celulose.

Artigo 2º - Para aplicação deste anexo devem ser consideradas as seguintes definições dos termos:

Caldeira de Recuperação de Baixo Odor - Caldeira de recuperação que não utiliza um evaporador de contato direto e na qual não há exposição significativa do licor preto ao fluxo de gás e, portanto, mantém as emissões de Enxofre Reduzido Total (ERT) em níveis baixos.

Caldeira de Recuperação - Caldeira aquatubular que utiliza como combustível principal o licor preto concentrado ou outro licor químico consumido na polpação da madeira.

Capacidade nominal - Condição máxima de operação da unidade de geração de calor para o qual o equipamento foi projetado.

Condições Típicas de Operação - Condição de operação da fonte geradora de emissão que prevalece na maioria das horas operadas.

Forno de Cal - Equipamento usado para produzir cal (CaO) pela calcinação da lama de cal ou outra forma de carbonato de cálcio (CaCO₃).

Licor Branco Fraco - solução resultante da lavagem da lama de cal com água ou condensado.

Licor Preto Concentrado - Produto da concentração do Licor Preto Fraco.

Licor Preto Fraco ou Licor Negro Fraco - Denominação geral do licor de saída do digestor, contendo substâncias orgânicas combustíveis da madeira e outras substâncias inorgânicas reativas que são agregadas no digestor.

Licor Verde: solução resultante da dissolução do fundido da caldeira de recuperação com o licor branco fraco.

Plena carga – Condição de operação em que é utilizada pelo menos 90% da capacidade nominal.

Tanque de Dissolução de Fundido - Tanque na qual o fundido da fornalha da caldeira de recuperação é dissolvido em licor branco fraco para formar licor verde.

Artigo 3º - Ficam estabelecidos os seguintes limites de emissão para poluentes atmosféricos provenientes de processos de fabricação de Celulose.

Equipamento	MP	ERT ⁽¹⁾ (como SO ₂)	SO _x ⁽¹⁾ (como SO ₂)	NO _x ⁽¹⁾ (como NO ₂)
Caldeira de Recuperação	100	15	100	470
Tanque de Dissolução	0,1 kg/tSS ⁽²⁾	0,008 kg/tSS	N.A.	N.A.
Forno de Cal	100	30	N.A.	470

(1) os resultados devem ser expressos na unidade de concentração mg/Nm³, em base seca e corrigidos a 8% de oxigênio, com exceção dos limites estabelecidos para o tanque de dissolução

(2) tSS – toneladas de sólidos secos

N.A. – não aplicável

Parágrafo 1º - Os Gases Não Condensáveis (GNC), concentrados e diluídos, gerados nas unidades produtivas do processo de fabricação deverão ser coletados e encaminhados ao Forno de Cal, Caldeira de Recuperação ou outro sistema de tratamento específico com limite de emissão estabelecido pelo órgão ambiental licenciador.

Parágrafo 2º - Em teste de desempenho de novos equipamentos, o atendimento aos limites estabelecidos deverá ser verificado nas condições de plena carga.

Parágrafo 3º – Na avaliação periódica, o atendimento aos limites estabelecidos poderá ser verificado em condições típicas de operação, a critério do órgão ambiental licenciador.

Artigo 4º - As atividades ou fontes emissoras de poluentes deverão, quando da realização da amostragem, contar com a estrutura necessária e/ou determinação direta de poluentes em dutos e chaminés, de acordo com metodologia normatizada ou equivalente aceita pelo órgão ambiental licenciador.

Artigo 5º – Na ocorrência de duas ou mais fontes cujo lançamento final seja efetuado em duto ou chaminé comum, as medições devem ser feitas individualmente.

Artigo 6º - O lançamento de efluentes à atmosfera deverá ser realizado através de dutos ou chaminés, cujo projeto deve levar em consideração as edificações do entorno à fonte poluidora e os padrões de qualidade do ar estabelecidos.

