

ALESSANDRO APARECIDO ZANETTI

**AVALIAÇÃO COMPARATIVA DE SISTEMAS DE COGERAÇÃO COM
UTILIZAÇÃO DE BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR E GÁS NATURAL**

São Paulo
2006

ALESSANDRO APARECIDO ZANETTI

**AVALIAÇÃO COMPARATIVA DE SISTEMAS DE COGERAÇÃO COM
UTILIZAÇÃO DE BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR E GÁS NATURAL**

**Trabalho de Conclusão de Curso
apresentado à Escola Politécnica
da Universidade de São Paulo para
obtenção do título de bacharel em
Engenharia Mecânica**

São Paulo
2006

ALESSANDRO APARECIDO ZANETTI

**AVALIAÇÃO COMPARATIVA DE SISTEMAS DE COGERAÇÃO COM
UTILIZAÇÃO DE BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR E GÁS NATURAL**

**Trabalho de Conclusão de Curso
apresentado à Escola Politécnica
da Universidade de São Paulo para
obtenção do título de bacharel em
Engenharia Mecânica**

**Área de Concentração: Engenharia
Mecânica – ênfase em Engenharia
Térmica e Energia**

Orientador: Silvio de Oliveira Júnior

São Paulo
2006

FICHA CATALOGRÁFICA

Zanetti, Alessandro Aparecido

Avaliação comparativa de sistemas de cogeração com utilização de bagaço de cana-de-açúcar e gás natural / A.A. Zanetti. -- São Paulo, 2006.

65 p.

Trabalho de Formatura - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. Departamento de Engenharia Mecânica.

1.Cogeração de energia 2.Gaseificação 3.Gás natural 4.Bagaço de cana 5.Análise termoeconômica 6.Sistemas híbridos I.Universidade de São Paulo. Escola Politécnica. Departamento de Engenharia Mecânica II.t.

“Um dia de chuva é tão belo como um dia de sol.
Ambos existem, cada um como é.” – Alberto Caeiro

AGRADECIMENTOS

A todos meus familiares e amigos pela contribuição que proporcionaram na minha formação, em especial aos meus pais.

Ao meu orientador, Prof. Silvio de Oliveira Jr. e todo o pessoal do Laboratório de Engenharia Térmica e Energia (LETE).

RESUMO

O gás natural tem aumentado sua oferta interna nos últimos anos. Esse aumento ocorreu devido à construção do gasoduto Brasil-Bolívia e o aumento da exploração em bacias nacionais. Para os próximos anos, os investimentos tendem a crescer ainda mais.

Já o setor sucroalcooleiro tem apresentado seguidos recordes de produção. Investimentos têm sido realizados no setor para diversificar a produção, entre eles, aumento do potencial de geração de eletricidade. Vários estudos mostram que esse potencial pode ser viabilizado através da adoção de novas tecnologias. A principal delas é a gaseificação do bagaço aliada a um sistema de “*co-firing*” utilizando o gás natural.

Este trabalho mostra a concepção, modelagem e simulação desses sistemas e avalia as perspectivas para a introdução dessa tecnologia no setor sucroalcooleiro. Tal avaliação é baseada na análise exergética e termoeconômica dos sistemas de “*co-firing*”. Para esse sistema são propostas diversas estratégias de operação para uma mesma planta de utilidades, entre elas a queima suplementar de bagaço na caldeira de recuperação.

Além disso, também é realizada uma análise do potencial de geração de eletricidade que esses sistemas apresentam. O impacto desses sistemas no mercado consumidor de gás natural do estado de São Paulo também é avaliado.

ABSTRACT

Intern offers of Natural gas have been increased in the latest years. This increase occurs because the Gas Duct was made and the development in the intern sources. For the next years, the investments should be bigger.

Nowadays the alcohol/sugar sector has achieved favorable results, with great harvest and production records. The sector has been made investments to diversify your production like to increase in the power generation. Many studies show that this potential can be achieved thought use of new technologies. The main of them is the biomass gasification joined with a co-firing system that utilizes the natural gas.

This work shows the conception, modeling and simulation of these systems and evaluates the perspectives of introduction for this technology in the alcohol/sugar sector. This evaluation is based in the thermoeconomic and exergetic analysis of co-firing systems. For this system different strategies of operation for a same utility plant are proposed, including the supplementary bagasse fire in the Heat Recovery Steam Generator (HRSG).

An analysis of power generation potential that has of the systems also is presented. The impact of these systems on the natural gas market of São Paulo state was analyzed.

SUMÁRIO

1.	INTRODUÇÃO	1
1.1.	CARACTERIZAÇÃO DO CENÁRIO.....	1
1.2.	OBJETIVO.....	5
2.	O SETOR SUCROALCOOLEIRO	6
2.1.	CARACTERIZAÇÃO DO SETOR NA ECONOMIA.....	6
2.2.	CARACTERIZAÇÃO DO SETOR NO ESTADO DE SÃO PAULO.....	7
2.3.	PRINCIPAIS ARRANJOS UTILIZADOS NO SETOR.....	8
2.4.	CAPACIDADE INSTALADA DO SETOR.....	9
3.	O GÁS NATURAL.....	11
3.1.1.	O gás natural na matriz energética brasileira	11
4.	CONCEPÇÃO DO SISTEMA.....	14
5.	MODELAGEM DO SISTEMA.....	17
5.1.1.	Construção do modelo de gaseificação	17
5.1.2.	Turbina a gás	21
5.1.3.	Caldeira de Recuperação.....	22
5.1.4.	Sistema a vapor	26
6.	ESTRATÉGIA DE SIMULAÇÃO DO SISTEMA PROPOSTO.....	27
7.	RESULTADOS.....	30
7.1.1.	Característica do sistema na condição de projeto	30
7.1.2.	Característica do sistema na condição de operação	31
7.2.	ANÁLISE COMPARATIVA DOS RESULTADOS	38
8.	ANÁLISE TERMOECONÔMICA	40
9.	CONCLUSÃO	50
10.	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	52
	Anexos	Erro! Indicador não definido.

1. INTRODUÇÃO

1.1. CARACTERIZAÇÃO DO CENÁRIO

Diversificar a matriz energética a partir da utilização de combustíveis mais limpos e fontes renováveis tem recebido mais atenção por parte de vários governos no mundo todo. Têm-se como meta principal introduzir novos insumos energéticos, isolados ou combinados com os já existentes de forma a flexibilizar a matriz energética (European Commission Energy, 2005). No caso brasileiro pode-se citar o crescente uso do gás natural em substituição ao óleo combustível e o aumento da geração de eletricidade através da cogeração no setor industrial.

Nesse contexto, o setor sucroalcooleiro vem ganhando destaque. Após as crises ocorridas no final dos anos 80 e com a desregulamentação na década seguinte, os empresários desse setor têm buscado novas estratégias competitivas através da diversificação da produção, a fim de sobreviverem num ambiente de preços liberados. Dentre essas estratégias, pode-se destacar a geração de eletricidade excedente para venda a partir de sistemas de cogeração mais eficientes e modernos (Vian, 2003). Além disso, outros fatores contribuem para este cenário: crescente aumento do preço do petróleo no mercado internacional, fortalecimento do agronegócio brasileiro, aumento do preço do açúcar no mercado internacional e a nova visão mundial sobre o uso de combustíveis limpos como biomassa e álcool. Nesse aspecto, destaca-se o grande potencial existente no setor para a venda de créditos de carbono (Coelho, 1999).

Já pelo lado do gás natural, sua oferta vem crescendo ao longo dos últimos anos, principalmente após a construção do gasoduto Brasil-Bolívia, contribuindo para o aumento da flexibilidade da matriz energética nacional. Hoje, pode-se destacar os crescentes esforços por parte da PETROBRAS para aumentar a exploração em bacias nacionais, a fim de reduzir a

dependência externa em relação a esse combustível. Como meta, deseja-se minimizar o impacto de crises de abastecimento, como a recentemente ocorrida com a Bolívia. Esses investimentos também compreendem o desenvolvimento de tecnologias como o gás natural liquefeito (GNL) e o transporte de gás natural comprimido (GNC).

Quanto à matriz energética, outro fator de destaque é a crise de abastecimento de energia elétrica que o país enfrentou em 2001, devido à falta de investimentos na infra-estrutura nacional e o crescente aumento da demanda energética nos anos anteriores. Esta crise, além de limitar o desenvolvimento econômico do país, também provocou consequências no campo social, principalmente aumentando a taxa de desemprego no país (CNI, 2001). Estudos mostram que caso o país volte a crescer a taxas mais elevadas, o risco de desabastecimento é grande num futuro próximo (CONPET, 2006)

Desta maneira, a idéia de introduzir um sistema de cogeração baseado em sistemas combinados integrados a gaseificação de biomassa (*"Biomass Integrated Gaseification Combined Cycle"* - BIGCC), para aplicação no setor sucroalcooleiro, permitiria a geração de um excedente de eletricidade na usina. Esse excedente pode ser comercializado com as indústrias vizinhas ou com a concessionária local. Assim, gera-se uma receita adicional, a qual poderia trazer benefícios em toda a cadeia produtiva desse agronegócio. Para a concessionária local isso é também vantajoso, pois propicia a geração de energia elétrica de forma distribuída e próxima aos centros consumidores (Walter, 1994). Os investimentos na geração de energia elétrica são efetuados pelos usineiros, ou seja, sem custo para concessionária; todavia, as concessionárias devem sinalizar o interesse pela compra da energia disponibilizada.

O uso de sistemas combinados integrados a gaseificação de biomassa, todavia, traz dificuldades com relação ao atendimento da demanda de vapor

das usinas, pois esses sistemas não são capazes de produzir a quantidade de vapor necessária ao processo, o que poderia prejudicar a produção de açúcar e álcool (Pellegrini et al. 2005).

A fim de eliminar este entrave, duas possibilidades podem ser consideradas: alteração da estrutura produtiva do processo e/ou utilização de um combustível complementar. A primeira alternativa requer políticas de uso racional de energia e alteração nos processos de conversão de energia na usina. A segunda alternativa, ao contrário, não requer essas alterações, apenas modificações na planta de utilidades.

Considerando a segunda possibilidade, na qual um novo combustível é inserido, o presente trabalho propõe uma planta de utilidades utilizando gaseificação de bagaço de cana-de-açúcar aliada com a queima de um combustível fóssil, nesse caso o gás natural. Essa configuração compõe os chamados sistemas de “*co-firing*”. O termo “*co-firing*” corresponde aos sistemas que utilizam a biomassa aliada a um combustível fóssil, nesse caso o gás natural, como insumos energéticos. Devido à disponibilidade do gás natural não ser sazonal como é o caso do bagaço (disponível apenas nos períodos de safra¹), essa configuração poderia operar durante o ano todo, tendo uma oferta permanente de eletricidade². O gás natural foi o combustível escolhido devido às suas características melhor se adequarem ao uso em turbinas a gás e, principalmente, estar disponível próximo às usinas sucroalcooleiras. As Figuras 1 e 2 ilustram essa proximidade entre as usinas paulistas e o gasoduto Brasil-Bolívia. Assim, o sistema de “*co-firing*” proposto não só aumentaria a oferta de eletricidade gerada a partir do

¹ O custo de estocagem do bagaço ainda torna esta técnica indisponível. Isso devido ao fato de a quantidade de energia requerida para a secagem do bagaço ainda ser elevada e possuir um custo-benefício muito baixo. Seus índices de contaminação também são elevados caso sejam mal estocados (Camargo, 1990).

² Um dos principais problemas enfrentados pelas usinas junto às concessionárias locais de energia é quanto ao fato de a disponibilidade da oferta de energia ainda ser sazonal, apenas nos períodos de safra, o que diminui a atratividade dessa oferta do ponto de vista das concessionárias (Pellegrini, 2003).

bagaço de cana-de-açúcar, como também o mercado consumidor de gás natural.

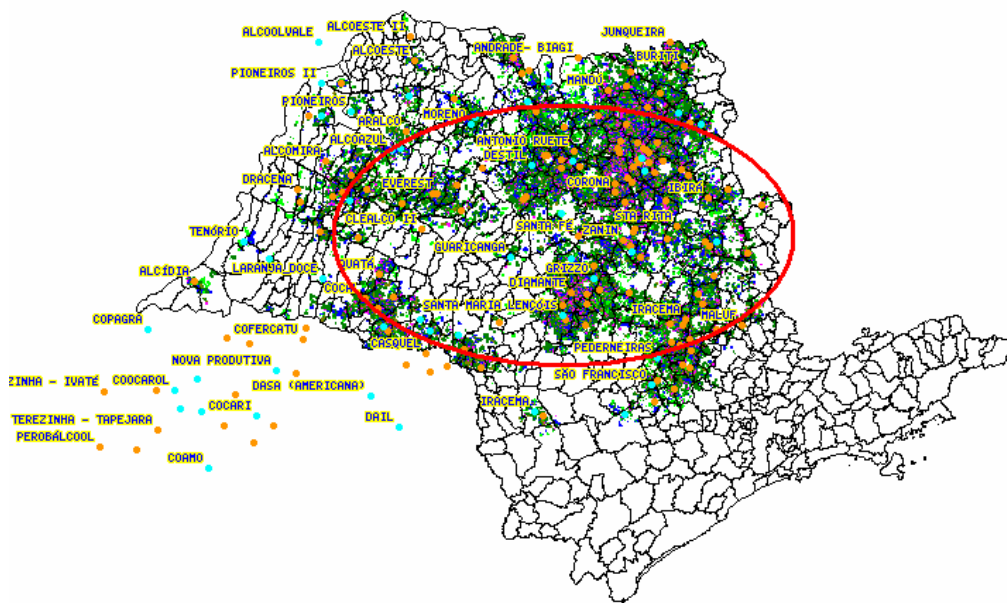


Figura 1. Densidade da produção de cana-de-açúcar no estado de São Paulo com destaque para a área com maior concentração de usinas (CANASAT, 2005)



Figura 2. Malha de gasodutos do estado de São Paulo com destaque para a coincidência entre o trajeto do gasoduto e a concentração de usinas (CSPE, 2005)

1.2. OBJETIVO

O trabalho objetiva a concepção, modelagem e simulação de sistemas de “*co-firing*” com queima de gás natural e bagaço de cana-de-açúcar para aplicação em plantas de cogeração no setor sucroalcooleiro.

Com base nos resultados para diferentes modelos de turbinas a gás analisados, uma análise comparativa será realizada para indicar as vantagens e desvantagens de cada sistema proposto. Também será avaliada a inserção do gás natural na indústria sucroalcooleira, para geração termelétrica, expandindo a oferta de eletricidade no Estado de São Paulo e o mercado consumidor de Gás Natural.

O elaboração da pesquisa compreende escolher um determinado modelo de equipamento existente no mercado e avaliar as suas características nominais de operação (projeto) e, em seguida, calcular por meio de determinadas estratégias existentes a condição de operação desses equipamentos para a operação no sistema de co-firing.

2. O SETOR SUCROALCOOLEIRO

2.1. CARACTERIZAÇÃO DO SETOR NA ECONOMIA

Atualmente, o setor agropecuário representa 20,6% do PIB – Produto Interno Bruto – do país, sendo responsável por 14% dos empregos totais da nação (UNICA, 2006).

Já o setor sucroalcooleiro representa cerca de 6% dos empregos relacionados a agroindústria do país, segundo dados da UNICA. No total, um milhão de empregos diretos são oferecidos, sendo estes divididos em 511 mil somente para a produção de cana-de-açúcar e o restante distribuído nas cadeias de produção de açúcar e de álcool.

Hoje, o setor conta com um total de 320 unidades produtoras em todo o país, sendo 131 somente no estado de São Paulo. Além disso, 83 usinas (sendo 73 novas e 10 reativadas) deverão estar em operação entre 2 e 8 anos, aumentando a produção de álcool em 82%³.

Segundo dados da FAO (*“Food and Agriculture Organization of United Nations”*), a participação do Brasil na produção mundial de cana-de-açúcar no ano de 2004 correspondeu a 31%. Essa participação tem crescido gradativamente ao longo dos anos, e pode ser verificada na Figura 3:

³ O Estado de São Paulo – Álcool ganha status de “ouro branco” – 30/01/2006.
Jornal de Piracicaba – Dedini vai construir mais de 90% das novas usinas – 28/01/2006.

