

ANÁLISE TERMOECONÔMICA DO SISTEMA DE COGERAÇÃO DE UMA USINA DE AÇÚCAR E ÁLCOOL BRASILEIRA

Eduardo R. Barreda del campo

Centro de Estudios de Eficiencia Energética, Universidad de Oriente

Avenida de las Americas s.n entre I y k sueño, Santiago de Cuba, Cuba

Silvia A. Nebra de Pérez

Universidade Estadual de Campinas, Departamento de Energia

CX. P. 6122, cep:13083-970- Campinas, SP, Brasil, e-mail: sanebra@fem.unicamp.br

***Resumo.** As usinas de açúcar e álcool brasileiras têm empregado a cogeração durante décadas, para produzir eletricidade para consumo interno. Só uma quantidade pequena de eletricidade é entregue à rede, a qual é alimentada fundamentalmente por hidrelétricas. Recentemente diferentes fatores fizeram desta alternativa não só atrativa como necessária. A usina Vale do Rosário, cujo sistema de cogeração é o objeto de estudo deste trabalho, é uma das poucas usinas de açúcar que atualmente entrega eletricidade à rede, em forma constante. Para as safras 96 e 97 analisadas, o sistema têm uma potência instalada de 20 MW, vendendo à rede 4 MW. Entre os objetivos do trabalho esteve determinar os custos da potência e o calor fornecido ao processo pelo sistema de cogeração e fornecer informações sobre quais decisões de operação deveriam ser tomadas. Dados reais estiveram disponíveis e foram usados no decorrer da análise. Devido à insuficiente instrumentação, foi necessário simular a planta com o objetivo de inferir alguns parâmetros operacionais dos equipamentos, com a ajuda das informações fornecidas pelos produtores. Foi empregado o software de simulação IPSE, realizando-se uma avaliação termoeconômica para as safras estudadas. Em cada unidade foi calculada a eficiência e a destruição de exergia, assim como os custos exergéticos, como é definido na Teoria do Custo Exergético. A importância da melhoria da eficiência na geração e utilização do vapor foi analisada.*

***Palavras-chave:** Cogeração, Termoeconomia, Usina de açúcar e álcool, Exergia*

1. INTRODUÇÃO

A cogeração é uma tecnologia bem conhecida desde o século passado, sendo muito difundida na Europa e os estados Unidos através dos sistemas de aquecimento distrital e redes de calor respetivamente (Walter et.al, 1997). No decorrer dos anos, esta tecnologia teve momentos de auge e de esquecimento, estando sempre estes períodos relacionados com as crises do petróleo. Sua aplicação é característica em sistemas que demandam grandes quantidades de vapor para o processo, pelo que esta tecnologia esta difundida na indústria química, cimento, metalúrgica, alimentos, etc. A cogeração, quando aplicada a processos que utilizam como combustível um subproduto do mesmo e cujo preço é menor que os combustíveis derivados do petróleo, torna-se muito mais atrativa e competitiva, como nos casos da indústria do papel e celulose e a indústria açucareira, esta última objeto deste estudo.

Desde o surgimento dos primeiros sistemas e processos térmicos, o homem empenhou-se no melhoramento e a otimização deles, visando sempre máxima eficiência e economia dos recursos energéticos. Nessa direção, a técnica tradicional empregada na avaliação termodinâmica dos sistemas baseada na primeira lei da termodinâmica, seguida posteriormente de uma análise econômica. Até que em 1932, Keenan propôs que a locação de custos nas análises devia ser baseada na energia disponível (exergia),(Gaggioli,1983) . Este primeiro passo originou varias metodologias para a avaliação dos processos térmicos, as quais relacionavam as irreversibilidades de um equipamento isolado com os restantes, através do conceito de custo exergetico. Paralelamente conjugaram-se as análises econômica e termodinâmica, relacionando-se o custo exergetico com os custos monetários dando origem a um conjunto de metodologias às quais se denominou Termoeconomia, e da qual a Teoria do Custo Exergetico(Lozano e Valero, 1993) forma parte, será esta a ferramenta utilizada para a avaliação do sistema de cogeração da usina. A mesma metodologia foi empregada num estudo anterior a respeito de uma usina açucareira cubana (Barreda et al., 1998)

2 BREVE DESCRIÇÃO DA INSTALAÇÃO

A usina Vale do Rosário encontra-se no município de Morro Agudo, estado de São Paulo. Tem uma capacidade de moagem de 1000 t/h de cana. O sistema de cogeração é constituído pelos subsistemas de : geração de vapor, energia elétrica, energia mecânica (moendas) e de condensado e água de reposição.