Artigo 7º - Em função das características locais da área de influência da fonte poluidora sobre a qualidade do ar, o órgão ambiental licenciador poderá estabelecer limites de emissão mais restritivos, inclusive considerando o incômodo causado pelo odor além dos limites do empreendimento.

LINHAS	Remuneração Básica	CUSTO FINANCEIRO (% mínimo) ¹		Participação Máxima (%)
		Moeda Estrangeira	IPCA	
MICRO, PEQUENAS E MÉDIAS EMPRESAS Investimento fixo e capital de giro associado ⁶ , aquisição de bens de capital (inclusive agropecuários e caminhões) e Exportação <i>Leasing Bens de Capital</i>	A	não		100
Sem rodas	C	UMBNDDES ⁶ (100)		100
Com rodas	D	UMBNDDES ⁶ (100)		100
CAPACIDADE PRODUTIVA – AGROPECUÁRIA, INDÚSTRIA, COMÉRCIO E SERVIÇOS Investimento fixo ⁷ e capital de giro associado ⁸ Turismo	C B	UMBNDDES (10) UMBNDDES (10)		70 70
INSERÇÃO INTERNACIONAL Apoio às Exportações – BNDES- <i>exim</i>				
Pós-Embarque	A	não		100
Pré-Embarque				
Bens Grupo I ⁹ e Empresa Âncora	B	não		100
Bens Grupos II / III (exclusive automóveis)	C	20% USD		100
Montadoras	¹⁰	20% USD		30
Internacionalização	D	UMBNDDES (100)		80
DESENVOLVIMENTO URBANO Modernização da Administração Tributária e da Gestão dos Setores Sociais Básicos – PMAT Investimentos Multissetoriais Integrados	A	não		100
Baixa renda	A	não		80
Demais áreas	C	não		80
Projetos Estruturadores de Transporte Urbano				
Transporte de Média e Alta Capacidade e Equipamentos Ferroviários de Passageiros e Trólebus	A	não		80
Transporte Urbano Integrado	C	não		80
Saneamento Ambiental	B	não		80
DESENVOLVIMENTO SOCIAL Investimentos Sociais de Empresas				
Âmbito da comunidade	AA	não		100
Âmbito da empresa	A	não		100
Serviços de Saúde, de Educação e Assistência Social	B	não		80
MEIO AMBIENTE	A	não		90
PROGRAMA DE DINAMIZAÇÃO REGIONAL (PDR)	redução de 1%			

¹Indicação de incidência e dos percentuais mínimos compulsórios aplicáveis sobre o valor da colaboração financeira para empresas brasileiras de grande porte sob controle de capital nacional com capacidade de geração de divisas e empresas brasileiras sob controle de capital estrangeiro inseridas no Decreto nº 2.233 com capacidade de geração de divisas. Para as demais, ver "Observações sobre custo financeiro".

²Aplicação de IPCA apenas a projetos de geração hídrica e térmica.

³Apenas para empresas arrendadoras sob controle de capital estrangeiro. Para as demais, não há incidência de moeda estrangeira.

⁴Nos casos de importação de equipamentos para termoelétricas, o custo financeiro da operação poderá ser feito integralmente em IPCA.

⁵Aplicado sobre valor FOB.

⁶Para cálculo da parcela financiável de capital de giro associado ao investimento nas linhas FINAME e BNDES Automático, ver Regras Específicas – MPME.

⁷O financiamento da parcela relativa à aquisição de máquinas e equipamentos, no âmbito de projeto de investimento, contará com as mesmas condições estabelecidas para BENS DE CAPITAL, Comercialização, Sem rodas, Aquisição de Bens de Capital (indústria, comércio e serviços ou agropecuários).

⁸A parcela de capital de giro associado será calculada em função das necessidades específicas do empreendimento; nas operações do BNDES Automático com grandes empresas, está limitada a até 15% do investimento fixo financiável.

⁹Inclui exportação de serviços de projeto básico e de detalhamento de engenharia.

¹⁰Taxa média ponderada de 3,7%.