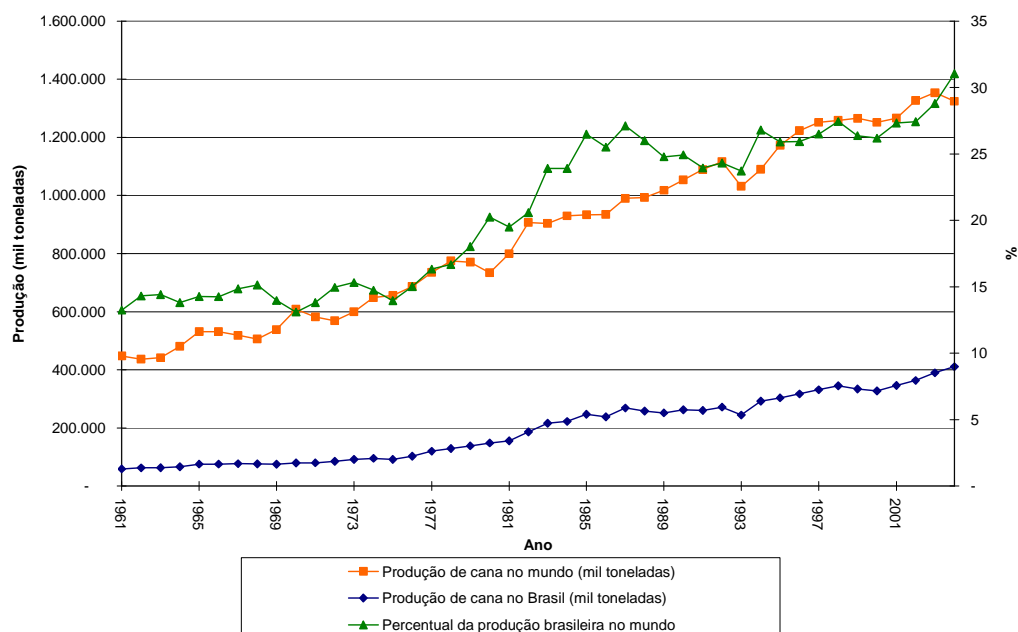


Figura 3. Produção mundial e brasileira de cana-de-açúcar

2.2. CARACTERIZAÇÃO DO SETOR NO ESTADO DE SÃO PAULO

No estado de São Paulo, o setor sucroalcooleiro corresponde a 35% do PIB e dos empregos rurais existentes, segundo dados do CEPEA/ESALQ (2006). A área plantada de cana-de-açúcar é de aproximadamente 2,9 milhões de hectares e essa corresponde a uma produção de 240 milhões de toneladas, segundo dados do Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento (MAPA, 2005). De acordo com a Companhia Nacional de Abastecimento (CONAB, 2006), a estimativa para a produtividade do país é de 73,9 toneladas de cana-de-açúcar por hectare de terra planado, sendo São Paulo o maior estado em produtividade (84 tc/ha).

Para a safra (06/07) a previsão é 469,8 milhões de toneladas de cana-de-açúcar para o Brasil, sendo 282,2 milhões de toneladas de cana para o estado de São Paulo.

2.3. PRINCIPAIS ARRANJOS UTILIZADOS NO SETOR

O setor sucroalcooleiro historicamente foi desenvolvido para a produção de açúcar e a sua principal demanda de energia era para a moagem da cana e cozimento do caldo.

Os equipamentos para moagem foram evoluindo ao longo do tempo saindo da tração animal, passando pela hidráulica (roda d'água) e chegando à era do vapor quase um século depois da Revolução Industrial. Atualmente, algumas usinas já substituíram esses equipamentos a vapor por equipamentos elétricos ou mesmo por sistemas de difusão mais eficientes que os de moagem (Modesto; Ensinas; Nebra, 2005). A partir da introdução do vapor no processo de produção, as primeiras caldeiras foram inseridas nesses sistemas. Inicialmente, essas utilizavam como combustível a lenha e depois, o próprio bagaço gerado pelas usinas, até então descartado. A utilização do bagaço como insumo energético na caldeira, promoveu o aumento da energia disponibilizada para a usina e aumentou a sua capacidade de moagem. Essa agora passou a ser feitas por máquinas mais eficientes e numa escala maior.

As plantas de utilidades das usinas brasileiras atualmente são baseadas em sistemas de cogeração a vapor. Esses sistemas têm como principais equipamentos: geradores de vapor, turbinas a vapor de contra-pressão (cabe destacar que algumas usinas já utilizam equipamentos mais modernos como turbinas de extração-condensação), bombas hidráulicas e trocadores de calor. Na Figura 4 é apresentada a planta de utilidades da Usina Iracema (Iracemápolis/SP).

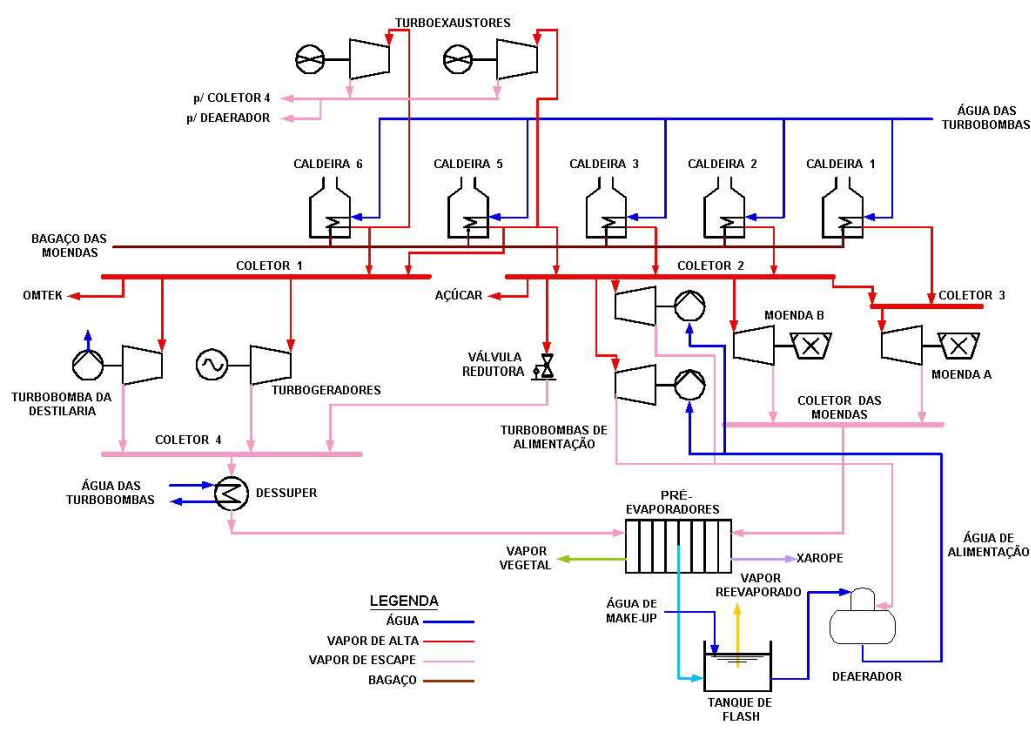


Tabela 1. Capacidade instalada de geração elétrica de autoprodutores

	Açúcar e Alcool 2003			Açúcar e Alcool 2004		
	Hidro	Termo	Total	Hidro	Termo	Total
Norte	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Nordeste	2,2	101,5	103,7	2,2	101,5	103,7
Sudeste	0,6	1266,6	1267,2	0,6	1326,6	1327,2
Sul	0,0	90,4	90,4	0,0	96,4	96,4
Centro-Oeste	2,0	153,9	155,9	2,0	153,9	155,9
Brasil	4,8	1612,4	1617,3	4,8	1678,4	1683,3

BEN, 2005

Analizando as duas tabelas, pode-se constatar que houve um aumento da capacidade instalada de geração elétrica no setor sucroalcooleiro. Esse aumento de capacidade de geração é reflexo das estratégias adotadas por parte do setor para a diversificação da produção, nesse caso, produção de energia elétrica. Nesse aspecto, pode-se destacar os investimentos na substituição de velhos equipamentos por tecnologias mais modernas e eficientes, a fim de diminuir a demanda de energia da usina e, conseqüentemente, aumentar o excedente de energia que eventualmente pode ser comercializado.

3. O GÁS NATURAL

O gasoduto Brasil-Bolívia possui sua localização próxima às usinas paulistas, esse atravessa todo o Estado de São Paulo e possui uma oferta permanente de gás natural devido ao contrato *Take-or-Pay* assinado entre a PETROBRAS e a empresa Boliviana. O grande diferencial desse combustível quando comparado ao bagaço de cana-de-açúcar é que o mesmo poderia ser utilizado mesmo durante o período de entressafra. Na Tabela 2 é apresentada a composição do gás natural Brasil-Bolívia.

Tabela 2. Composição do Gás natural Brasil-Bolívia.

Componente	Fração Molar (%)
CH ₄	91,80
C ₂ H ₆	5,58
C ₃ H ₈	0,97
C ₄ H ₁₀	0,15
CO ₂	0,08
N ₂	1,42

Esse combustível tem recebido grande destaque por ser considerado um combustível limpo devido a baixa emissão de gases de efeito estufa na sua queima, principalmente o gás carbônico, quando comparado a outros combustíveis fósseis.

3.1.1. O gás natural na matriz energética brasileira

Na Figura 5 é apresentada a evolução da participação de cada insumo energético na matriz energética brasileira desde 1970 até 2004. Destaque para o aumento da participação dos combustíveis renováveis e do gás natural, principalmente a partir de 1999. É nesse ano que o gasoduto Brasil-

Bolívia entrou em operação, o que viabilizou a importação desse insumo energético.

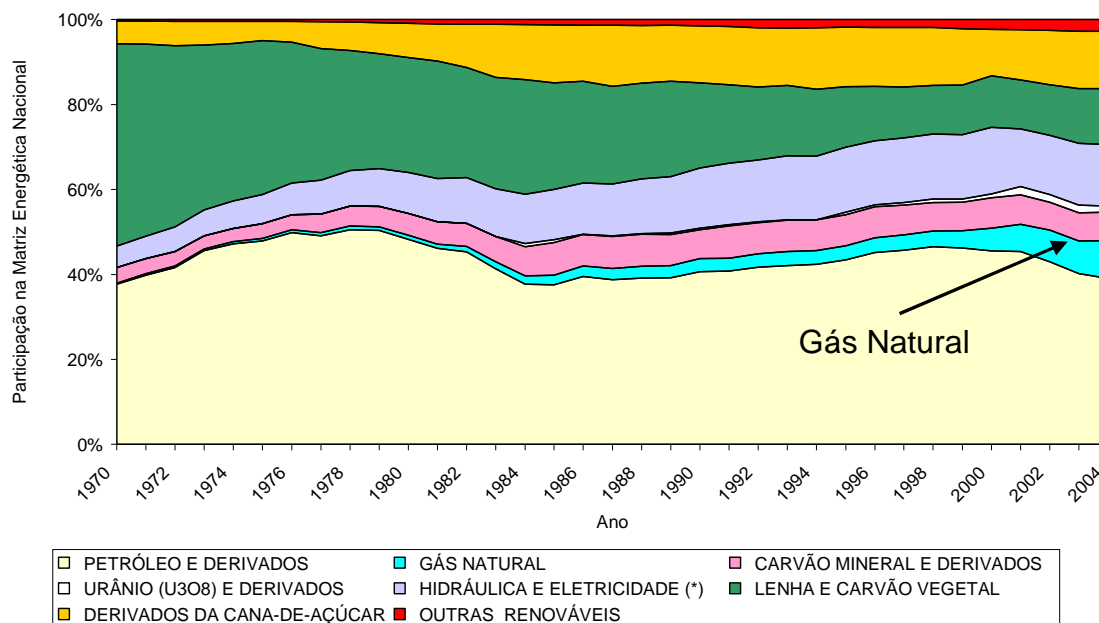


Figura 5. Matriz energética brasileira (BEN, 2005)

O Gás Natural tem evoluído muito nos últimos anos, tanto em oferta quanto em produção e consumo. Em 2002, a oferta interna de gás natural representou 7,4% e, em 2004, 8,9%. É a fonte de energia não-renovável que mais cresceu em oferta interna. Analisando entre os anos de 2000 a 2004, a produção de Gás Natural cresceu cerca de 28%, mas a importação cresceu ainda mais – cerca de 265%, devido ao gasoduto Brasil-Bolívia. Observa-se que, nesse período, os setores que mais aumentaram o uso desse recurso foi o de Geração Elétrica, passando de $976 \times 10^6 \text{ m}^3$ para $4593 \times 10^6 \text{ m}^3$ – cerca de 370% de aumento; e o de Transportes, passando de $313 \times 10^6 \text{ m}^3$ para $1580 \times 10^6 \text{ m}^3$ – cerca de 400% de aumento.

A importância do uso do Gás Natural para a Geração Elétrica tem-se destacado bastante. A produção pública de energia elétrica a partir dessa fonte aumentou 61,8% entre 2003 e 2004 (de 9,1 para 14,7 TWh), sendo de longe o maior crescimento percentual na produção nacional de eletricidade. O Gás Natural, em 2004, representou 5% da geração total do país. Observa-

se o crescente uso desse recurso na cogeração, já significando um terço do uso na geração pública.

4. CONCEPÇÃO DO SISTEMA

Devido à localização do gasoduto Brasil-Bolívia ser próxima às áreas de maior concentração de usinas sucroalcooleiras de São Paulo, foi trabalhada a idéia de aproveitar o gás natural nessas usinas a fim de se aumentar o potencial de geração elétrica do setor. Os primeiros sistemas com gaseificação de biomassa foram propostos por Ogden (1990) e, aqui no Brasil por Coelho (1992), que realizou um estudo sobre a viabilidade técnico-econômica de sistemas BIG-GT e BIG-GTCC. Em 1994, Walter realizou uma comparação entre diferentes tecnologias para plantas de utilidades de usinas, entre elas os sistemas BIGCC, no cenário brasileiro. Já em Rodrigues; Faaij e Walter (2001), encontram-se as primeiras tentativas de introduzir o gás natural em conjunto com a gaseificação de biomassa para geração de eletricidade. Outros trabalhos de sistemas combinados aplicados ao setor sucroalcooleiro, foram propostos por Leite (2003) e Zamboni (2005), nesses trabalhos propõe-se a introdução de uma turbina a gás na planta de utilidades, a fim de potencializar a geração elétrica e, aliada a este, uma caldeira de recuperação com queima adicional de bagaço, proveniente do processo de moagem da cana, para suprir uma certa demanda de vapor de processo, nesses sistemas não há gaseificação de bagaço. Com o objetivo de potencializar ainda mais a geração de eletricidade da usina por meio de processos mais eficientes, uma comparação entre diferentes configurações de plantas de utilidades é realizada por Zanetti; Pellegrini e Oliveira Jr. (2004 e 2005a) e têm-se como resultado que a introdução da gaseificação ao setor aumenta a quantidade de energia eletro-mecânica produzida, dos atuais 33 kWh/tc, para cerca de 115 kWh/tc. No entanto, utilizando a tecnologia de gaseificação na usina é necessário integrar esse processo à planta de utilidades de tal forma que a demanda de vapor da usina seja atendida. A fim de verificar quais os parâmetros de operação do sistema BIGCC que não comprometiam o processo da usina, Pellegrini et al (2005) estudaram esse sistema e verificaram que a usina somente poderia operar com gaseificação para quantidades de bagaço enviadas ao gaseificador inferiores a 45~50%

do total de bagaço produzido pela usina e que a introdução da gaseificação na usina produz um incremento de 70 kWh/tc na produção de eletricidade da mesma. Nesse estudo foi verificado que para essas condições a gaseificação mostra-se em desvantagem quando comparada aos sistemas CEST (turbinas de extração-condensação), capazes de produzir a mesma quantidade de energia elétrica com custos menores.

Utilizando a idéia de aproveitar ao máximo o potencial de gaseificação da usina e, assim, maximizar a quantidade de energia produzida pela turbina a gás, Zanetti; Pellegrini e Oliveira Jr. (2005b) propõem a queima adicional de gás natural na turbina a gás para não só maximizar a produção de eletricidade, como também atender a demanda de vapor da usina para quantidades maiores de bagaço enviado ao gaseificador. Nesse sistema proposto, também chamado de sistema de “co-firing” os autores apresentam que com a queima do gás natural o potencial de geração de eletricidade é aumentado para 296 kWh/tc, chegando a ser quase 10 vezes maior que os atuais 33 kWh/tc da usina.

O sistema proposto nesse trabalho é apresentado na Figura 6. Esse sistema, chamado de sistema de “co-firing”, têm como seus principais componentes: gaseificador de biomassa, turbina a gás para queima do gás produzido a partir do bagaço de cana-de-açúcar e queima adicional de gás natural. Acoplado a essa turbina a gás tem-se uma caldeira de recuperação para geração de vapor para operar o sistema composto por turbinas a vapor. Esse sistema a vapor eventualmente pode atender a uma demanda de vapor de processo.