Geração de vapor. A geração de vapor possui sete caldeiras. Cinco delas, consideradas de media pressão (2,1 MPa , 280 °C) e que alimentam as turbo moendas e turbobombas do sistema de media pressão, fornecem a maior quantidade de vapor para processo, assim como para outros consumidores externos ao sistema de cogeração. As outras duas caldeiras, consideradas de alta pressão (4.4 MPa , 430 °C), são destinadas a fornecer vapor para o sistema de geração de energia elétrica. Para os cálculos, a eficiência global destas caldeiras foi adotada como 77 %, todas as caldeiras são de queima em suspensão, o bagaço é queimado com 50 % de umidade e as extrações continuas das caldeiras foram fixadas em 2,5 % para as de alta pressão e 3 % para as de baixa, do vapor superaquecido que elas produzem.

Sistema de Moenda. A usina possui três sistemas, dois deles com seis moendas cada um, e um difusor, os três contam com sistema de preparo de cana formados por picadoras, niveladoras e desfibradoras, o difusor têm um sistema a mais para eliminar parte da água contida no bagaço, chamado de rolo desaguador. Em todo o sistema de preparo de cana assim como nas moendas, as turbinas funcionam com parâmetros do vapor na entrada de 2,0 MPa e 260 °C e de 0,15 MPa na saída.

Sistema de Bombeamento. Tanto o sistema de alta pressão como o sistema de meia, possuem dois turbobombas e dois motobombas, sendo que as últimas só funcionam no caso que as primeiras estejam inoperantes. Estas funcionam com os níveis de pressão de saída das caldeiras dos respectivos subsistemas.

Turbogeradores. O sistema de geração de eletricidade é formado por cinco turbogeradores de 4 MW cada um, tendo-se uma capacidade instalada de 20 MW. Com essa capacidade, a usina não somente é capaz de satisfazer a demanda interna, como também pode vender o excedente de sua produção, em torno de 4 MW, esta situação é válida para as safras de 96 e 97, já na safra de 98 foi agregado ao sistema um turbogerador de 12 MW, passando a potência instalada para 32 MW. Isto foi feito para cumprir um contrato de venda de 15 MW para esta safra, com a CPFL.

Os turbogeradores são alimentados exclusivamente pelas caldeiras de alta pressão, pelo que as condições de entrada do vapor nos mesmos é de 4,4 MPa e 387,50 °C, sendo o escape ao nível de utilização do processo, de 0,15 MPa.

Válvulas redutoras. No sistema existem seis válvulas redutoras de pressão, com o objetivo de uma maior maniobrabilidade assim como uma maior flexibilidade operacional do sistema de distribuição de vapor e para abastecer as necessidades dos consumidores. Duas destas válvulas encontram-se no Tandem 1 e no difusor, as quais reduzem a pressão de 2,059 MPa (man) para 0,147 MPa (man), fornecendo vapor de baixa pressão para o processo, as outras três válvulas estão relacionadas com os diferentes consumidores, uma delas reduz de 2,059 MPa (man) para 1,667 MPa (man) para fornecer vapor para o hidrolizador de bagaço, e as outras duas de 2,059 MPa (man) para 0,9807 MPa (man) para o consumo de vapor das secadoras de açúcar, centrifugas e para o secador de levedura. Além destas válvulas existe uma válvula de alívio para expulsar à atmosfera a quantidade de vapor excedente que o sistema não é capaz de consumir.

Consumidores de Vapor. Além dos turbogeradores, das turbomoendas e do processo, no sistema existem outros consumidores de vapor. Nos mesmos não são medidas diretamente as quantidades de vapor que consomem, o dado disponível é o consumo que o fabricante fornece, por quantidade de produto processado:

Tabela 1 Consumidores externos de vapor

Hidrolizador	Levedura termolizada	Secador de Levedura	Centrifugas	Secadores de açúcar	Cozedor a vácuo
0,1 kg _v /kg de bagaço	0,2 kg _v /kg de levedura termolizada	7 x 10 ³ de kg _v / ton de levedura.	1 kg _v /5 kg de açúcar.	1,848 kg _v /50 kg de açúcar	não há dados

Sistema de Condensado e água de reposição. O condensado de alta pressão é formado pelo condensado proveniente do vapor consumido pelos pré-evaporadores . O condensado do sistema de média pressão é formado pelo condensado do *vapor vegetal* produzido no pré-evaporador, tendo em conta que a produção deste ultimo é um kg de *vapor vegetal* por um kg de vapor utilizado no pré-evaporador, tendo uma metodologia para a determinação do vapor consumido no pré-evaporador, o sistema de condensado da parte de alta e média pressão fica determinado.

