

O custo monetário de cada uma das correntes foi determinado de acordo com Lozano & Valero (1993). O custo de capital e operacional dos principais equipamentos foi obtido conforme Bejan *et al.* (1996).

Devido à falta de informações sobre os critérios de investimento da empresa, para se o calcular o custo monetário foi considerado um tempo de amortização de 10 anos e uma taxa de juros de 15 % ao ano, valores típicos de mercado.

Pode ser verificado na tabela 7 que todos os custos monetários dos fluxos da condição atual de operação são maiores que os custos da proposta de cogeração, isso é devido ao alto custo operacional da planta principalmente pela necessidade da compra de energia elétrica da concessionária. Pode ser verificado que o valor da energia elétrica a ser vendida para a concessionária tem que ser superior a 33,80 US\$/MWh, para que possa pagar os custos operacionais e de capital da planta de cogeração.

6. CONCLUSÕES

A análise termoeconômica auxilia a identificar os subsistemas onde ocorrem as maiores irreversibilidades, além de quantificá-las, o que contribui no projeto e na otimização operacional da planta.

Com a análise termoeconômica detalhada e a desagregação dos custos, alguns fluxos foram penalizados pelas irreversibilidades dos subsistemas por onde passaram para sua produção. Foi possível determinar o preço mínimo de venda da energia elétrica para a concessionária.

Os custos monetários dos fluxos da condição atual de operação se apresentaram maiores que os custos monetários da proposta de cogeração, o que indica que a planta proposta pode ser viável para a empresa estudada, considerando as condições de mercado assumidas.

REFERÊNCIAS

- Bejan, A., Tsatsaronis, G. and Moran, M., 1996, *Thermal Design and Optimization*, John Wiley, New York.
- Gallego, A. G., 1998, *Sistemas de refrigeração a partir da cogeração: Análise e simulação de propostas para o caso de cervejarias utilizando gás natural*, Dissertação de Mestrado, Universidade Metodista de Piracicaba (UNIMEP), Santa Bárbara d'Oeste, São Paulo, Brasil.
- Guarinello, F., Cerqueira, S. A. A. and Nebra S. A., 1998, *Thermoeconomic evaluation of a gas turbine cogeneration system*, Proceedings of the International Mechanical Engineering Congress & Exposition, November 15-20, Anaheim, California, USA. AES - Vol. 38, Proceedings of the ASME Advanced Energy Systems Division, pp. 151 - 156.
- Lozano, M. A. & Valero, A., 1993, *Theory of the exergetic cost*, Energy, vol.18, n.9, pp. 939-960.

controle analisado, o que contribui no aumento das irreversibilidades dos fluxos da proposta. No caso da condição atual de operação essas irreversibilidades estão externas ao volume de controle. Uma análise termoeconômica detalhada permite a determinação da distribuição de irreversibilidades na planta, possibilitando atuar sobre os subsistemas para a sua redução.

5. CUSTOS MONETÁRIOS

A resolução de um sistema de equações similar ao do custo exerético unitário, permitiu a determinação dos custos por unidade de tempo e de exergia de cada um dos fluxos (Tabela 7).

Tabela 7 – Custo Monetário dos fluxos da condição atual e da proposta de cogeração