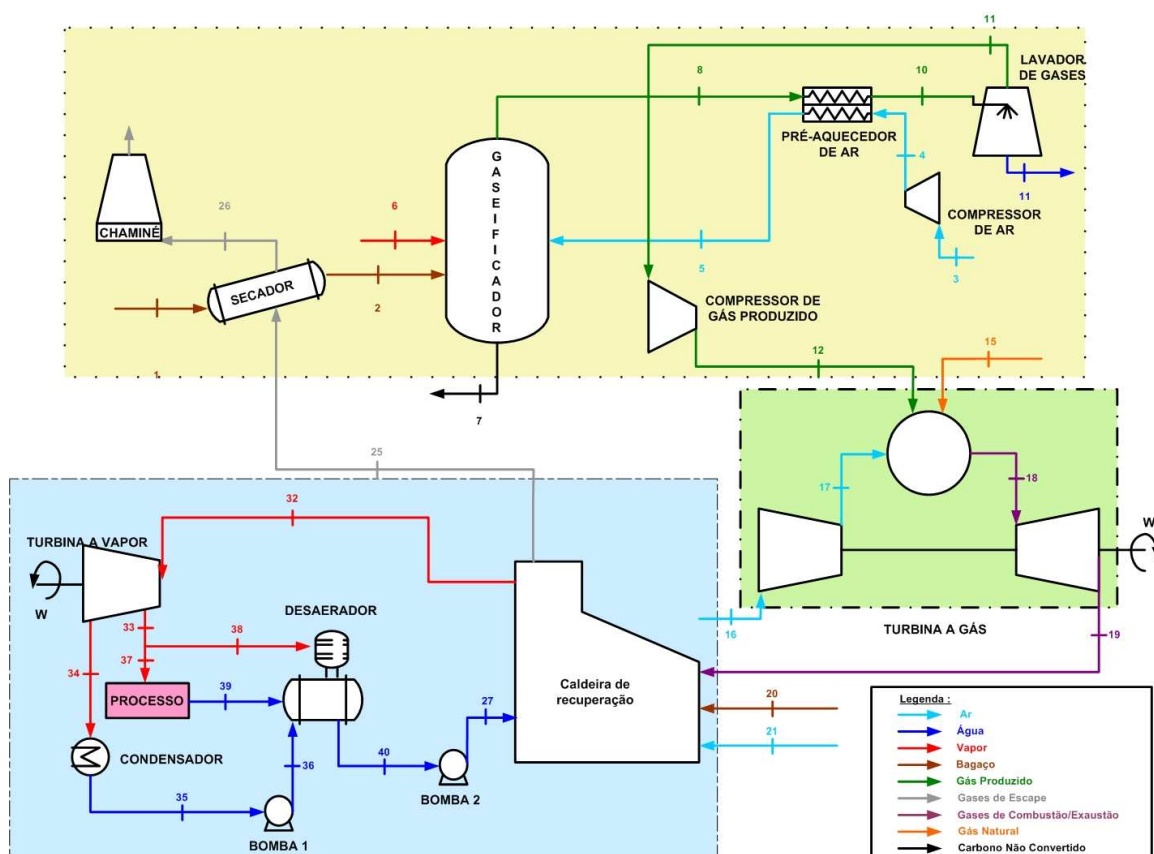


Figura 6. Sistema de “co-firing” proposto

5. MODELAGEM DO SISTEMA

5.1.1. Construção do modelo de gaseificação

O modelo proposto para análise do processo em questão baseou-se no estabelecimento do equilíbrio químico entre os principais produtos da gaseificação (CH_4 , CO , H_2 , H_2O , CO_2 , N_2) – desconsiderando-se a formação de poluentes e hidrocarbonetos maiores. Para tanto, fez-se uso da formulação não-estequiométrica para minimização da energia livre de Gibbs do sistema. A formulação consiste em resolver um sistema de equações, tal que (Modell e Tester, 1997):

n incógnitas relacionados aos componentes da mistura (μ_j , $j = 1, 2, \dots, n$);

w multiplicadores de Lagrange;

n equações relacionadas às condições de equilíbrio da mistura:

$$\mu_j + \sum_{k=1}^w \lambda_k a_{jk} = 0, \text{ para } j = 1, 2, \dots, n$$

(EQ. 1)

μ_j = potencial químico do componente j;

λ_k = multiplicador de Lagrange do elemento k;

a_{jk} = número de átomos do elemento k no componente j;

w equações, relacionadas aos balanços de material:

$$\sum_{j=1}^n (N_j \cdot a_{jk}) = A_k, \text{ para } k = 1, 2, \dots, w$$

(EQ. 2)

N_j = número total de componentes j na mistura;

A_k = número de total de átomos do elemento k;

Contudo, para avaliar o sistema partindo de uma dada vazão de bagaço, ar e vapor, um balanço de energia foi proposto, o qual é responsável pela determinação da temperatura de saída do gás produzido.

$$\left(\sum \dot{H}_i\right)_{entrada} = \left(\sum \dot{H}_j\right)_{saída} + \dot{Q}_{perdas}$$

(EQ. 3)

H_i = fluxo total de entalpia total na seção de entrada;

H_j = fluxo total de entalpia total na seção de saída;

Q = perda térmica.

Os fluxos de entalpia para as substâncias gasosas foram calculados considerando a hipótese de gás ideal. A energia presente na umidade foi determinada assumindo-se que esta entra no sistema na forma líquida; esta hipótese é feita, pois não se está considerando o processo ocorrendo em sub-etapas (evaporação, pirólise, combustão e gaseificação). A quantidade de carbono não-convertido é fixada no modelo. Pellegrini e Oliveira (2005a e 2005b) analisaram três variações para a modelagem da gaseificação de biomassa:

Puro equilíbrio: apenas os componentes gasosos estão presentes, não há carbono não-convertido;

Modelo baseado no trabalho de Fock e Thomsen (2000): a fração molar de CH_4 e quantidade de carbono não-convertido são fixados no modelo, sendo os demais componentes calculados via equações de equilíbrio;

Modelo baseado no trabalho de Li et al. (2004): utilização de relações empíricas para determinação das quantidades formadas de CH_4 e de carbono.

As conclusões dos trabalhos indicaram a utilização do modelo baseado no trabalho de Fock e Thomsen (2000) para avaliar pontos de operação conhecidos do sistema de gaseificação. O uso de relações empíricas se mostrou bastante útil, todavia sua aplicação é um pouco restrita a modelos baseados apenas na biomassa utilizada para a derivação das relações, bem como ao tipo do gaseificador.

Desta maneira, no trabalho ora apresentado optou-se pela utilização de um modelo de puro equilíbrio, fixando-se uma quantidade de carbono não convertido.

A partir da hipótese de mistura de gases ideais, na análise do gás produzido, foi possível fazer a seguinte simplificação na EQ. 4 (Abbot, Smith e van Ness, 2001):

$$\Delta G_j^0 + RT \ln(y_j) + \sum_{k=1}^w \lambda_k a_{jk} = 0, \text{ para } j=1,2,\dots,n$$

(EQ. 4)

ΔG = energia livre de Gibbs;

R = constante universal dos gases;

T = temperatura;

y = fração molar.

O cálculo da energia livre de Gibbs, para diferentes temperaturas, para cada componente da mistura de gases, participando do equilíbrio, seguiu as seguintes correlações, obtidas por regressão linear de valores da energia livre de Gibbs desse gases (lembrando que as energias livres de Gibbs para H_2 , N_2 são zero, por se tratarem de gases no estado padrão):

Metano (CH_4):

$$\Delta G_{CH_4}^0 = 108,41 \cdot T - 88635$$

(EQ. 5)

Dióxido de Carbono (CO_2):

$$\Delta G_{CO_2}^0 = -1,3503 \cdot T - 394353$$

(EQ. 6)

Monóxido de Carbono (CO):

$$\Delta G_{CO}^0 = -88,381 \cdot T - 111713$$

(EQ. 7)

Vapor ($H_2O_{(v)}$):

$$\Delta G_{H_2O}^0 = 55,186 \cdot T - 247676$$

(EQ. 8)

As entalpias da biomassa e do carvão foram determinadas a partir das seguintes relações:

Biomassa (CH_yO_z) (Fock e Thomsen, 2000):

$$h_{f_{biomassa}} = h_{CO_2}(25^\circ C, 1 atm) + \frac{y}{2} \cdot \bar{h}_{H_2O(v)}(25^\circ C, 1 atm) + PCI_{biomassa}$$

(EQ. 9)

$$\Delta h = \frac{0,003867 \cdot (T_{biomassa}^2 - T_0^2)}{2} + 0,1031 \cdot (T_{biomassa} - T_0)$$

(EQ. 10)

Carvão ($C_{(s)}$) (Karapétiantz, 1978):

$$h_{f_{carbono}} = 0$$

(EQ. 11)

$$\Delta h = \left[4,03 \cdot (T_c - T_0) + \frac{1,14 \times 10^{-3} \cdot (T_c^2 - T_0^2)}{2} + 2,04 \times 10^5 \cdot \left(\frac{1}{T_c} - \frac{1}{T_0} \right) \right] \cdot 4,18$$

(EQ. 12)

As propriedades termodinâmicas dos gases foram determinadas utilizando-se o software Engineering Equation Solver (EES, 2005).

Os resultados obtidos para esse modelo são apresentados na Tabela 3.

Tabela 3. Composição do gás pobre.

Componente	Fração Molar (%)
CH ₄	3,23
CO	11,33
H ₂	25,08
H ₂ O	3,17
CO ₂	18,37
N ₂	38,82

5.1.2. Turbina a gás

Na modelagem da turbina a gás as seguintes hipóteses foram feitas:

- ✓ Fluido de trabalho modelado como gás ideal;
- ✓ Regime permanente;
- ✓ Rendimentos politrópicos constantes.

Para a modelagem da turbina a gás operando com gás pobre e gás natural, o modelo escolhido foi o proposto por Rodrigues; Walter e Faaij (2003). Esse modelo é baseado na estratégia de “*de-rating*”. Esta tem como principais características manter as condições nominais do compressor. O fluxo volumétrico na turbina a gás nessa metodologia também é mantido constante para respeitar características construtivas. Assim, tem-se que a temperatura na entrada da turbina a gás diminui em relação a operação nominal desta (considerando que o gás produzido tem um poder calorífico menor) e, conseqüentemente, o trabalho líquido produzido também diminui.

5.1.3. Caldeira de Recuperação

A modelagem da caldeira de recuperação foi realizada de acordo com Ganapathy (1991) e será detalhada a seguir. As principais hipóteses desse modelo são:

- ✓ Gás proveniente da turbina a gás modelado como gás ideal;
- ✓ Regime permanente;
- ✓ Mudanças nas condições da vazão de gás de projeto da caldeira provocam alterações na temperatura do vapor e em sua vazão, mantendo mesma pressão de geração do vapor na situação de projeto.

A primeira etapa desta modelagem é definir quais serão os parâmetros de projeto a serem utilizados. Nesse trabalho, os parâmetros de projeto escolhidos são apresentados na Tabela 4, esses valores serão importantes para o cálculo da condição de projeto.

Tabela 4. Dados de projeto para a Caldeira de Recuperação.

Temperatura de alimentação da água	120 °C
Pressão de geração de vapor	20 bar
Temperatura de saída do vapor	350 °C
Pinch Point	20 °C
Approach Point	20 °C
Coeficiente de perda energética nos gases	1%
Coeficiente de purga no evaporador	2%
Perda de carga no evaporador	0.5 bar
Perda de carga no superaquecedor	0.7 bar

A taxa de calor transferida no conjunto evaporador mais superaquecedor é calculada usando:

$$Q_{12} = m_{vp} \cdot (h_{v2} - h_{l2}) + bd \cdot (h_f - h_{l2}) = m_{gases} \cdot (h_{g1} - h_{g3}) \cdot \eta_{lf}$$

(EQ. 13)

m_{vp} = vazão mássica de vapor na condição de projeto

m_{gases} = vazão mássica dos gases

h_{s2} = entalpia específica da água na saída do superaquecedor

h_{w2} = entalpia específica da água na entrada do superaquecedor

h_f = entalpia específica da água líquida na pressão de saturação

η_{lf} = coeficiente de perda energética nos gases

bd = coeficiente de purga no evaporador

h_{g1} = entalpia específica dos gases na entrada do superaquecedor

h_{g3} = entalpia específica dos gases na entrada do evaporador

A partir das condições de operação nominais da caldeira e conhecida a vazão dos gases de entrada na caldeira, pode-se a partir da EQ. 13 calcular a vazão de vapor produzida no superaquecedor. Com essa vazão pode-se separar a taxa de calor transferida no superaquecedor e no evaporador, por meio da EQ. 14 e EQ. 15.

$$Q_1 = m_{vp} \cdot (h_{v2} - h_{s1}) + bd \cdot (h_f - h_{l2}) = m_{gases} \cdot (h_{g1} - h_{g2}) \cdot \eta_{lf}$$

(EQ. 14))

$$Q_2 = m_{gases} \cdot (h_{g2} - h_{g3}) \cdot \eta_{lf}$$

(EQ. 15)

h_{g2} = entalpia específica dos gases na saída do economizador

A temperatura de saída dos gases na caldeira de recuperação é calculada por:

$$Q_3 = m_{gases} \cdot (h_{g3} - h_{g4}) \cdot \eta_{lf} = m_{vp} \cdot (1 + bd) \cdot (h_{w2} - h_{w1})$$

(EQ. 16)

h_{g4} = entalpia específica dos gases na entrada do economizador

Para a simulação da situação de operação, Ganapathy (1991) propõe um coeficiente adimensional para cada equipamento. No superaquecedor esse coeficiente é calculado a partir da EQ. 17, no evaporador pela EQ. 20 e no economizador pela EQ. 21. Para o cálculo desses coeficientes o valor para o coeficiente definido pela EQ. 19 é calculado na temperatura média aritmética do fluxo naquele equipamento.

$$K1 = \frac{Q_1}{\Delta T_1 \cdot m_{gases}^{0.65} \cdot Fg}$$

(EQ. 17)

$$Fg = \frac{C_p^{0.33} \cdot k^{0.67}}{\mu^{0.32}}$$

(EQ. 18)

$$\Delta T_1 = \frac{(T_{g1} - T_{s2}) - (T_{g2} - T_{s1})}{\ln((T_{g1} - T_{s2}) / (T_{g2} - T_{s1}))}$$

(EQ. 19)

$$K2 = \frac{Q_2}{\Delta T_2 \cdot m_{gases}^{0.65} \cdot Fg}$$

(EQ. 20)

$$K3 = \frac{Q_3}{\Delta T_3 \cdot m_{gases}^{0.65} \cdot Fg}$$

(EQ. 21)

Uma vez calculadas essas constantes para a situação de projeto é possível simular a caldeira de recuperação para a condição de operação.

Primeiramente, estima-se uma vazão inicial de vapor (m_{vapor}) que poderia ser produzida no superaquecedor e sua temperatura de saída. Depois, calcula-se a temperatura de saída dos gases no superaquecedor igualando a EQ. 22 à EQ. 23.

$$Q_{1a} = m_{\text{vapor}} \cdot (h_{v2} - h_{s1}) = m_{\text{gases}} \cdot (h_{g1} - h_{g2}) \cdot h_{\text{f}} \quad (\text{EQ. 22})$$

$$Q_{1a} = US_{p1} \cdot \Delta T_1 \quad (\text{EQ. 23})$$

$$US_{p1} = m_{\text{gases}}^{0.65} \cdot Fg \cdot K1 \cdot \left(\frac{m_{\text{vapor}}}{m_{\text{vp}}} \right)^{0.15} \quad (\text{EQ. 24})$$

Para o cálculo da temperatura de saída dos gases no evaporador, utiliza-se a equação EQ 25.

$$Q_{2a} = m_{\text{gases}} \cdot (h_{g2} - h_{g3}) \cdot h_{\text{f}} = US_{p2} \cdot \Delta T_2 \quad (\text{EQ. 25})$$

$$US_{p2} = m_{\text{gases}}^{0.65} \cdot Fg \cdot K2 \quad (\text{EQ. 26})$$

Uma vez conhecida a temperatura de saída no evaporador, pode-se calcular a vazão de vapor no economizador e a temperatura de saída da água desse equipamento, igualando as equações EQ. 27 e EQ. 29.

$$Q_{3a} = m_{\text{gases}} \cdot (h_{g3} - h_{g4}) \cdot h_{\text{f}} = m_{\text{vapor}} \cdot (h_{l2} - h_{l1}) \cdot (1 + bd) \quad (\text{EQ. 27})$$

$$US_{p3} = m_{gases}^{0.65} \cdot Fg \cdot K3$$

(EQ. 28)

$$Q_{3t} = US_{p3} \cdot \Delta T_3$$

(EQ. 29)

Portanto, a vazão total de vapor produzida é dada por:

$$m_{vapor_operação} = \frac{Q_{1t} + Q_{2t} + Q_{3t}}{(h_{v2} - h_{l1}) + bd \cdot (h_f - h_{l1})}$$

(EQ. 30)

Assim, o novo valor para a vazão de vapor na condição de operação da caldeira é obtido igualando a vazão de vapor encontrada a partir da EQ. 14.