Em relação à água de reposição, a parte de alta pressão possui um tanque de água desmineralizada com um tratamento químico mais rigoroso que no caso do sistema de media pressão, onde a água têm um tratamento mais leve, chamando-se água branda. Em ambos os sistemas, tanto à água de reposição como o condensado são introduzidos ao sistema através do desaerador o qual tem um consumo adicional de vapor para provocar a separação do oxigênio da água. Mais informação em relação às características do sistema podem ser encontradas em (Barreda et al, 1998).

3 SIMULAÇÃO DO SISTEMA

Para a simulação do sistema primeiramente foi feito um levantamento dos dados que poderiam ser medidos o estariam disponíveis e outros que poderiam ser assumidos, para cada uma das safras. Para as safras de 96 e 97 dispunha-se dos fluxos de vapor produzidos por cada uma das caldeiras, e a potência elétrica produzida total na safra, além disso, foram calculados os consumos de vapor de cada tandem e sistema de preparo das moendas e difusor, baseado

nas características que o fabricante destes equipamentos fornece de potência consumida por tonelada de cana moída. Como é conhecida a quantidade de cana processada por cada tanden e difusor, assim como os parâmetros do vapor na entrada e saída destes equipamentos, determinou-se o consumo específico em função de sua eficiência e finalmente o consumo de vapor de cada sistema de moagem.

A quantidade de condensado que retorna do sistema é determinada através de uma metodologia utilizada na usina, mediante a determinação do consumo de vapor do pré- evaporador, a partir de análises de laboratório realizados na fábrica. O consumo de vapor dos consumidores externos é determinado em função do consumo específico (Tab. 1). Varias eficiências foram assumidas, a partir de dados obtidos na própria usina e da literatura, as eficiências das caldeiras, 77 %, dos redutores, 95 %, mecânica dos moinhos e sistema de preparo do difusor, 98 %, nos turbogeradores a eficiência elétrica do gerador, a mecânica do gerador e a mecânica da turbina, 95 %, 97 % e 96 % respectivamente, nas turbobombas a de baixa, 99 % e de alta, 96 %, as eficiências mecânicas das turbinas de alta, 99 % e de baixa, 96 %, de bombeamento, 70 %.

Com todos estes dados procedeu-se à simulação do sistema com o objetivo de determinar as propriedades termodinâmicas dos fluxos e a realização dos balanços de massa e energia. O sistema foi dividido em dois, sistema de alta e baixa pressão, no sistema de alta que compreendia as caldeiras de alta e os turbogeradores assim como as turbobombas, eram conhecidas a produção de potência elétrica, a produção de vapor de cada uma das caldeiras de alta, assim como a quantidade de condensado que retornava do sistema. O consumo de vapor da turbobomba de alta ficaria em função do fluxo de água a ser impulsionado por ela. Depois de varias tentativas, o balanço fechou, no mesmo foram levadas em conta ademais as extrações contínuas das caldeiras e o fluxo de vapor que é incorporado ao sistema através dos desuperaquecedores. Para a parte de baixa ocorreu da mesma forma só que foi levado em conta que existiam consumidores de vapor superaquecido e vapor saturado.

Nas safras 96 e 97 foi passado vapor através de válvulas redutoras, na safra 97 também estava-se jogando à atmosfera uma quantidade de vapor. Como se fez referência anteriormente, os resultados da simulação foram os balanços de massa e energia, assim como a determinação de todas as propriedades termodinâmicas dos fluxos da planta. Na simulação foram determinadas as propriedades dos 164 fluxos que conformavam a chamada estrutura física da planta (Barreda et al., 1998 a).

4 TERMOECONOMIA

Para a avaliação termoeconômica foi reduzido o número de fluxos, passa-se então da estrutura física para a estrutura produtiva, na qual são representados por volumes de controle os equipamentos ou grupos de equipamentos e os fluxos principais dos sistemas dos quais interessa conhecer os custos. Nas safras 96 e 97 a estrutura produtiva é a mesma, representada na figura 1. A estrutura produtiva estará determinada por 36 volumes de controle e 89 fluxos.

Para a avaliação termoeconômica foi feito um levantamento de custos de cada um dos equipamentos presentes no sistema, muitos destes valores encontravam-se em cruzeiros e referem-se a equipamentos adquiridos em diferentes datas, pelo que foi necessário fazer as correções necessárias, levando os custos a dólares de janeiro de 1998. Para fazer estas atualizações e correções econômicas foram utilizados os coeficientes reportados na revista *Cojuntura Econômica*, junho 1998. Uma vez conhecidos os custos de cada um dos equipamentos e atualizados seus preços para janeiro de 1998, foram estabelecidas as bases desses cálculos econômicos, definindo-se uma taxa de juros do 12 % e uma amortização de 15

anos. Além destas definições foi considerado o custo de operação e manutenção de cada equipamento como 5 % do custo do mesmo, por ano.