| Nº Fluxo | Descrição dos Fluxos | Proposta de Cogeração | | Condição atual de Operação | |
|----------|--|--------------------------|-------------------------|----------------------------|-------------------------|
| | | Custo (US\$ / s) x10 - 3 | Custo (C) (US\$ / GJ) | Custo (US\$ / s) x10 - 3 | Custo (C) (US\$ / GJ) |
| 1 | Ar | 0 | 0 | 0 | 0 |
| 2 | Ar | 69 | 11 | ----- | ----- |
| 3 | Combustível: Gás Natural para a turbina / Óleo comb.p/ caldeira | 51 | 3 | 68 | 17 |
| 4 | Combustível: Gás Natural para a turbina / Óleo comb.p/ caldeira | 53 | 3 | 69 | 17 |
| 5 | Gases de Combustão | 126 | 7 | ----- | ----- |
| 6 | Potência para acionamento do compressor da turbina a gás | 60 | 31 (*) | ----- | ----- |
| 7 | Potência líquida fornecida pela a turbina | 37 | 31 (*) | ----- | ----- |
| 8 | Potência útil | 40 | 34 (*) | 42 | 60 (*) |
| 9 | Energia Vendida para a concessionária | 16 | 34 (*) | ----- | ----- |
| 10 | Potência requerida pelo Processo | 19 | 34 (*) | 35 | 62 (*) |
| 11 | Potência acionamento do compressor frigorífico (sol. alcoólica) | 1 | 34 (*) | 3 | 62 (*) |
| 12 | Potência acionamento do compressor frigorífico (água gelada) | 3 | 34 (*) | 5 | 62 (*) |
| 13 | Potência requerida p/ torre de resfriamento (sol. Alcoólica) | 0 | 34 (*) | 0,43 | 62 (*) |
| 14 | Potência requerida p/ compressor de gás natural | 1 | 34 (*) | 0,13 | 62 (*) |
| 15 | Potência requerida p/ bomba de circulação de água (caldeira) | 0 | 34 (*) | 0,13 | 62 (*) |
| 16 | Gases de Combustão | 39 | 7 | ----- | ----- |
| 17 | Combustível: Gás Natural para pós queima | 0 | 0 | ----- | ----- |
| 18 | Água de alimentação da caldeira de recuperação | 4 | 66 | 6 | 91 |
| 19 | Gases de Combustão | 0 | 0 | 0 | 0 |
| 20 | Vapor d'água (saída da caldeira) | 54 | 47 | 77 | 66 |
| 21 | Vapor d'água para processo no estado saturado | 53 | 47 | 75 | 66 |
| 22 | Vapor d'água para aquecimento do combustível | ----- | ----- | 1 | 66 |
| 24 | Vapor d'água para o desaerador | 1 | 47 | 2 | 66 |
| 25 | Líquido subresfriado (saída do Processo) | 2 | 47 | 3 | 66 |
| 26 | Líquido subresfriado (saída do sistema de aquecimento- combust.) | ----- | ----- | 0 | 66 |
| 28 | Líquido saturado (mistura das correstes) | ----- | ----- | 3 | 66 |
| 29 | Líquido saturado (água de reposição) | 0 | 0 | 0 | 0 |
| 30 | Água de alimentação da caldeira de recuperação(antes da bomba) | 4 | 65 | 6 | 89 |
| 31 | Descarga de Fundo da caldeira | 0 | 0 | 0 | 0 |
| 32 | Refrigeração-água a ser resfriada/utilizada no processo (ent máq) | 17 | 1423 | 16 | 1382 |
| 33 | Refrigeração-água a ser resfriada/utilizada no processo (said máq) | 26 | 791 | 27 | 829 |
| 34 | Refrigeração - circuito com sol. alcoólica (retorno do processo) | 20 | 161 | 21 | 174 |
| 35 | Refrigeração - circuito com sol. alcoólica (saída p/ o processo) | 27 | 161 | 30 | 174 |
| 36 | Energia elétrica - sistema de condensação (refrig. água gelada) | 0 | 34 (*) | 0 | 62 (*) |
| 37 | Calor para processo (Qv) | 50 | 47 | 71 | 66 |
| 38 | Calor retirado do Processo (Solução Alcoólica) (Qsol) | 8 | 161 | 8 | 174 |
| 39 | Água adicionada ao processo (Qgel) | 26 | 791 | 27 | 829 |
| 40 | Energia elétrica fornecida ao processo (W) | 19 | 34 (*) | 35 | 62 (*) |

(*) US\$/MWh

A última equação para solução do sistema de equações da proposta de cogeração foi obtida a partir da regra dos produtos, que considera que em um subsistema com mais de uma corrente de produtos, o custo exerético unitário é igual para todas as correntes.

$$k_6 = k_7 \quad (24)$$

O custo exerético foi determinado a partir da solução do sistema de equações apresentado acima. Os resultados são apresentados na “Tabela 6”.

Tabela 6 – Exergia e Custos exeréticos de todos os fluxos das duas propostas.