5.1.4. Sistema a vapor

Nesse sistema, os parâmetros de desempenho dos equipamentos, tais como as bombas hidráulicas e a própria turbina a vapor, foram modelados de acordo com Consonni e Larson (1996).

6. ESTRATÉGIA DE SIMULAÇÃO DO SISTEMA PROPOSTO

Na Figura 7 é apresentado o modelo simplificado das diferentes etapas que compõem os passos e a seqüência destes para a simulação do sistema. O software utilizado para simulação foi o EES.

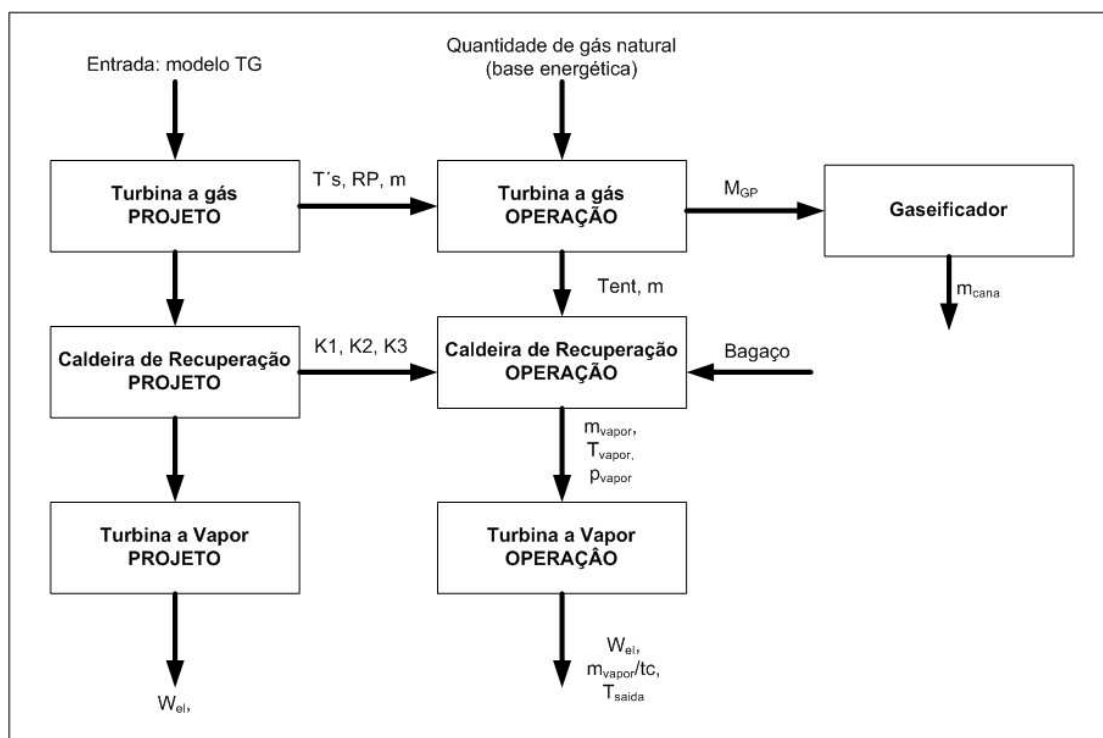


Figura 7. Algoritmo de simulação do sistema

A primeira etapa para simulação do sistema combinado é escolher o modelo de turbina no qual esse sistema será baseado. A partir dessa escolha é possível dimensionar quais são os parâmetros de projeto daquele modelo escolhido (Tabela 5). Com esses parâmetros calculados é possível encontrar a caldeira de recuperação que deve ser acoplada para operação do sistema.

Tabela 5. Características nominais de operação (projeto) das turbinas por modelo.

Modelo	Temperatura de exaustão (°C)	Vazão de exaustão (kg/s)	Potência líquida (kW)	Rendimento Térmico	Heat reat (Btu/kWh)	Relação de pressão	Rendimento Exergético
LM2500	799	69	22800	0.38	9273	18.00	0.36
LM6000	724	126	43315	0.43	8198	29.00	0.41
GT 8	781	197	56200	0.36	10098	17.60	0.35
GT 11	804	399	115400	0.34	10150	15.50	0.33
GT 24	885	445	187700	0.42	9251	32.00	0.40

Para o projeto dessa caldeira são escolhidos os parâmetros apresentados na Tabela 4. Uma vez definidas as condições de projeto desse equipamento, é possível calcular as constantes e características de operação dessa caldeira na situação de projeto. Essas constantes apresentadas serão utilizadas para a simulação da condição de operação da caldeira tanto na condição de queima como não queima. A metodologia para essa simulação e cálculo dessas constantes é a proposta por Ganapathy (1991) e descrita anteriormente. Ela leva em consideração não só as condições de operação da caldeira como também as características geométricas dos seus principais equipamentos (economizador, evaporador e superaquecedor). Nessa metodologia, as variações na condição de entrada dos gases de exaustão da turbina a gás alteram tanto a vazão de vapor produzida, como a temperatura do vapor gerado. A pressão de geração do vapor é mantida a mesma (20 bar).

Um importante fator a ser definido é a quantidade em base energética de gás natural a ser queimada na turbina a gás. Essa é uma importante variável de entrada da turbina a gás. É a partir dela que se determina a quantidade de gás natural consumida pelo sistema de “co-firing”. A quantidade energética de gás natural é definida como a quantidade de energia fornecida

pelo gás natural em relação ao total fornecido na câmara de combustão da turbina a gás (soma entre a energia do gás produzido e do gás natural).

Uma vez escolhida a quantidade energética de gás natural que irá operar o sistema, é possível calcular as características de operação da turbina a gás e, assim, calcular a vazão de cana-de-açúcar necessária para produzir a quantidade de gás produzido para operar essa turbina nessa condição. Essas características serão as entradas para a simulação da caldeira de recuperação na condição de operação.

A partir da simulação da caldeira de recuperação tem-se como resultado as entradas (pressão, temperatura e vazão de vapor) do sistema a vapor para a condição “sem queima adicional de bagaço” e “com queima adicional de bagaço”. As vazões para queima adicional de bagaço são calculadas do seguinte forma: a partir da situação em que a turbina opera somente com gás produzido no gaseificador, temos uma determinada quantidade de bagaço de cana-de-açúcar requerida para produzir esse gás. A partir do momento que a porcentagem energética de gás natural é aumentada, a quantidade de bagaço de cana-de-açúcar para operar o gaseificador é menor e a diferença entre a massa de bagaço para a condição de projeto (quantidade energética igual a zero) e a que se está trabalhando (valor escolhido) é que determina o coeficiente de vazão de bagaço de cana-de-açúcar a ser queimada.

Com essas entradas é possível calcular os valores de operação desse sistema. Nesse sistema tem-se a liberdade de atender ou não a uma determinada vazão de vapor de processo. Para as simulações apresentadas, foi utilizada uma vazão de vapor de processo de 550 kg de vapor/tc (a 140°C e 2,5 bar), valores típicos para uma usina sucroalcooleira. Uma vez atingida essa vazão de vapor de processo, o excedente de vapor é enviado para um segundo estágio da turbina para condensação e produção de eletricidade.

7. RESULTADOS

7.1.1. Característica do sistema na condição de projeto

As características do sistema na condição de projeto são calculadas a partir da escolha do modelo de turbina a gás. Assim, para os modelos de turbinas escolhidos têm-se os resultados apresentados na Tabela 5. Para a caldeira de recuperação, os resultados são os apresentados na Tabela 6 e para o desempenho do sistema a vapor os resultados são apresentados na Tabela 7. É importante destacar que esses resultados são para a condição nominal. Esta corresponde à operação do sistema somente com a queima de gás natural.

Tabela 6. Parâmetros de operação da caldeira de recuperação na condição de projeto

	K1	K2	K3	Vazão de vapor (kg/s)	Temperatura dos gases de entrada (°C)	Temperatura dos gases de exaustão (°C)	Rendimento exergético
LM2500	24	351	110	9.69	526	191.6	0.75
LM6000	34	391	91	12.99	451	202.7	0.78
GT 8	36	496	145	25.85	508	194.3	0.76
GT 11	44	652	207	56.94	531	190.9	0.75
GT 24	43	735	311	82.61	612	178.6	0.72

Tabela 7. Parâmetros de operação do sistema na condição de projeto.

Combustível: Gás natural.

Modelo	Vazão de vapor (kg/s)	Pressão do vapor (bar)	Temperatura vapor(°C)	Potência líquida (kW)	Potência Total do Sistema de “co-firing” (kW)	Rendimento Exergético Global do “co-firing”
LM2500	9.69	20	350	7410	30200	0.47
LM6000	13.00	20	350	9930	53200	0.49
GT 8	25.80	20	350	19800	76000	0.44
GT 11	56.90	20	350	43500	159000	0.45
GT 24	82.60	20	350	63100	251000	0.48

7.1.2. Característica do sistema na condição de operação

Na Figura 8 é possível verificar o desempenho do sistema operando baseado numa turbina GE LM 2500 na condição de “queima suplementar na caldeira de recuperação” e na de “não queima suplementar na caldeira de recuperação” para diferentes quantidades energéticas de gás natural. Para a condição de “não queima suplementar”, o sistema de “co-firing” só consegue atender a demanda de vapor da usina para uma quantidade energética acima de 50%, ou seja, valores abaixo desse o sistema não integra a usina. Uma análise semelhante pode ser realizada para os demais modelos a partir das figuras Figura 10, Figura 12, Figura 14 e Figura 16.