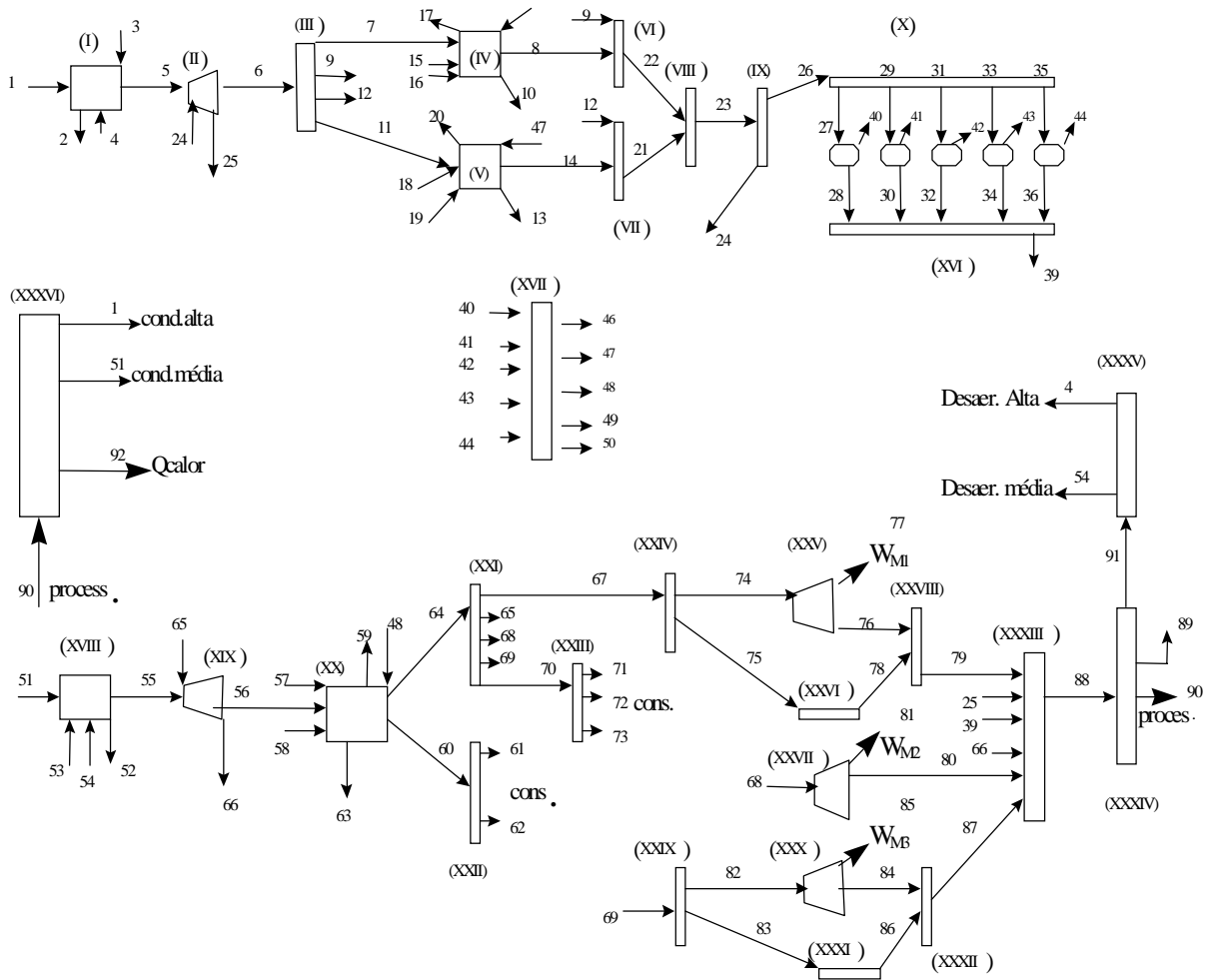


Figura 1 Estrutura Produtiva para as safras 96 e 97

Para a realização dos cálculos monetários, o vetor de valoração externa necessita ser expresso em unidades monetárias por segundo. Para tanto é necessário fazer o cálculo das anuidades dos equipamentos. Para levar este valor anual a um valor por segundo foi considerado o tempo real de funcionamento da planta durante o ano. Para as safras de 96 e 97 este tempo foi de 229 e 245 dias respectivamente.

Na Tab. 2 são indicados os equipamentos incluídos em cada um dos volumes de controle da figura 1. São também indicados nesta tabela., em termos de sua exergia, os fluxos que foram considerados insumos, (*fueles*), produtos e perdas em cada um deles. Sendo esta classificação básica para a aplicação da metodologia econômica de avaliação de custos.