| Nº Fluxo | Descrição dos Fluxos | Proposta de Cogeração | | | Condição atual de Operação | | |
|----------|--|-----------------------|---------------------|--------------------------|----------------------------|---------------------|--------------------------|
| | | Exergia Ex | Custo Exerético Ex* | Custo Exerético Unitário | Exergia Ex | Custo Exerético Ex* | Custo Exerético Unitário |
| | | (kJ/s) | (kJ/s) | k | (kJ/s) | (kJ/s) | k |
| 1 | Ar | 0 | 0 | 0,00 | 0 | 0 | 0,00 |
| 2 | Ar | 6505 | 11766 | 1,81 | ----- | ----- | ----- |
| 3 | Combustível: Gás Natural para a turbina / Óleo comb.p/ caldeira | 15723 | 15723 | 1,00 | 4082 | 4082 | 1,00 |
| 4 | Combustível: Gás Natural para a turbina / Óleo comb.p/ caldeira | 15806 | 15876 | 1,00 | 4082 | 4131 | 1,01 |
| 5 | Gases de Combustão | 17388 | 27642 | 1,59 | ----- | ----- | ----- |
| 6 | Potência para acionamento do compressor da turbina a gás | 7075 | 11766 | 1,66 | ----- | ----- | ----- |
| 7 | Potência líquida fornecida pela a turbina | 4363 | 7256 | 1,66 | ----- | ----- | ----- |
| 8 | Potência útil | 4276 | 7256 | 1,70 | 2536 | 2536 | 1,00 |
| 9 | Energia Vendida para a concessionária | 1657 | 2812 | 1,70 | ----- | ----- | ----- |
| 10 | Potência requerida pelo Processo | 2028 | 3441 | 1,70 | 2028 | 2028 | 1,00 |
| 11 | Potência acionamento do compressor frigorífico (sol. alcoólica) | 152 | 258 | 1,70 | 152 | 152 | 1,00 |
| 12 | Potência acionamento do compressor frigorífico (água gelada) | 302 | 513 | 1,70 | 302 | 302 | 1,00 |
| 13 | Potência requerida p/ torre de resfriamento (sol. Alcoólica) | 25 | 42 | 1,70 | 25 | 25 | 1,00 |
| 14 | Potência requerida p/ compressor de gás natural | 90 | 153 | 1,70 | 7,5 | 7,5 | 1,00 |
| 15 | Potência requerida p/ bomba de circulação de água (caldeira) | 8 | 13 | 1,70 | 7,5 | 7,5 | 1,00 |
| 16 | Gases de Combustão | 5422 | 8620 | 1,59 | ----- | ----- | ----- |
| 17 | Combustível: Gás Natural para pós queima | 0 | 0 | 0,00 | ----- | ----- | ----- |
| 18 | Água de alimentação da caldeira de recuperação | 63 | 653 | 10,36 | 64 | 315 | 4,94 |
| 19 | Gases de Combustão | 830 | 0 | 0,00 | 440 | 0 | 0,00 |
| 20 | Vapor d'água (saída da caldeira) | 1161 | 9273 | 7,99 | 1172 | 4446 | 3,79 |
| 21 | Vapor d'água para processo no estado saturado | 1133 | 9051 | 7,99 | 1133 | 4296 | 3,79 |
| 22 | Vapor d'água para aquecimento do combustível | ----- | ----- | ----- | 12 | 44 | 3,79 |
| 24 | Vapor d'água para o desaerador | 28 | 222 | 7,99 | 28 | 106 | 3,79 |
| 25 | Líquido subresfriado (saída do Processo) | 52 | 418 | 7,99 | 52 | 198 | 3,79 |
| 26 | Líquido subresfriado (saída do sistema de aquecimento- combust.) | ----- | ----- | ----- | 1 | 3 | 3,79 |
| 28 | Líquido saturado (mistura das correstes) | ----- | ----- | ----- | 53 | 201 | 3,79 |
| 29 | Líquido saturado (água de reposição) | 0 | 0 | 1,00 | 0 | 0 | 1,00 |
| 30 | Água de alimentação da caldeira de recuperação(antes da bomba) | 62 | 640 | 10,31 | 63 | 307 | 4,90 |
| 31 | Descarga de Fundo da caldeira | 5 | 0 | 0,00 | 6 | 0 | 0,00 |
| 32 | Refrigeração-água a ser resfriada/utilizada no processo (ent máq) | 12 | 12 | 1,00 | 12 | 12 | 1,00 |
| 33 | Refrigeração-água a ser resfriada/utilizada no processo (said máq) | 33 | 550 | 16,78 | 33 | 329 | 10,03 |
| 34 | Refrigeração - circuito com sol. alcoólica (retorno do processo) | 122 | 758 | 6,19 | 122 | 446 | 3,65 |
| 35 | Refrigeração - circuito com sol. alcoólica (saída p/ o processo) | 171 | 1058 | 6,19 | 171 | 623 | 3,65 |
| 36 | Energia elétrica - sistema de condensação (refrig. água gelada) | 15 | 25 | 1,70 | 15 | 15 | 1,00 |
| 37 | Calor para processo | 1080 | 8633 | 7,99 | 1080 | 4097 | 3,79 |
| 38 | Calor retirado do Processo (Solução Alcoólica) | 48 | 300 | 6,19 | 48 | 177 | 3,65 |
| 39 | Água adicionada ao processo | 33 | 550 | 16,78 | 33 | 329 | 10,03 |
| 40 | Energia elétrica fornecida ao processo (kW) | 2028 | 3441 | 1,70 | 2028 | 2028 | 1,00 |