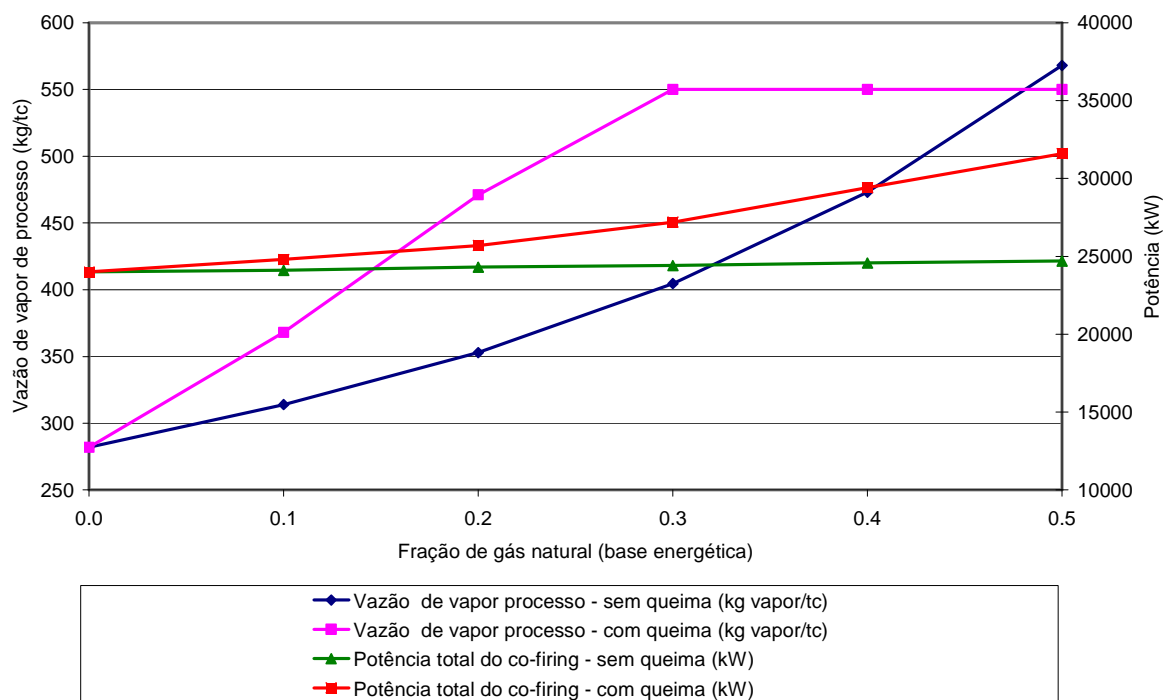


Figura 8. Desempenho do sistema baseado numa turbina LM 2500

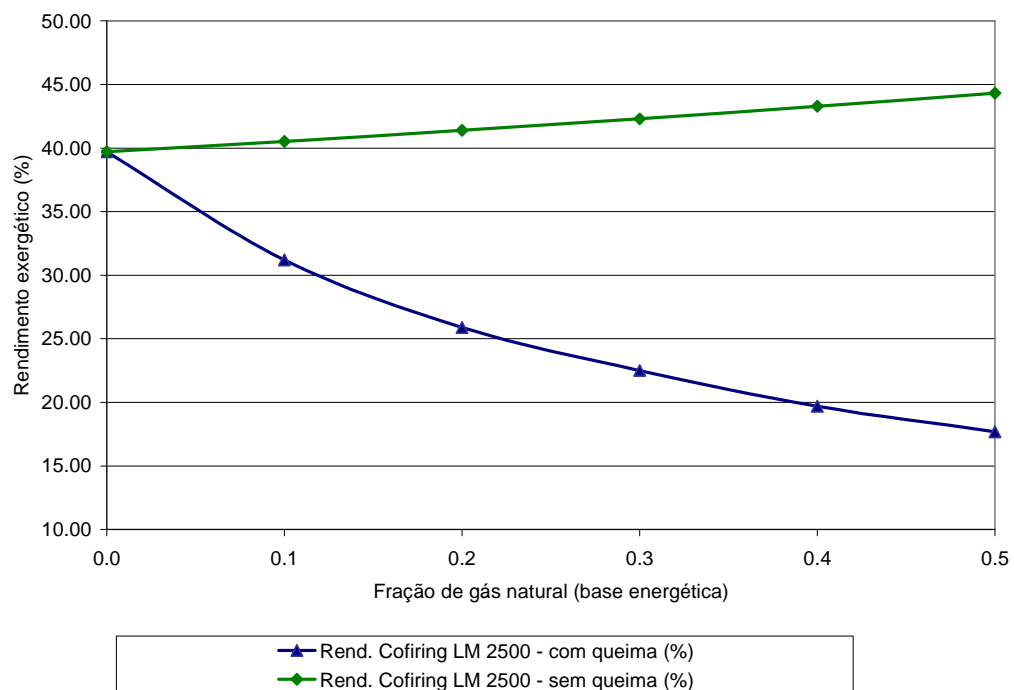


Figura 9. Rendimento exergético do sistema para turbina LM 2500

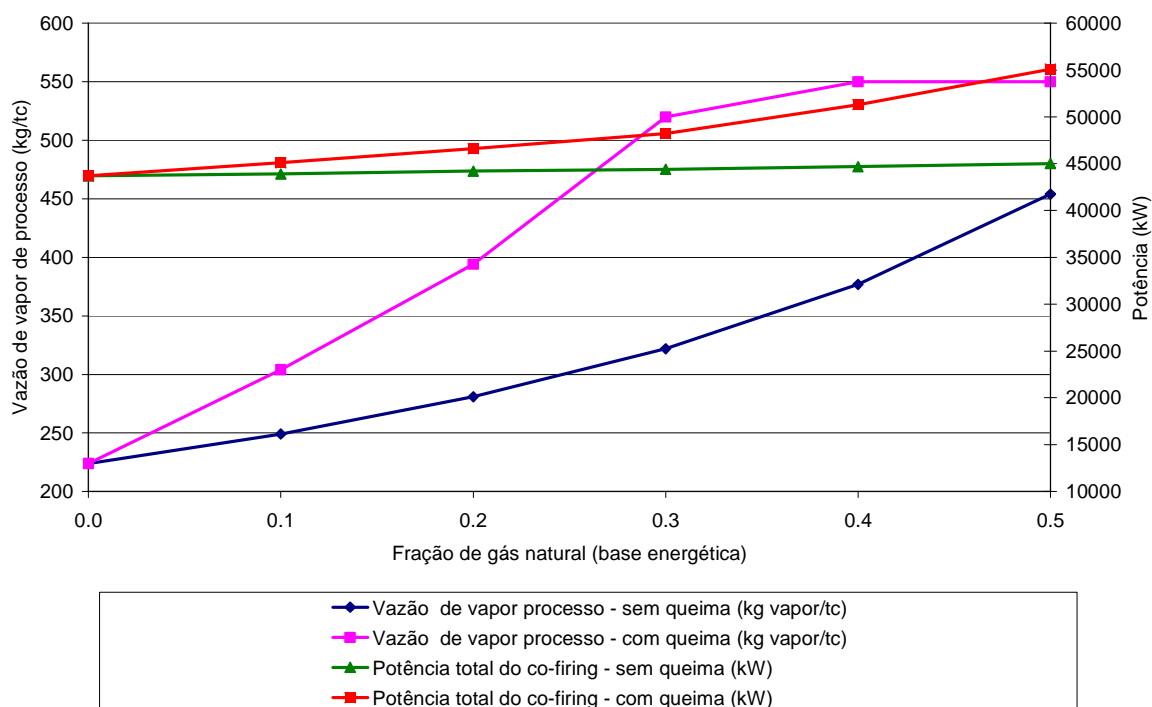


Figura 10. Desempenho do sistema baseado numa turbina LM 6000

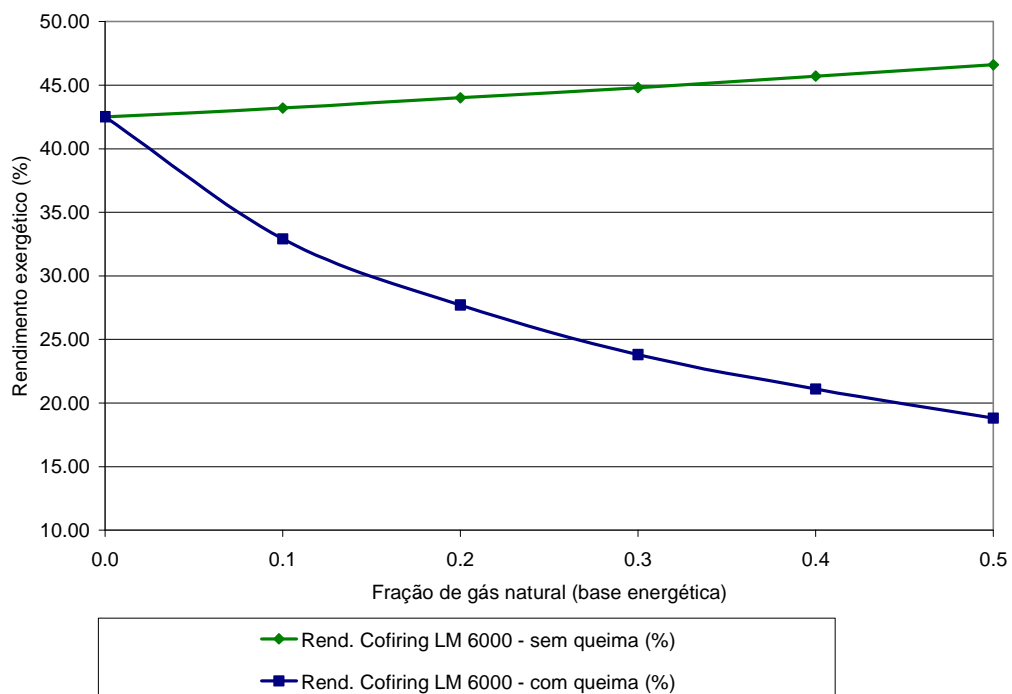


Figura 11. Rendimento exergético do sistema para turbina LM 6000

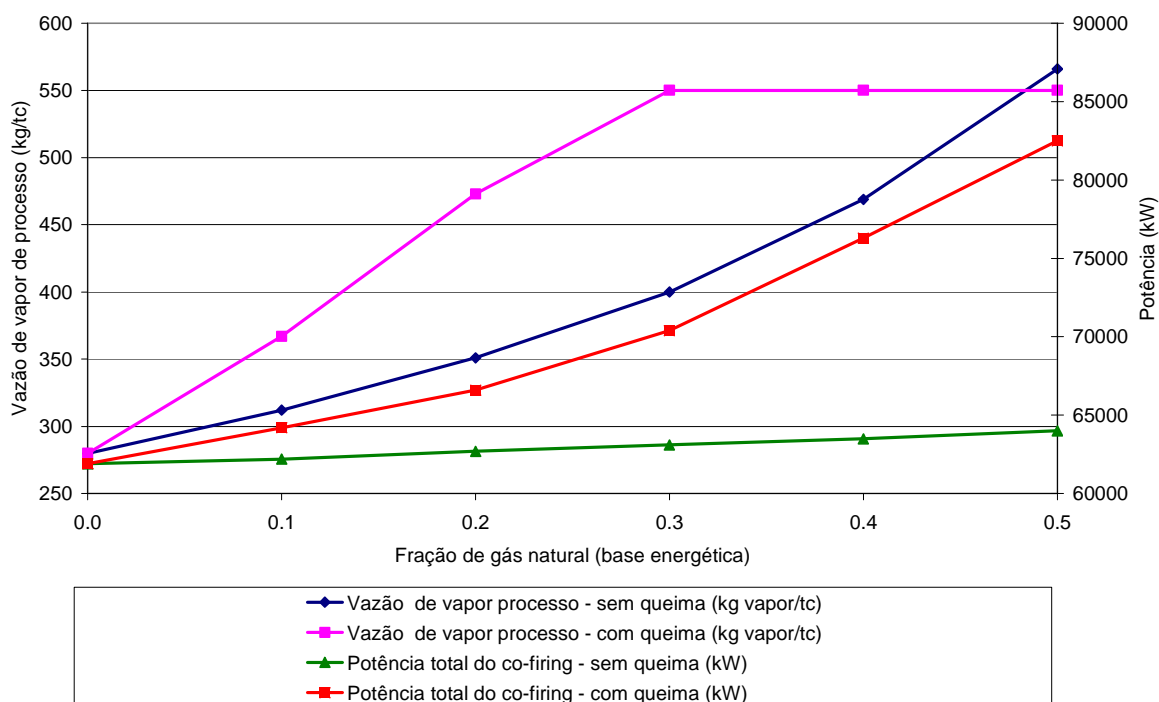


Figura 12. Desempenho do sistema baseado numa turbina GT 8

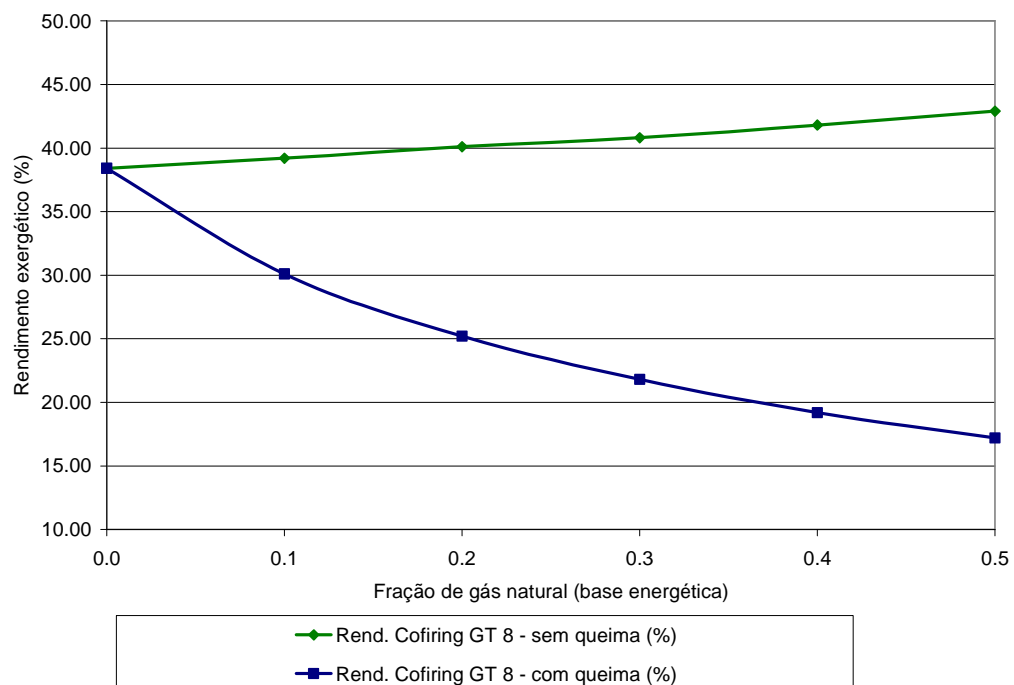


Figura 13. Rendimento exergético do sistema para turbina GT 8

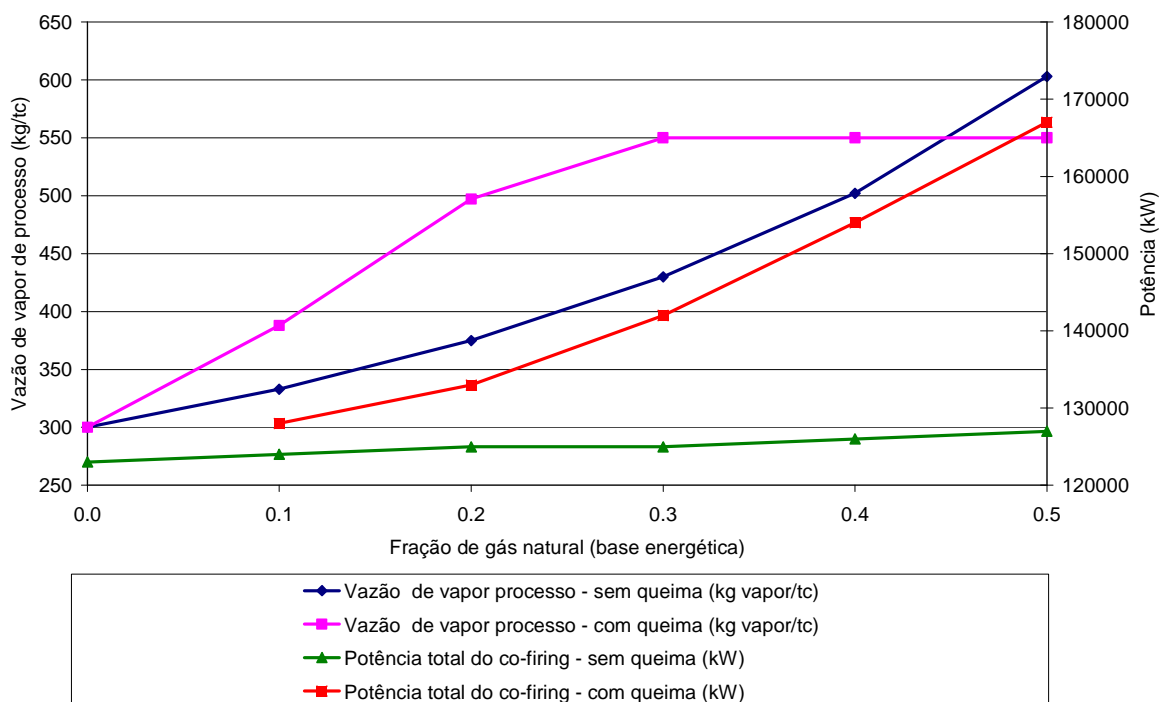


Figura 14. Desempenho do sistema baseado numa turbina GT 11

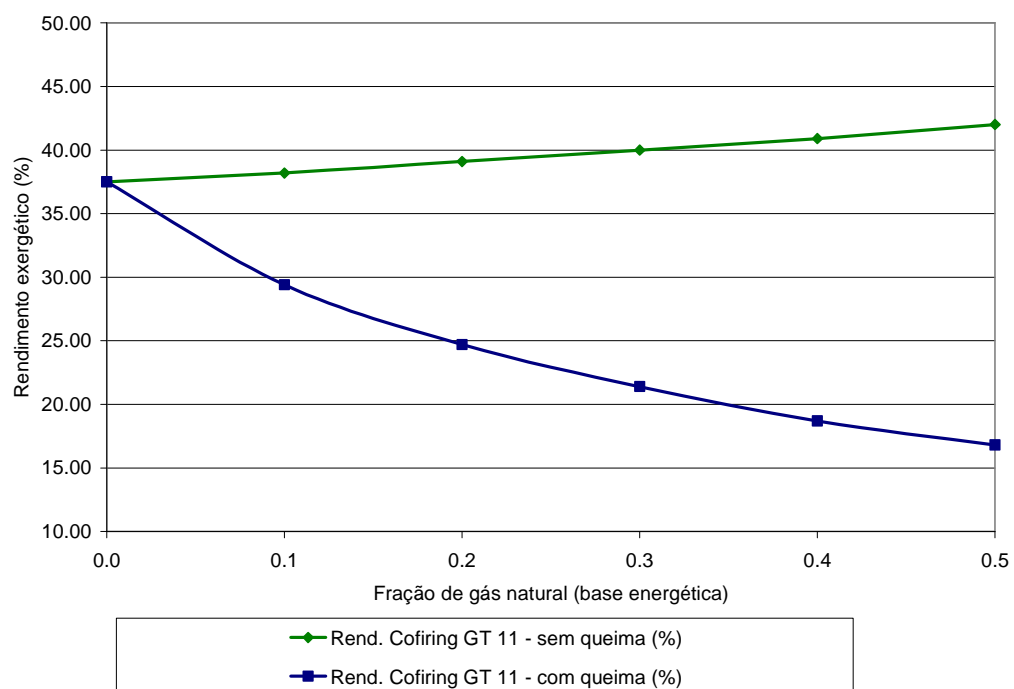


Figura 15. Rendimento exergético do sistema para turbina GT 11

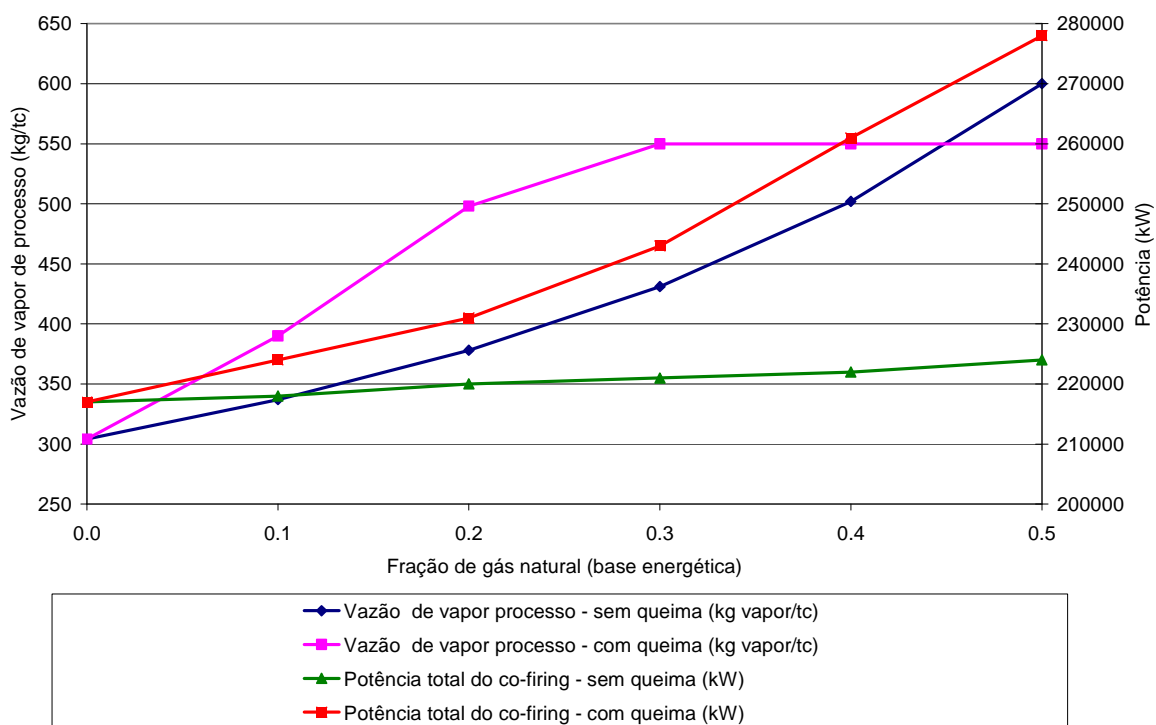


Figura 16. Desempenho do sistema baseado numa turbina GT 24

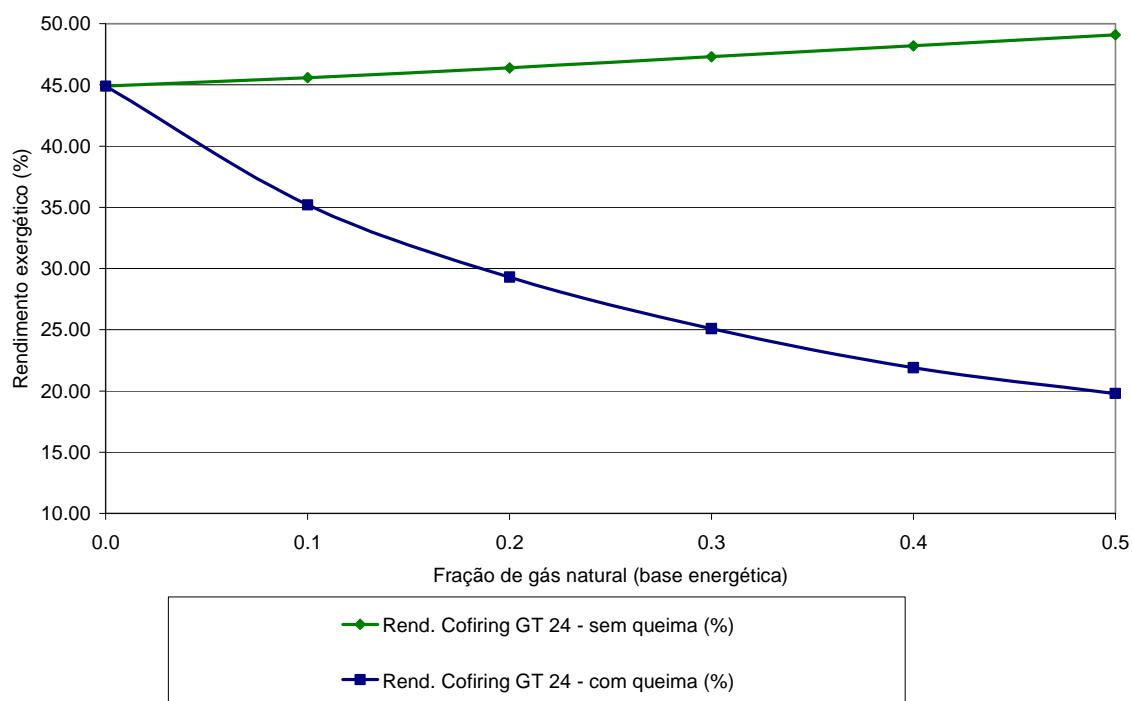


Figura 17. Rendimento exergético do sistema para turbina GT 24

Contudo, na situação em que a diferença entre a quantidade de bagaço de cana-de-açúcar da condição nominal e a de operação é queimada como combustível suplementar na caldeira de recuperação, o sistema de co-firing passa a atender a demanda de vapor da usina para valores a partir de 30% de gás natural. Com isso, a vazão de vapor extraída na turbina a vapor no primeiro estágio é mantida a uma taxa de 550kg de vapor/tc e o excedente é utilizado num segundo estágio de condensação na turbina a fim de potencializar a geração de eletricidade no sistema a vapor.