Tabela 2 Conteúdo dos volumes de controle e classificação dos fluxos para as safras 96 e 97

Volume de controle	elemento subsistema	Fuel (F)	Produto (P)	Perda(L)
I	Flash e Desaereador	$B_1+B_4+B_3$	B_5	B_2
II	Turbobomba de alta	$B_{24}-B_{25}$	B_6-B_5	-
III	Bifurcação	B_6	$B_7+B_9+B_{11}+B_{12}$	-
IV	Caldeira de Alta I	$W_{E46}+B_{15}+B_{16}$	B_8-B_7	$B_{17}+B_{10}$
V	Caldeira de Alta II	$W_{E47}+B_{18}+B_{19}$	$B_{14}-B_{11}$	$B_{13}+B_{20}$
VI	Desuperaquecedor I	B_8+B_9	B_{22}	-
VII	Desuperaquecedor II	$B_{12}+B_{14}$	B_{21}	-
VIII	Junção	$B_{21}+B_{22}$	B_{23}	-
IX	Bifurcação	B_{23}	$B_{26}+B_{24}$	-
X	Bifurcação	B_{26}	$B_{27}+B_{29}+B_{31}+B_{33}+B_{35}$	-
XI	Turbogerador I	$B_{27}-B_{28}$	W_{E40}	-
XII	Turbogerador II	$B_{29}-B_{30}$	W_{E41}	-
XIII	Turbogerador III	$B_{31}-B_{32}$	W_{E42}	-
XIV	Turbogerador IV	$B_{33}-B_{34}$	W_{E43}	-
XV	Turbogerador V	$B_{35}-B_{36}$	W_{E44}	-
XVI	Junção	$B_{28}+B_{30}+B_{32}+$ $B_{34}+B_{36}$	B_{39}	-
XVII	Junção-Bifurcação	$W_{E40}+W_{E41}+$ $W_{E42}+W_{E43}+W_{E44}$	$W_{E46}+W_{E47}+$ $W_{E48}+W_{E49}+W_{E50}$	-
XVIII	Flash e Desaereador	$B_{51}+B_{53}+B_{54}$	B_{55}	B_{52}
XIX	Turbobomba de baixa	$B_{65}-B_{66}$	$B_{56}-B_{55}$	-
XX	Caldeiras de baixa	$W_{E48}+B_{57}+B_{58}$	$B_{60}+B_{64}-B_{56}$	$B_{59}+B_{63}$
XXI	Bifurcação	B_{64}	$B_{65}+B_{67}+B_{68}+B_{69}+B_{70}$	-
XXII	Bifurcação (uma válvula)	B_{60}	$B_{61}+B_{62}$	-
XXIII	Bifurcação(duas válvulas)	B_{70}	$B_{71}+B_{72}+B_{73}$	-
XXIV	Bifurcação	B_{67}	$B_{74}+B_{75}$	-
XXV	Tanden I	$B_{74}-B_{76}$	W_{M1}	-
XXVI	Válvula Redutora I	B_{75}	B_{78}	-
XXVII	Tanden II	$B_{68}-B_{80}$	W_{M2}	-
XXVIII	Junção	$B_{76}+B_{78}$	B_{79}	-
XXIX	Bifurcação	B_{69}	$B_{82}+B_{83}$	-
XXX	Preparo do Difusor	$B_{82}-B_{84}$	W_{M3}	-
XXXI	Válvula Redutora II	B_{83}	B_{86}	-
XXXII	Junção	$B_{84}+B_{86}$	B_{87}	-
XXXIII	Junção	$B_{25}+B_{39}+B_{66}+$ $B_{79}+B_{80}+B_{87}$	B_{88}	-
XXXIV	Bifurcação	B_{88}	$B_{90}+B_{91}$	B_{89}
XXXV	Bifurcação	B_{91}	B_4+B_{54}	-
XXXVI	Bifurcação(representa o processo)	B_{90}	$B_1+B_{51}+B_{Q92}$	-

5 RESULTADOS DA ANÁLISE TERMOECONÔMICA

Todos os cálculos para a safra 96 foram feitos para eficiência das caldeiras de 77 % e preço do bagaço de 8 US\$/t, e a água de reposição de 0,20 US\$/kg s. A continuação são apresentados os resultados para os fluxos mais importantes do sistema na tabela 3.

Um aspecto a ser destacado nestes primeiros resultados são os valores elevados do custo exergético unitário da potência mecânica produzida nas turbomoendas dos tandens I e II, e no sistema de preparo do difusor, isto deve-se principalmente ao baixo valor da eficiência destes

equipamentos, ao redor de 42 % (Barreda et al., 1998 b). Nas quarta e quinta colunas da Tab. 3 são apresentados os custos totais dos fluxos, enquanto que na sexta e sétima colunas são apresentados os custos que incluem somente os insumos externos da planta (bagaço e água de reposição). Nota-se que essa parcela não é desprezível. Para a potência elétrica gerada, seu valor está em torno de 36 % do custo total, já para as potências mecânicas, é da ordem de 47 %. O valor mais alto é obtido para o calor cedido no processo, onde essa parcela chega a 63 %. Estes valores ressaltam a importância da eficiência das caldeiras, que está muito ligada ao consumo dos insumos energéticos.

Tabela 3 Resultados da avaliação termoeconômica para os fluxos mais importantes (safra96)

<i>fluxos</i>	No	K	US\$/T	US\$/MWh	US\$/T (Insumos)	US\$/MWh (Insumos)
fluxo água alimentação de alta	1	5,30	0,258		0,162	
potência elé. gerada turbogerador I	40	6,32		44,917		17,846
potência elé. gerada turbogerador II	41	6,32		49,006		17,846
potência elé. gerada turbogerador III	42	6,32		49,006		17,846
potência elé. gerada turbogerador IV	43	6,32		49,006		17,846
potência elé. gerada turbogerador V	44	6,32		48,994		17,846
potência elé. consumida nas caldeiras	46	6,32		48,185		17,846
potência elé. vendida consum. externo	49	6,32		48,186		17,846
potência elet. consumo interno(processo)	50	6,32		48,185		17,846
fluxo água alimentação de baixa	51	5,30	0,254		0,160	
potência mecânica produzida tandem I	77	11,16		75,629		32,128
potência mecânica produzida tandem II	81	11,16		69,398		32,128
potência mecânica produzida no difusor	85	11,16		58,096		32,126
fluxo vapor atmosfera (perdas)	89	0	0			0,0
fluxo de vapor ao processo	90	5,30	4,24			2,671
fluxo de vapor divisor do desaereador	91	5,30	4,24			2,671
Fluxo de calor ao processo	92	5,30		24,103		15,183

O valor do fluxo 89 nesta safra têm custo zero, já que não foi ejetado vapor à atmosfera. Como para a safra de 1996, na de 1997 também foram calculados os custos exergéticos unitários e custos monetários, determinando-se também que parcela do custo total dos fluxos é devida aos insumos externos. Esses cálculos foram feitos para as mesmas condições de eficiência das caldeiras e de preço do bagaço considerados na safra 96. A safra de 1997 diferencia-se da anterior pois há um fluxo de vapor sendo ejetado na atmosfera (fluxo 89).

Como no caso anterior os valores mais elevados do custo exergético unitário são representados pela potência mecânica gerada nas turbomoendas e sistema de preparo do difusor, seguidos pela potência elétrica gerada. A diferença existente no custo monetário da energia elétrica gerada no turbogerador I é devida a que o custo deste equipamento é inferior ao dos demais. Quando são considerados apenas os custos dos insumos externos, constata-se que o custo obtido para esse turbogerador é igual ao dos demais (a eficiência termodinâmica de todos eles foi considerada igual).

Em relação às parcelas do combustível, o valor correspondente aos turbogeradores ficou ao redor de 40,7 %, para a potência mecânica, 50 %, e para o fluxo de vapor de processo, em torno de 68 %. Deve-se recordar que nesta safra houve uma perda de vapor para o ambiente, este fato penaliza principalmente o custo do vapor que está sendo enviado ao processo, devido ao método adotado neste trabalho para a distribuição dos custos.

Tabela 4 Resultados da avaliação para a safra 1997

<i>fluxos</i>	No	K	US\$/T	US\$/MWh	US\$/T (Insumos)	US\$/MWh (Insumos)
fluxo água alimentação de alta	1	5,57	0,254		0,170	
potência elét. gerada turbogerador I	40	6,38		41,153		17,928
potência elét. gerada turbogerador II	41	6,38		44,671		17,928
potência elét. gerada turbogerador III	42	6,38		44,671		17,928
potência elét. gerada turbogerador IV	43	6,38		44,671		17,928
potência elét. gerada turbogerador V	44	6,38		44,672		17,928
potência elét. consumida nas caldeiras	46	6,38		43,968		17,928
potência elét. vendida consum. externo	49	6,38		43,968		17,928
potência elet. consumo interno(processo)	50	6,38		43,967		17,929
fluxo água alimentação de baixa	51	5,56	0,252		0,169	
potência mecânica produzida tandem I	77	11,20		73,987		32,161
potência mecânica produzida tandem II	81	11,20		65,279		33,160
potência mecânica produzida no difusor	85	11,20		54,424		32,161
fluxo vapor atmosfera (perdas)	89	0,00	0,000		0,000	
fluxo de vapor ao processo	90	5,57	4,201		2,813	
fluxo de vapor divisor do desaereador	91	5,57	4,201		2,813	
Fluxo de calor ao processo	92	5,57		23,746		15,90