Visualizando a Figura 9, pode-se notar que com o aumento da quantidade energética de gás natural o rendimento exergético do sistema de “co-firing” aumenta. No entanto, quando se utiliza da queima suplementar na caldeira de recuperação, o rendimento exergético do sistema diminui devido ao aumento das irreversibilidades. Esse aumento ocorre devido a grande diferença de temperatura que ocorre na troca térmica entre o vapor e os gases de combustão. Essa mesma análise pode ser aplicada para os outros modelos através da Figura 11, Figura 13, Figura 15 e Figura 17. Um importante destaque a ser feito é que para a turbina ALSTOM GT 24, para uma quantidade energética de 50%, já não é possível queimar todo o bagaço de cana-de-açúcar, pois o oxigênio disponível para a queima do mesmo já não é suficiente, portanto, ocorre uma sobra de bagaço.

Uma forma de aumentar o rendimento exergético é através da elevação da pressão e temperatura do vapor, vide Figura 18. No entanto, apesar desse rendimento diminuir com a introdução dessa queima suplementar, a produção de eletricidade é aumentada devido à potencialização da geração de vapor que ocorre com essa queima.

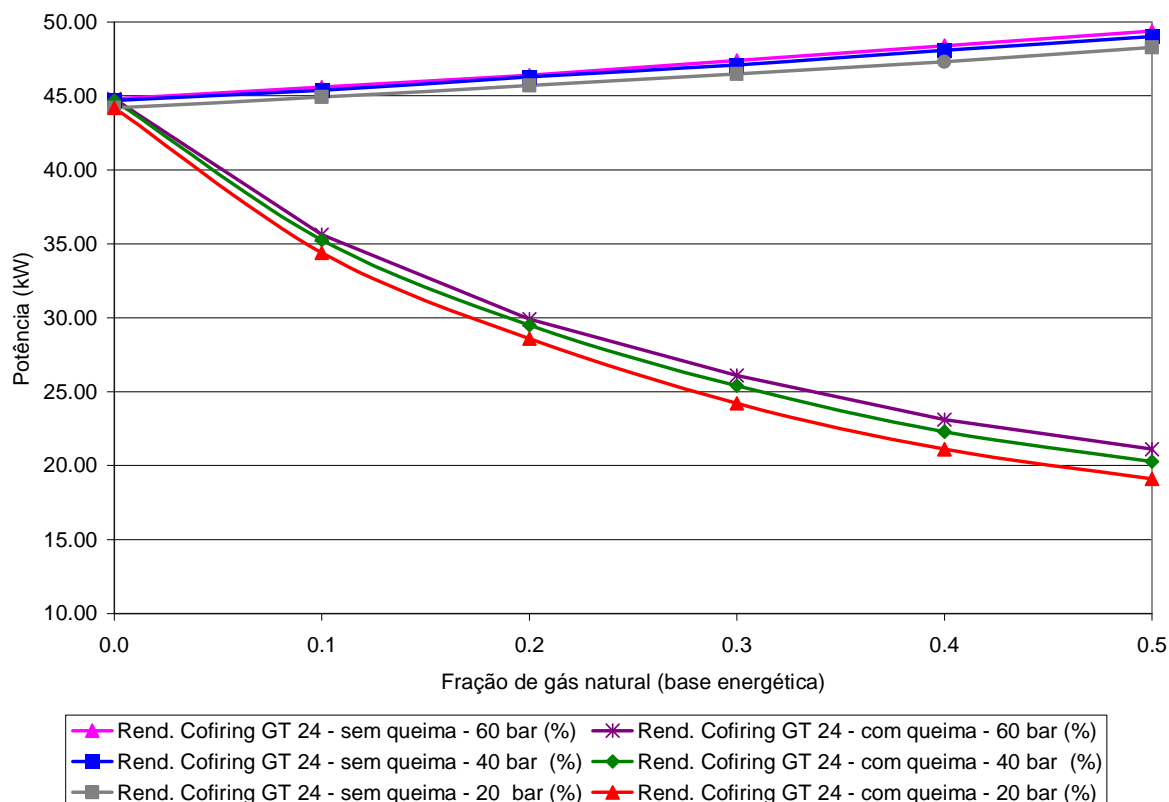


Figura 18. Rendimento exergético do sistema de “co-firing” para diferentes níveis de pressões – ALSTOM GT 24

O rendimento exergético calculado é definido por:

$$\eta_{\text{exergético}} = \frac{W_{\text{líquido_gás}} + W_{\text{líquido_vapor}} + B_{\text{processo}}}{\text{Exergia}_{\text{bagaço_seco}} + \text{Exergia}_{\text{umidade}} + \text{Exergia}_{\text{gás_natural}}}$$

(EQ. 31)

7.2. ANÁLISE COMPARATIVA DOS RESULTADOS

Analisando a Figura 19, tanto para as modelos da ALSTOM como os da GE, o rendimento exergético do conjunto é maior para os sistemas baseados em modelos de maior porte. Para esses modelos de grande porte, tem-se um incremento da geração de eletricidade, pois além do aumento dessa geração devido ao tamanho da turbina a gás, a quantidade de vapor gerada na

caldeira de recuperação também é maior e, conseqüentemente a geração de eletricidade no sistema a vapor também aumenta.

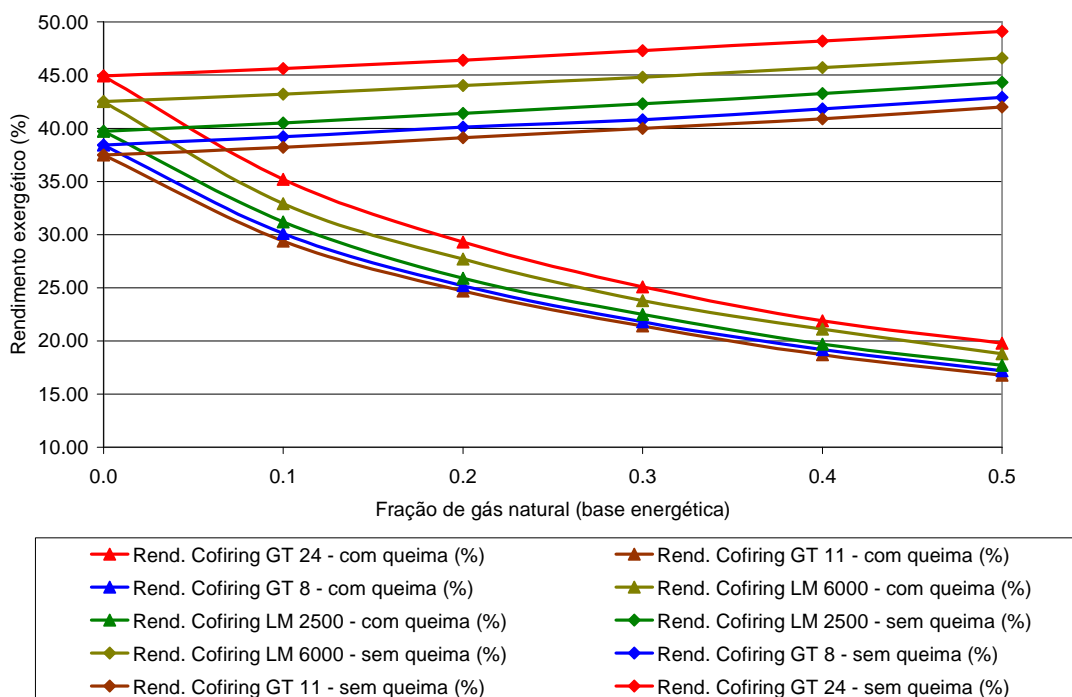


Figura 19. Rendimentos exergéticos comparados

Considerando que a oferta de gás natural seja permanente, têm-se que esses sistemas de “co-firing” tornam-se viáveis por atenderem a demanda de vapor de processo da usina, desde que ocorra a introdução do gás natural no sistema. Nesse aspecto é interessante notar o aumento da geração de eletricidade no setor sucroalcooleiro devido à utilização dessa nova tecnologia. Outro aspecto é que com a introdução do gás natural, todos os sistemas integram a usina independente do seu porte, ou seja, podem-se introduzir os sistemas de “co-firing” para usina que operem com uma moagem diária desde 5000tc/dia (modelo LM 2500) até usina de 20000tc/dia (modelo GT 24).

8. ANÁLISE TERMoeCONÔMICA

A partir dos dados de desempenho apresentados anteriormente foi possível realizar uma análise termoeconômica do sistema com o objetivo de verificar se existia ganho de escala no preço da energia elétrica produzida. Outro fator analisado foi a influência da pressão de geração do vapor no preço da eletricidade produzida por esses sistemas.

A análise termoeconômica foi realizada segundo a metodologia apresentada por Kotas (1985). Para os equipamentos que possuíam mais que um fluxo de saída, foi considerado o método da igualdade para o cálculo dos seus custos exergéticos.

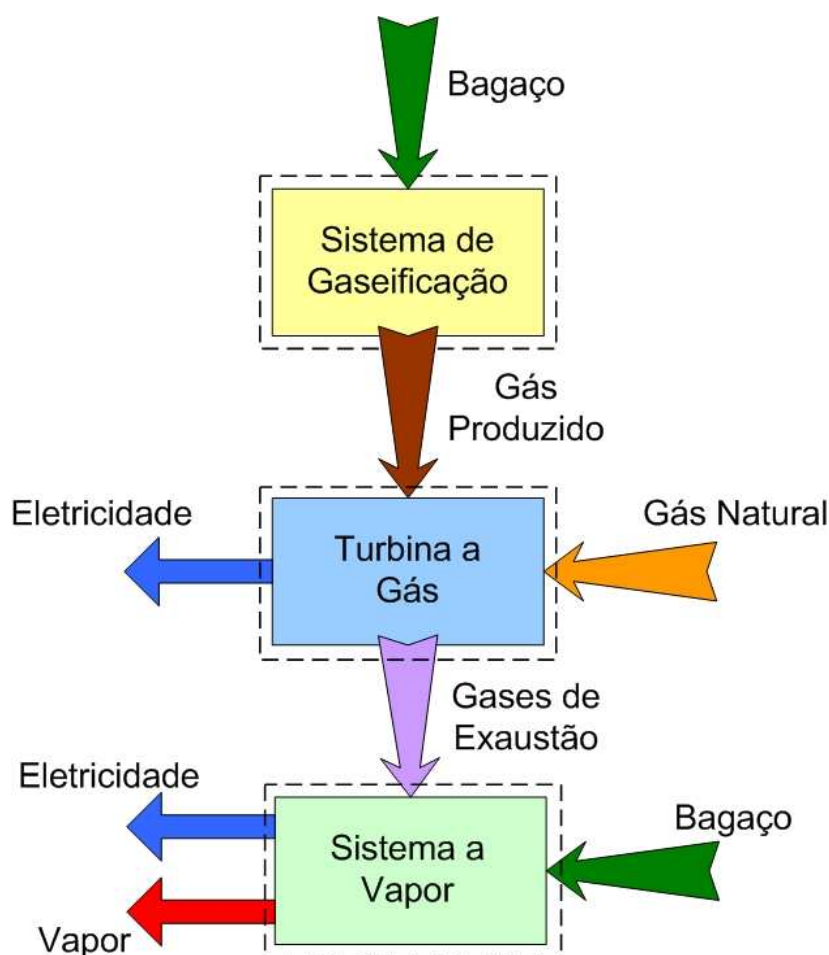


Figura 20. Esquema geral do sistema apresentando os volumes de controle da análise termoeconômica

Os volumes de controle considerados para a análise termoeconômica são apresentados na Figura 20, nela é possível verificar como o sistema foi dividido e quais os seus fluxos de entrada e saída.

O custo utilizado para o bagaço de cana-de-açúcar foi de 10 US\$/tonelada, valor de retirado de Rodrigues et al (2003).

Os valores utilizados para a tarifa do Gás Natural referem-se à portaria CSPE Nº 412 de 26 de maio de 2006 (CSPE, 2006). Nessa portaria, os consumidores recebem tarifas de acordo com sua classe de consumo. A tabela 8 apresenta todas as classes de consumidores e tarifas variáveis praticadas de acordo com a portaria. Para essa tarifa variável deve ser acrescido o valor de transporte do combustível que é de R\$ 0,475136/m³. O gás natural é referido nas seguintes condições:

- ✓ Temperatura: 20°C
- ✓ Pressão: 101,325kPa(1atm)
- ✓ Poder Calorífico Superior: 39348,40 kJ/m³

A taxa de câmbio utilizada para transformar os valores do gás natural para dólares americanos foi de 2,20 (valor médio para o último mês).

O valor do custo de investimento para os equipamentos que compõem o sistema de gaseificação foram retirados de Brammer e Bridgwater (2002) e para os equipamentos do sistema a vapor e toda turbina a gás a referência utilizada foi Bruno et al (1998). O valor para o custo do compressor utilizado para comprimir o gás produzido da gaseificação a referência utilizada foi Boehm (1987). Na tabela 9 é possível verificar as correlações utilizadas. O fator de amortização utilizado em todos os casos é de 0,15.

O número de horas consideradas para trabalho anual foi de 8000.