Outros trabalhos realizando na análise termoeconômica visando os mesmos objetivos, aplicando a Teoria do Custo Exergético e utilizando como repartição de custo o método das extrações, como o empregado neste trabalho chegam a valores de custo da energia elétrica produzida de 35,64 e 34 US\$/MWh e do vapor a processo de 25 e 20 US\$/MWh respectivamente, sendo que estes valores dependem das diferentes configurações analisadas e os critérios adotados na análise econômica(Coelho et al, 1997). Neste trabalho esses valores são maiores (Tab. 3 e 4), já que a análise esta sendo feita como se o sistema fosse a ser montado como novo. No entanto, Vertiola e Oliveira Jr, 1995, reportam valores mais próximos aos deste trabalho: 39,87 e 43,71 US\$/MWh para cada um dos turbogeradores da planta; sendo os custos do vapor de 23,33 a 25,84 US\$/MWh.

6 CONCLUSÕES

6.1 Conclusões Específicas: Safras 96 e 97

Existe uma pequena variação nos custos exergéticos unitários (K) dos principais fluxos do sistema entre as safras 96 e 97, devido a que na safra 97 esta sendo jogado à atmosfera uma certa quantidade de vapor (fluxo 89),(8,86 T/h), como esse fluxo tem um custo e não esta sendo usado, isso provoca que os restantes fluxos do sistema sofram um aumento em seus custos, como por exemplo o fluxo de vapor utilizado no processo(fluxo 92), o fluxo de condensado de alta (fluxo 1), o fluxo de condensado de baixa(51) variaram de 5,30 na safra de 96 para 5,47 na safra 97.

O custo unitário da energia elétrica gerada assim como seu custo monetário na safra 96 (6,32),(48,185 US\$/MWh) é maior que na safra 97 (6,37),(43,932 US\$/MWh),devido a que nesta última foi produzida mais energia elétrica, com os mesmos equipamentos.

Em ambas as safras destaca-se o valor alto do custo da potência mecânica devido fundamentalmente à baixa eficiência das turbinas das moendas (42 %). Entre as duas safras existe uma pequena diferenca no valor desta potência mecânica(para a safra 96, no tandem I:

75,6US\$/MWh, tanden II: 69,4 US\$/MWh e difusor : 58,1 US\$/MWh) na safra 97(tanden I: 73,9 US\$/MWh, tandenII: 65,3 US\$/MWh e difusor: 54,4 US\$/MWh).

Em ambas as safras o custo da energia elétrica gerada no turbogerador I é menor que nos outros turbogeradores, para a safra de 96 essa diferença é de 8,3 % e para a safra de 97 de 7,9% devido a que o preço deste turbogerador é menor que o dos outros. Quando a avaliação é feita só considerando o preço do combustível e não é tido em conta o preço dos equipamentos (turbogeradores) o custo da energia elétrica fica igual em todos os turbogeradores.

A consequência de passar vapor a través das válvulas reductoras de pressão faz aumentar o custo exergetico unitário do vapor em aproximadamente um 30 %, em termos monetários (US\$/T), esta diferença é menor. Estes aumentos são devidos ao caráter estritamente irreversível do processo de estrangulamento.

Ao fazer uma avaliação de que parte do custo dos fluxos do sistema é devido ao preço do combustível, vê-se que no caso da energia elétrica gerada é de 37%(safra 96) e 41 % (safra 97), o que leva a uma reflexão sobre a importância do preço do bagaço no custo dessa energia e conseqüentemente da eficiência das caldeiras . Para a energia mecânica esses porcentagens no caso da safra de 96 são Tanden I: 42,5 %, Tanden II: 46,3 %, difusor: 55,3 % e para o vapor de processo 63 %, na safra 97 , Tanden I: 43,5 %,Tanden II: 49,3 %, difusor: 59 %, e o vapor de processo de 67 %.

Até o momento o custo do fluxo 89 era repassado ao fluxo de vapor para processo. Porém, calculando o custo deste fluxo em separado ele tem um valor de 3,372 US\$/t, para um custo do bagaço de 8 US\$/t, considerando esta perda durante o período de safra a mesma chega aproximadamente a 145.000,00US\$.

6.2 Conclusões Gerais do Trabalho.

A base de valoração do método utilizado é a exergia dos fluxos, isto faz com que os resultados deste trabalho possam divergir bastante de outros, com base na energia dos fluxos. Ao ser o conceito de exergia ligado ao de “trabalho útil” considera-se válido adotá-lo como base na valoração de custos num sistema que produz potência elétrica e mecânica. Os resultados obtidos mostram a adequação do uso deste conceito.