Tabela 8. Tarifas de gás natural canalizado para o segmento Termoelétrico

VARIÁVEL R\$/m ³			
CLASSE	m ³ /mês	GERAÇÃO DE ENERGIA ELÉTRICA DESTINADA AO CONSUMO PRÓPRIO OU À VENDA A CONSUMIDOR FINAL	GERAÇÃO DE ENERGIA ELÉTRICA DESTINADA À REVENDA A DISTRIBUIDOR
1	Até 100.000,00 m ³	0,2254004	0,2222713
2	100.000,01 a 500.000,00 m ³	0,1229460	0,1212392
3	500.000,01 a 2.000.000,00 m ³	0,0859583	0,0847650
4	2.000.000,01 a 4.000.000,00 m ³	0,0764067	0,0753460
5	4.000.000,01 a 7.000.000,00 m ³	0,0668563	0,0659282
6	7.000.000,01 a 10.000.000,00 m ³	0,0573047	0,0565092
7	10.000.000,01 a 20.000.000,00 m ³	0,0477543	0,0470914
8	> 20.000.000,00 m ³	0,0191008	0,0188356

Tabela 9. Custo do Investimento por equipamento

Equipamento	Função Custo (US\$/ano)	Legenda
Sistema de Gaseificação	$2179,32 \cdot (m_{\text{biomassa_seca}})^{0,698}$	$m_{\text{biomassa_seca}}$ = vazão de biomassa seca na entrada do gaseificador em kg/s
Turbina a Gás	$952 \cdot (W_{\text{turbina a gás}})^{0,41}$	$W_{\text{turbina a gás}}$ = trabalho líquido da turbina em kW
Turbina a Vapor	$2237 \cdot (W_{\text{turbina a vapor}})^{0,41}$	$W_{\text{turbina a vapor}}$ = trabalho da turbina em kW
Caldeira de Recuperação	$4954 \cdot (m_{\text{vapor}})^{0,77} \cdot f_{\text{pressão}}$ $f_{\text{pressão}} = 1,3794 - 0,5438 \cdot P + 0,1879 \cdot P^2$	m_{vapor} = vazão de vapor em ton/h P = pressão de vapor na caldeira em MPa
Desaerador	$904 \cdot (m_{\text{condensado}})^{0,62}$	$m_{\text{condensado}}$ = vazão de condensado na saída do desaerador em ton/h
Bomba Centrífuga	$(633 + 27,24 \cdot W_{\text{bomba}}) \cdot f_{\text{pressão}}$ $f_{\text{pressão}} = 1,0$ (até 1,03MPa) $f_{\text{pressão}} = 1,62$ (1,03MPa a 3,45MPa) $f_{\text{pressão}} = 2,12$ (acima de 3,45MPa)	W_{bomba} = Potência consumida pela bomba em kW
Compressor	$135 \cdot (W_{\text{compressor}})^{0,9}$	$W_{\text{compressor}}$ = Potência consumida pela compressor em kW

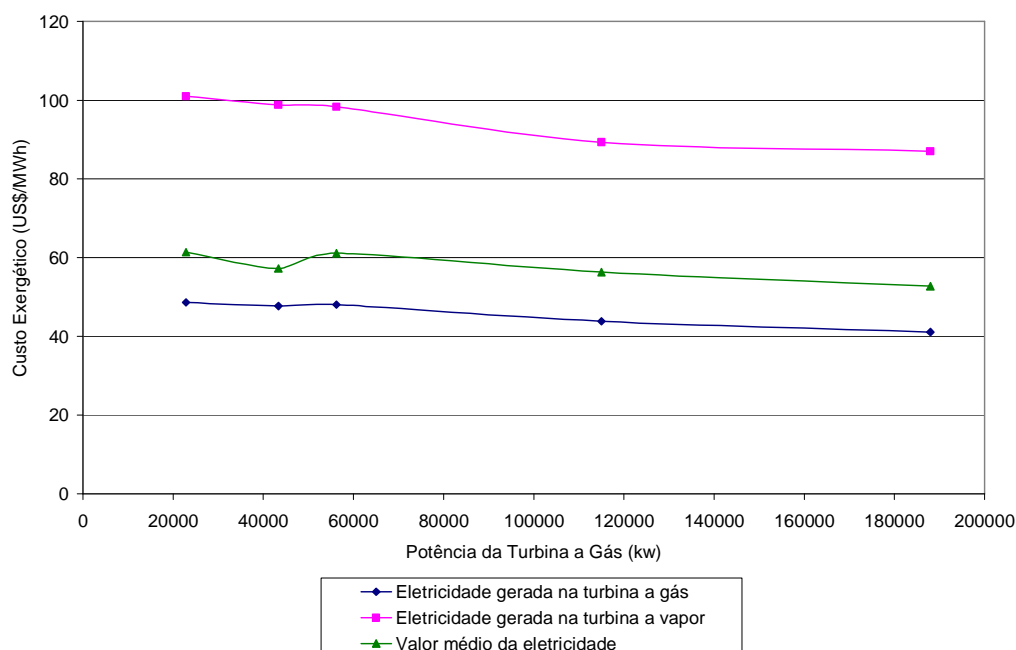


Figura 21. Custo da eletricidade em função do porte do sistema

Na Figura 21 é possível analisar o custo da eletricidade em função da potência da turbina a gás. Assim, conclui-se que ocorre uma diminuição no custo da eletricidade gerada, tanto no sistema a gás quanto no a vapor, com o aumento do porte do sistema. Esses valores de custo de eletricidade apresentados se referem a situação de projeto do sistema, onde ele opera somente com gás natural, ou seja, não há queima de gás produzido da gaseificação da biomassa. Esse corresponderia a ciclo combinado convencional de uma termoelétrica.

Analizando os dados para cada modelo de turbina nas figuras 22, 23 e 24 e comparando-os entre si, verifica-se que o mesmo comportamento ocorre para o sistema de “*co-firing*”. Assim, tem-se uma diminuição do custo exergético da eletricidade com o aumento do porte do sistema.

Nas Figuras 22, 23 e 24 é possível visualizar o custo da eletricidade para um sistema baseado nas turbinas LM 2500, GT 8 e GT 24, respectivamente. Para a Turbina LM 2500 ocorre uma diminuição do custo da eletricidade gerada no sistema a vapor sem queima adicional na caldeira de recuperação

em relação ao custo da eletricidade gerado no sistema a vapor com queima adicional na caldeira de recuperação. Essa diminuição ocorre a partir de uma porcentagem energética de gás natural queima na turbina a gás maior que 30%. Nas turbinas do modelo GT da ALSTOM essa inversão não ocorre, pelo contrário, o custo da eletricidade no sistema a vapor tende sempre a crescer independente da existência de queima adicional na caldeira ou não. Isso ocorre porque com o aumento da porcentagem de gás natural tem-se a introdução cada vez maior de um combustível que possui um custo mais elevado quando comparado ao da biomassa.

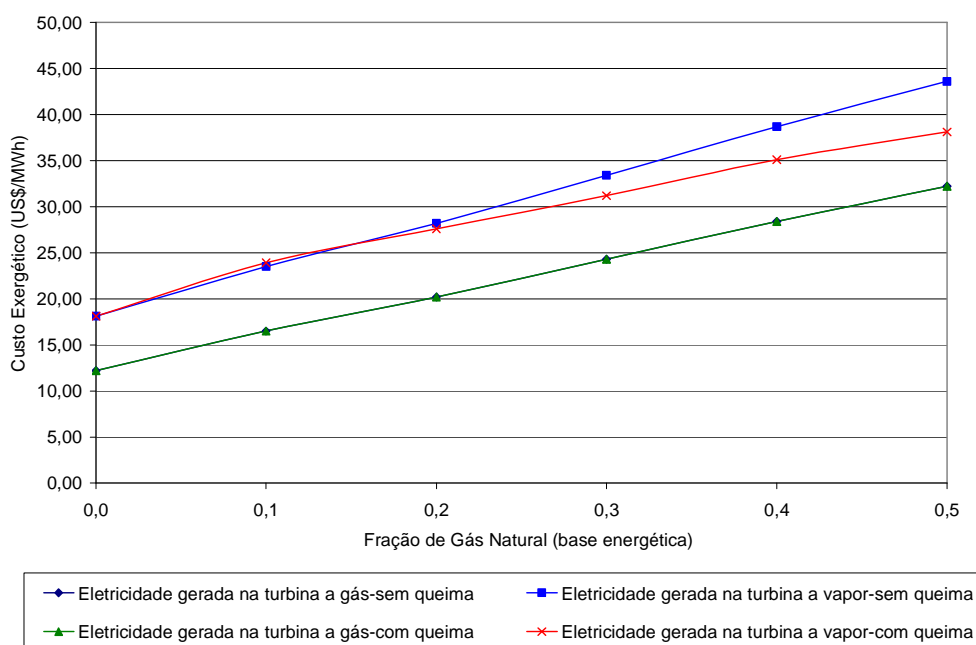


Figura 22. Custo da eletricidade para um sistema baseado numa LM 2500

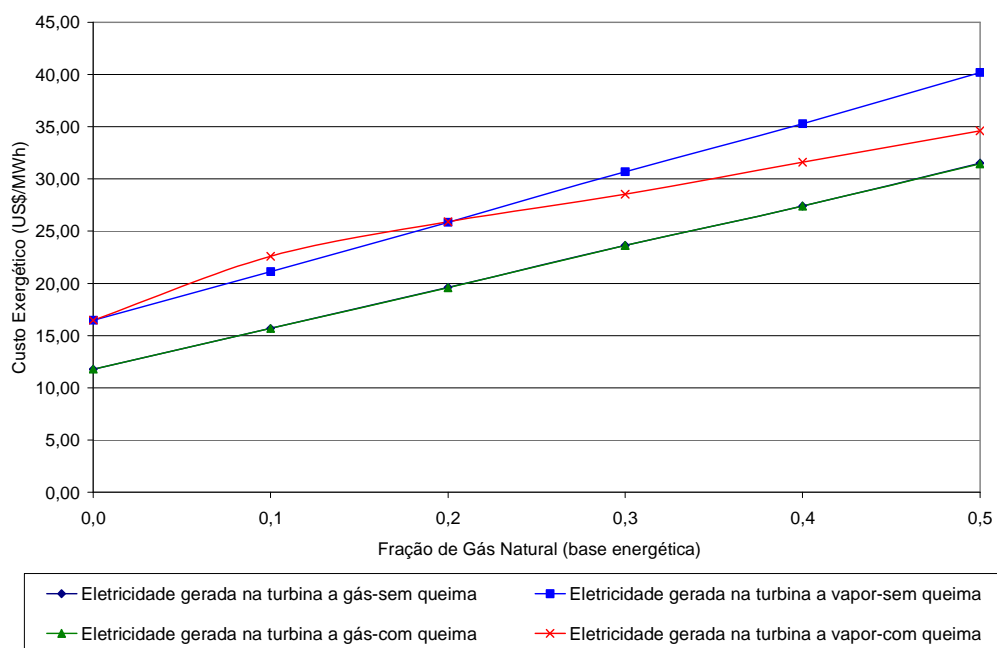


Figura 23. Custo da eletricidade para um sistema baseado numa LM 6000

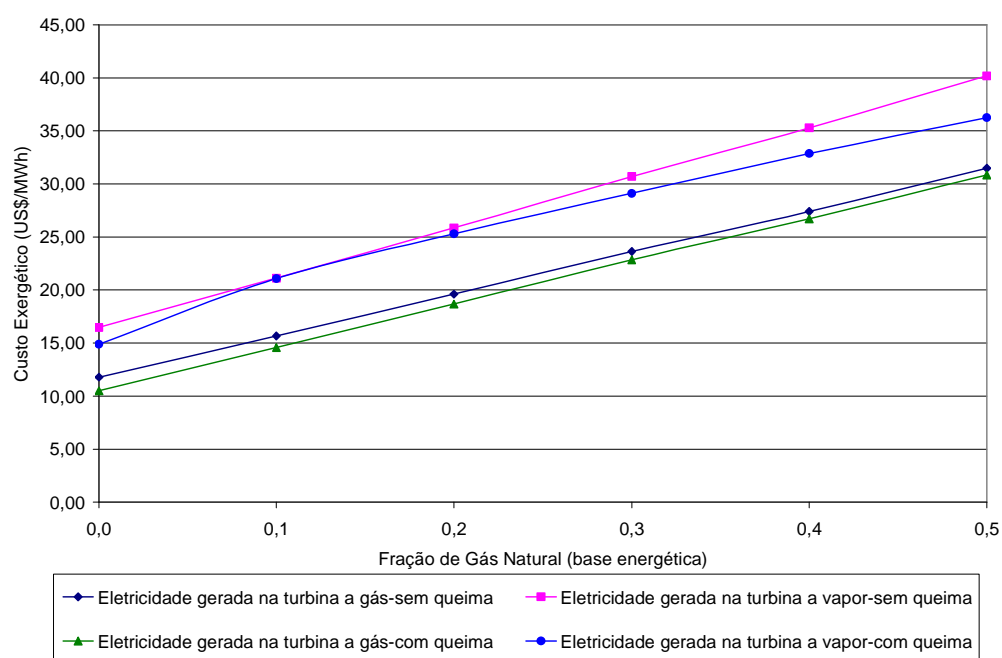


Figura 24. Custo da eletricidade para um sistema baseado numa GT 8

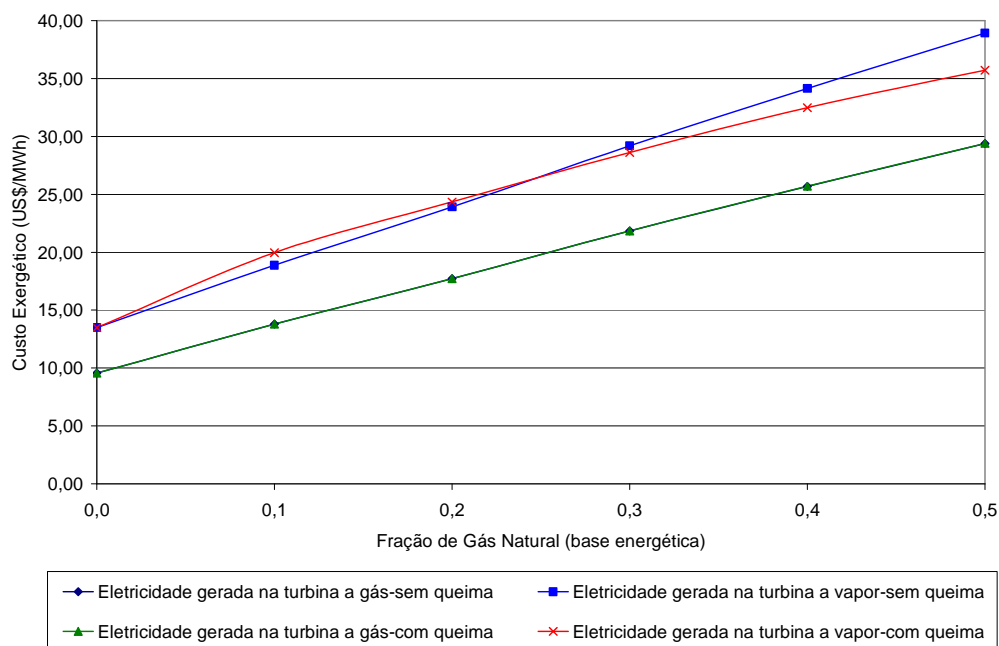


Figura 25. Custo da eletricidade para um sistema baseado numa GT 11

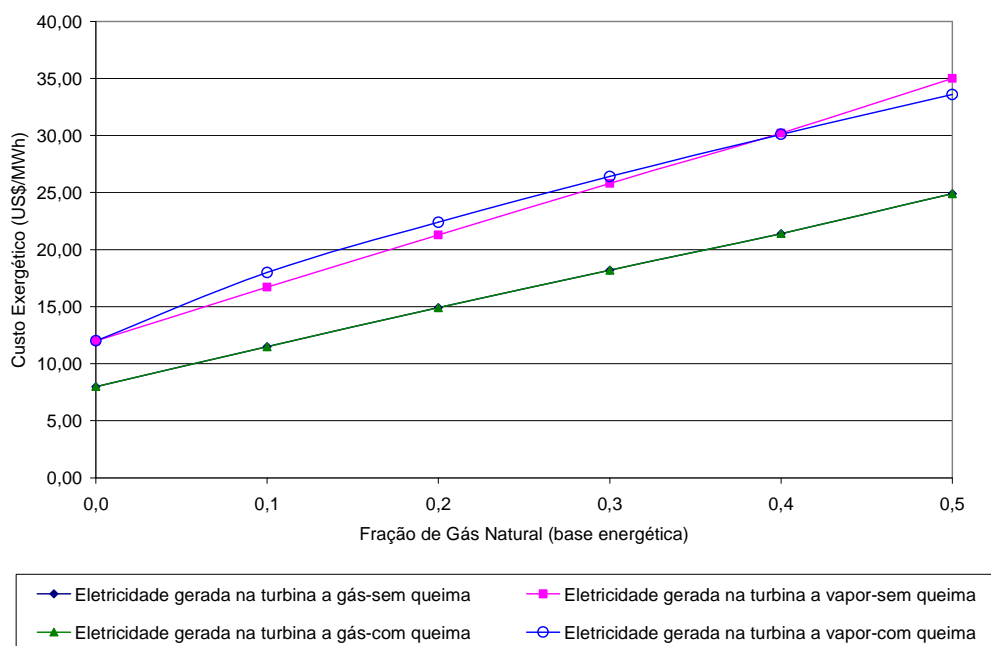


Figura 26. Custo da eletricidade para um sistema baseado numa GT 24

Um outro estudo realizado foi analisar a influência da variação da pressão de geração de vapor na caldeira de recuperação no custo da eletricidade produzida no sistema a vapor, uma vez que do custo da eletricidade no

sistema da turbina a gás não depende dessa pressão e, portanto, permanece constante.

O comportamento observado é que o custo da eletricidade gerada tende a ser maior com o aumento da pressão até a porcentagem energética de 30% de gás natural, depois desse valor ocorre uma inversão. Assim, para valores maiores que 30% de gás natural, o custo da eletricidade gerada no sistema a vapor tende a ser menor com o aumento da pressão de geração de vapor.