O método empregado na análise termoeconômica (Teoria do Custo Exergetico) comportou-se plenamente adequado para os objetivos traçados no trabalho.

O análise Termoeconômico brindou a possibilidade de acompanhar a formação de cada um dos custos dos fluxos, na sua passagem ou formação em cada um dos equipamentos da planta, revelando em quais deles a incidência é maior na elevação dos custos, por exemplo no caso dos custos da potência mecânica produzida nos Tandens e sistema de preparo do Difusor, evidenciado pelas irreversibilidades destes equipamentos, consequência de suas baixas eficiências.

A aplicação do método mostrou a importância de definir com clareza qual é o único produto para cada volume de controle, devido a que os resultados obtidos serão uma consequência dessa definição, já que se estará repassando o custo das irreversibilidades ao produto desse equipamento.

Agradecimentos

Os autores deste trabalho agradecem o apoio do Prof. Dr. Jorge Isaías Llagostera Beltrán, do Eng. Jorge Allolio, da Usina Vale do Rosário, de CAPES e CNPq.

REFERÊNCIAS

Barreda del Campo, E. R.; Cerqueira, S.A.A. da G. And Nebra, S.A.; 1998a , "Thermoeconomic Analysis of Cuban Sugar Cane Mill", Energy Convers. Mgmt., V.39, No 16 -18, p 1773 - 1780.

Barreda del Campo.; Nebra, S.A.; Bordonal, A.F. e Roxo, R.; 1998b "Análise Energética e Exergética do Sistema de Cogeração da Usina "Vale do Rosário", VII ENCIT; Rio de Janeiro, RJ, Brasil (Novembro, 1998)

Barreda del campo, E. R. 1999, "Avaliação termoeconômica do Sistema de Cogeração da Usina Vale do Rosário" Tese de Doutorado, UNICAMP, Maio, 1999.

Coelho, S.T., Oliveira, J.S., Zylbersztajn, D. "Análise Termoeconômica da Cogeração de Eletricidade a Partir do Bagaço de Cana em uma Usina". COBEM '97

Lozano, M.A. and Valero, A. ; 1993, "Theory of the Exergetic Cost", Energy, Vol. 18, No 9, pp 939 - 960

Gaggioli, R.A (Editor), " Efficiency and Costing: Second Law Analysis of Process" ; ACS Symposium Series, No 235, 1983; Caps. 13, 14, 15 e 16.

Vertiola, S.R. and Oliveira, S. Jr., 1995, Proceedings of ECOS'95, Istanbul, Turquia, pp 231 - 236

Walter, A., Llagostera, J.I, Gallo, W.R "Cogeração" Departamento de energia, faculdade de engenharia mecânica, Universidade Estadual de Campinas - UNICAMP. 171 pp, 1997.

THERMOECONOMIC ANALYSIS OF THE COGENERATION SYSTEM OF A BRAZILIAN ALCOHOL AND SUGAR CANE MILL

Abstract. *Brazilian alcohol and sugar cane mills have employed cogeneration for decades to produce electricity for internal consumption. Only an insignificant amount of electricity is sold to the grid, which is fed mainly by hydroelectricity. Recently, though, several factors have combined to make this alternative not only attractive but necessary. "Usina Vale do Rosário", whose cogeneration system is subject to study in this work, is one of the few sugarcane mills currently selling electricity to grid, 4 MW for the mills of 1996 and 1997. The mill is committed to a steady growth in the amount of electricity sold. Modifications introduced in the plant in 1998, such as the acquisition of an additional turbine, have already allowed an increase from 20 to 32 MW in total generated electricity and from 4 to 15 MW in sold. Among the aims of the work were to determine the real costs of power and heat supplied by the cogeneration system and to supply information from which operational decisions could be taken. Real data were available and were used throughout the analysis. Due to insufficient instrumentation, it was necessary to simulate the plant in order to infer some operational parameters of equipment, with the help of information supplied by the manufacturers. The simulation software IPSE was employed. Thermoeconomic analysis were performed for the 1996 and 1997 crops. The efficiencies and the destruction of exergy in each unit was calculated, as well as the exergetic costs, as defined by the Theory of the Exergetic Cost, a commendable thermoeconomic methodology. The importance of high efficiencies of the steam generators is overwhelming. The low efficiencies of mechanical drivers increase the cost of mechanical power, compared to the cost of the generated electric power. The cost of the steam supplied to the distillery suggests the adoption of measures to reduce its consumption.*

Keywords: *Cogeneration, Thermoeconomics, Alcohol and sugar cane mill, Exergy.*