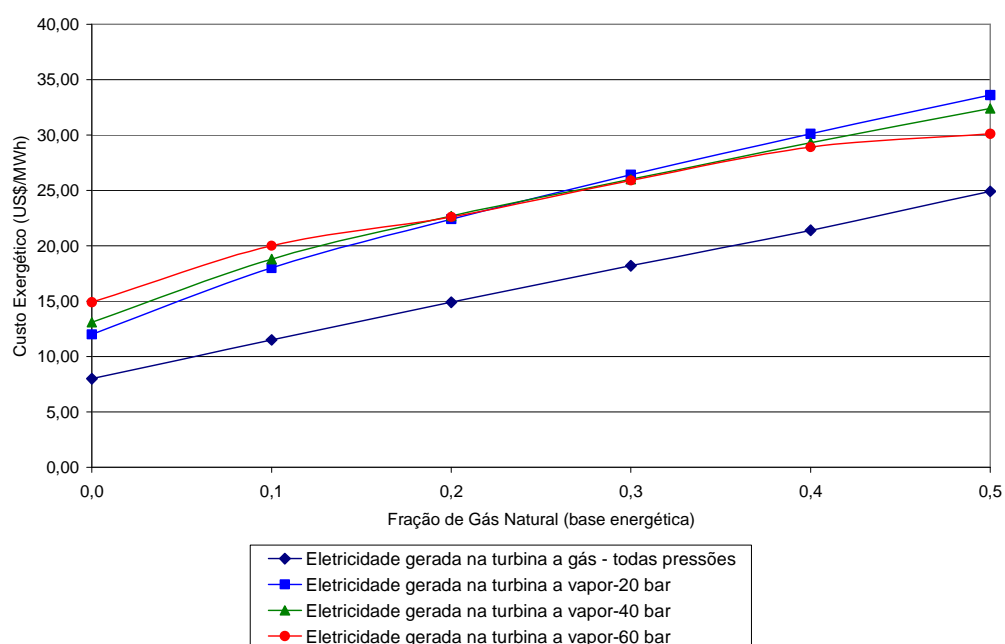


Figura 27. Custo da eletricidade em função de diferentes pressões de geração de vapor na caldeira de recuperação

Apresentando o custo médio da eletricidade em função do equipamento tem-se:

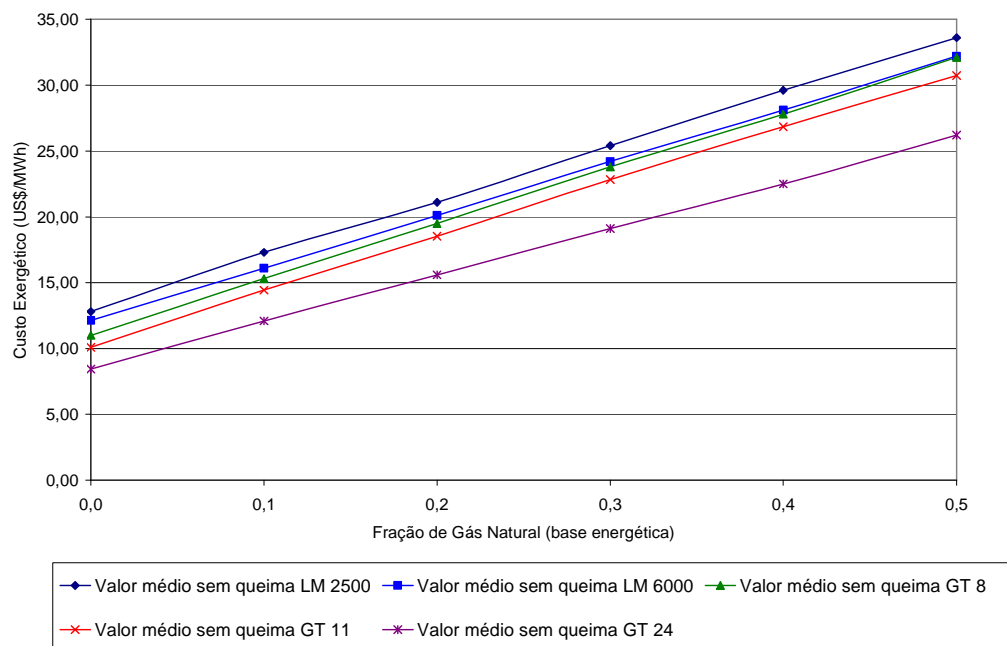


Figura 28. Custo médio da eletricidade sem queima

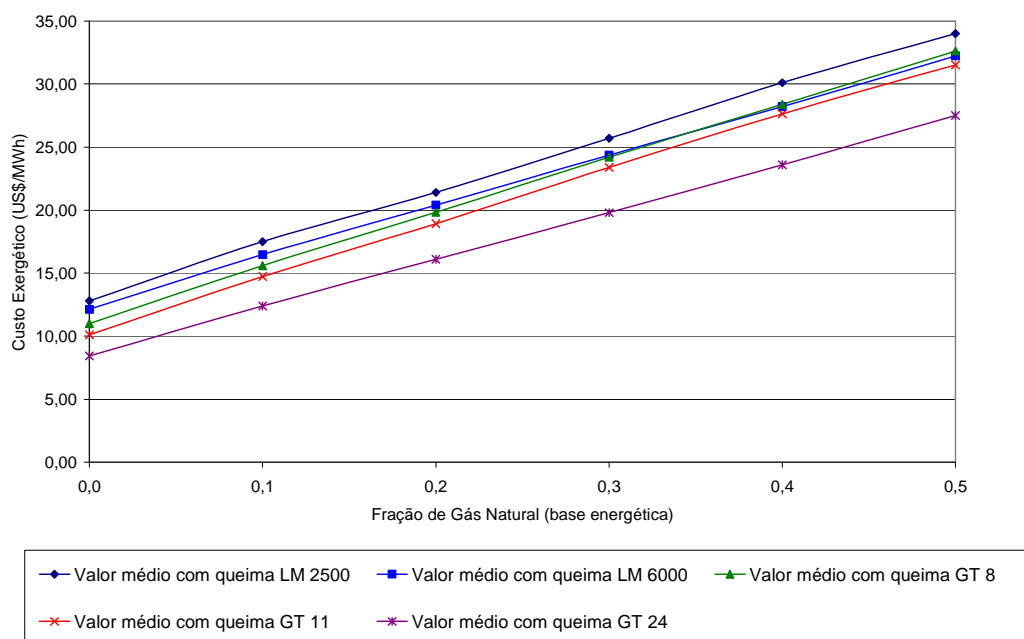


Figura 29. Custo médio da eletricidade com queima

9. CONCLUSÃO

Com os resultados obtidos é possível inferir que para se maximizar a potência elétrica do sistema é preciso comprometer o rendimento exergético do mesmo. Isso ocorre devido às maiores irreversibilidades presentes na queima do bagaço na caldeira de recuperação (altas diferenças de temperaturas) quando comparadas à queima do gás na turbina. No entanto, essa queima adicional potencializa a geração de vapor na caldeira de recuperação e, conseqüentemente, a potência elétrica gerada por este sistema, já que a capacidade da turbina a gás não é alterada.

Outro fator de destaque é que quanto maior a potência da turbina a ser utilizada, maior é a produção de eletricidade do conjunto. Isso ocorre, pois os equipamentos de maior porte promovem um aumento do rendimento exergético do sistema (vide Figura 19) e, conseqüentemente, uma maior produção de eletricidade.

No aspecto de geração elétrica, para uma usina com capacidade de moagem de 20000 tc/dia, ao utilizar um 'sistema de "co-firing" com a queima adicional de bagaço baseado numa turbina ALSTOM GT 24, essa deixaria de produzir os atuais 12MW e passaria a produzir quase 280MW.

Considerando que a estimativa da safra para o estado de São Paulo é de 282 milhões de toneladas de cana (CONAB, 2006), pode-se inferir que o potencial de geração de eletricidade para o Estado baseada em sistemas de "co-firing", utilizando uma turbina ALSTOM GT 24, para uma safra de 7 meses é de 16.4 GW aproximadamente. Portanto, considerando que no período de entre safra a usina opere somente com gás natural e no período de safra opere com uma vazão de 23040 Nm³/h de gás natural, tem-se um consumo anual de gás de 305 milhões de Nm³ e uma geração de aproximadamente 130 TWh de eletricidade. Contudo, ao se analisar o cenário atual, onde a quantidade de gás natural disponibilizada pelo

gasoduto Brasil-Bolívia é de 30 milhões de Nm³ por dia (1,25 milhões de Nm³ por hora), o gasoduto Brasil-Bolívia poderia atender a uma demanda de 55 sistemas de “co-firing” desse porte, considerando que todo o potencial do gasoduto fosse aproveitado para esse fim no período de safra. No entanto, no período de entressafra, no qual esses sistemas operam somente com gás natural, mantendo a mesma disponibilidade de gás natural, esse potencial seria de 24 sistemas de “co-firing”. Portanto, esses sistemas de “co-firing” podem não só aumentar o mercado consumidor de gás natural, como também o mercado de investimentos nesse setor, de tal forma a aumentar a sua oferta.

Com relação à análise termoeconômica realizada é possível concluir que ocorre uma diminuição do custo da eletricidade com o aumento do porte do sistema. Outro fato é que uma diminuição também ocorre com o aumento da pressão de geração de vapor na caldeira de recuperação.

10. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Abbot, M. M., Smith, J. M., Van Ness, H. C., "Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics", McGraw-Hill, 6th edition, 2001.

BEN 2005 – Balanço Energético Nacional (ano base 2004), Ministério de Minas e Energia, 2005.

Boehm, R. F. Design Analysis of thermal Systems. John Wiley & Sons. 266p. 1987.

Brammer, J. G., Bridgwater, A. V. The influence of feedstock drying on the performance and economics of a biomass gasifier–engine CHP system. Biomass and Bioenergy. Vol 22, pp 271 – 281. 2002.

Bruno, J. C., Fernandez, F. Castells, F., Grossmann, I. E. A rigorous MINLP model for the optimal synthesis and operation of utility plants. Institution of Chemical engineers. Trans IChemE, Vol 76, Part A. March 1998.

Camargo, A. C. (como coordenador). Conservação de Energia na Indústria do Açúcar e do Alcool, IPT, 1990. 796 p.

CANASAT. Mapeamento da cana via imagens de satélite de observação da terra. Acessado em Abril de 2005.

CNI. Confederação Nacional da Industria. <http://www.cni.org.br>, acessado em Abril de 2005.

Coelho, S. T.. Avaliacao da cogeraçao de eletricidade a partir de bagaco de cana em sistemas de gaseificador/turbina a gás . Dissertação de mestrado. São Paulo. 1992

Coelho, S. T.. Mecanismos para implementação da cogeração de eletricidade a partir de biomassa. Dissertação de doutorado. São Paulo. 1999.

CONPET. Programa Nacional da Racionalização do Uso dos Derivados do Petróleo e do Gás Natural. Disponível em <http://www.conpet.gov.br>, acessado em Julho de 2006.

Consonni, S., Larson, E.D. Biomass – Gasifier/Aeroderivative Gás Turbine Combined Cycles: Part A – Technologies and Performance Modeling. Journal of Engineering for Gas Turbine and Power. Vol. 118, pp 507 – 525. July, 1996.

CEPEA/ESALQ. Centro de Estudos Avançados em Economia Aplicada. Disponível em: <http://www.cepea.esalq.usp.br/>. Acessado em Abril de 2005.

CSPE. Comissão de Serviços Públicos de Energia. Disponível em: <http://www.cspe.sp.gov.br/>. Acessado em Abril de 2005.

European Comission Energy. Disponível em: http://ec.europa.eu/energy/index_en.html acessado em Janeiro de 2006.

Fock, F., Thomsen, K. P. B., “Modeeling a Biomass Gasification System by Means of EES”, Paper presented at The Scandinavian Simulation Society, Technical University of Denmark, Kgs. Lyngby, Denmark, 2000.

Ganapathy, V. Waste heat Boiler Deskbook. The Fairmount Press – Prentice Hall.. 1991. 399 p.

Klein, S. A. 2005. Engineering Equation Solver.

Karapétiantz, M., “Thermodynamique Chimique”, MIR, Moscou, 1978.

Kotas, T. J. The exergy method of thermal plant analysis. Butterworths. London. 1985.

Li, X. T., Grace, J. R., Lim, C. J., Watkinson, J. R., Chen, H. P., Kim, J. R., "Biomass Gasification in a Circulating Fluidized Bed", Biomass and Bioenergy, 2004, 26:171-193. 2004.

Larson, E.D., Williams, R.H. and Leal, M.R.L.V., "A Review of Biomass Integrated-Gasifier/Gas Turbine Combined Cycle Technology and its Application in Sugarcane Industries, with an Analysis for Cuba", Energy for sustainable Development, Vol. 5, pp. 54-75, 2001.

MME. Ministério de Minas e Energia. <http://www.mme.gov.br>, acessado em Abril de 2005.

MAPA. Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento. <http://www.agricultura.gov.br>, acessado em Abril de 2005.

Modell, M., Tester, J. W., "Thermodynamics and its Applications", Prentice Hall, 3rd edition, 1997.

Modesto, M., Ensinas, A. V., Nebra, S. A.. Sugar cane juice extraction systems comparison – mill versus diffuser. XVIII COBEM. 06 a 11 de Novembro de 2005 – Ouro Preto/MG.

Ogden, J.M., Hochgreb, S., and Hylton, M., 1990. "Steam economy and cogeneration in cane sugar factories", *International Sugar Journal*, 92(1099), pp. 131-143.

Pellegrini, L. F. Estudo da cogeração em ciclos combinados com gaseificação de bagaço de cana-de-açúcar. Trabalho de Formatura. EPUSP. 2003.

Pellegrini, L. F. Relatório de visita técnica à usina Iracema. Verificação do Balanço térmico e verificação dos consumos das utilidades. 2004.

Pellegrini, L. F., Oliveira Jr., S. . “A Chemical Equilibrium Model for Biomass Gasification” XVIII COBEM. 06 a 11 de Novembro de 2005 – Ouro Preto/MG. CD-ROM.

Pellegrini, L. F., Oliveira Jr., S. . “Exergy Analysis of Sugarcane Bagasse Gaseification”. 18th International Conference on Efficiency, Costs, Optimization, Simulation and Environmental Impacts of Energy Systems (ECOS 2005), Trondheim, Noruega, 20-22 June, 2005, Vol. 1, pp.393-400. ISBN 82-519-2041-8.

Pellegrini, L. F., Zanetti, A. A., Zamboni, L. M., Oliveira Jr., S., Tribess, A.. “Integration of BIGCC based-systems to sugarcane mills” XVIII COBEM. 06 a 11 de Novembro de 2005 – Ouro Preto/MG.

PETROBRAS. Petróleo Brasileiro S. A. <http://www.petrobras.com.br>, acessado em Abril de 2005.

Rodrigues, M., Walter, A., Faaij, A. Co-firing of natural gás and Biomass gás in biomass integrated/combined cycles systems. Energy., Vol. 28, pp 1115 – 1131. 2003.

Vian, C. E. F. Agroindústria Canavieira: estratégias competitivas e modernização. Campinas, SP. Editora Átomo, 2003. 216 p.

Walter, A. C. S., Viabilidade e Perspectivas da Cogeração e da Geração Termoelétrica Junto ao Setor Sucroalcooleiro, UNICAMP (Tese de Doutorado). 1994.

Zamboni, L.M., Pellegrini, L.F., Tribess, A. and Oliveira Jr., S., “Comparative Evaluation of Natural Gas and Sugarcane Bagasse Based Cogeneration Systems”, Proceedings of 18th International Conference on Efficiency, Cost, Optimization, Simulation and Environmental Impact of Energy Systems, Vol. II, pp. 1105-1112, 2005.

Zanetti, A. A., Oliveira Jr., S., Pellegrini, L. F. “Avaliação de desempenho exergético de planta de utilidades de usinas de açúcar e álcool”. Evento: Simpósio Internacional de Iniciação Científica da Universidade de São Paulo (SIICUSP). São Paulo. 2004.

Zanetti, A. A., Oliveira Jr., S., Pellegrini, L. F. “Avaliação comparativa de desempenho exergético de plantas de utilidades de usinas de açúcar e álcool”. V Sudeste PET 2005. 22 a 24 de Abril de 2005 – Vitória/ES.

Zanetti, A. A., Oliveira Jr., S., Pellegrini, L. F.. “O uso do gás natural na integração térmica de ciclos BIGCC à usinas sucroalcooleiras”. XII CREEM. 22 a 26 de Agosto de 2005 – Ilha Solteira/SP.