O método usado para determinação dos custos exeréticos unitários tem como característica adicionar a irreversibilidade do equipamento aos fluxos que passam por ele, logo, quanto mais equipamentos existam na planta mais irreversibilidades serão atribuídas aos fluxos. A proposta de cogeração possui o sistema de geração de energia dentro do volume de

compressão e aquecimento de combustível encontrado na condição atual de operação. Logo, as equações referentes ao custo exergético dos subsistemas foram 13 para a condição atual de operação e 16 para a proposta de cogeração.

$$(Ex_{22}^* - Ex_{26}^*) + Ex_{14}^* = (Ex_4^* - Ex_3^*) \quad (2)$$

As demais equações foram obtidas a partir do critério de distribuição de custos, onde todos os Insumos têm custo exergético unitário, e as perdas têm custo exergético nulo:

$$k_3 = 1 \quad (3)$$

$$k_{17} = 1^{(*)} \quad (4)$$

$$k_{29} = 1 \quad (5)$$

$$k_{32} = 1 \quad (6)$$

$$k_8 = 1^{(**)} \quad (7)$$

$$k_1 = 0 \quad (8)$$

$$k_{19} = 0 \quad (9)$$

$$k_{31} = 0 \quad (10)$$

Outro critério usado foi o de correntes de mesmo tipo têm o mesmo custo exergético unitário:

$$k_9 = k_{10}^{(*)} \quad (11)$$

$$k_{10} = k_{11} \quad (12)$$

$$k_{11} = k_{12} \quad (13)$$

$$k_{12} = k_{13} \quad (14)$$

$$k_{13} = k_{14} \quad (15)$$

$$k_{14} = k_{15} \quad (16)$$

$$h_{15} = h_{36} \quad (17)$$

$$k_{21} = k_{24} \quad (18)$$

$$k_{21} = k_{22}^{(**)} \quad (19)$$

Aplicando a regra dos Insumos, apresentada por Lozano & Valero (1993), em um subsistema o custo exergético unitário dos fluxos de saída devem ser iguais aos de entrada.

$$k_5 = k_{16}^{(*)} \quad (20)$$

$$k_{22} = k_{26}^{(**)} \quad (21)$$

$$k_{21} = k_{25} \quad (22)$$

$$k_{34} = k_{35} \quad (23)$$

(*) Equação só é aplicada para a proposta de cogeração.

(**) Equação só é aplicada para a condição atual de operação

Na tabela 5 estão presentes todos os subsistemas considerados na proposta de cogeração, definição de Insumos e Produtos, irreversibilidades e a eficiência racional de cada subsistema.

Tabela 5 – Insumos e Produtos para cada um dos subsistemas da proposta de cogeração

| N ° | Subsistemas | Insumo | Produto | Eficiência Racional | Irrevers. I = F - P | I / I total |
|-----|--|-----------------------|---|---------------------|---------------------|-------------|
| | | (F) (kJ/s) | (P) (kJ/s) | (%) | (kJ / s) | (%) |
| 1 | Compressor de ar da turbina (n = 85%) | Ex 6 + Ex 1 | Ex 2 | 92 | 570 | 5,24 |
| 2 | Compressor de gás natural (n = 95%) | Ex 14 | (Ex 4 - Ex3) | 92 | 7 | 0,06 |
| 3 | Camara de combustão | Ex 2 + Ex 4 | Ex 5 | 78 | 4923 | 45,21 |
| 4 | Turbina a gás (n = 92%) | (Ex 5 - Ex 16) | Ex 7 + Ex 6 | 96 | 527 | 4,84 |
| 5 | Gerador | Ex 7 | Ex 8 | 98 | 87 | 0,80 |
| 6 | Distribuidor de energia | Ex 8 | Ex 9 + Ex 10 + Ex 11 + Ex 12 + Ex 13 + Ex 14 + Ex 15 + Ex36 | 100 | 0 | 0,00 |
| 7 | Caldeira de recuperação | Ex 16 + Ex 17 | (Ex 20 - Ex 18) | 20 | 4325 | 39,72 |
| 8 | Distribuidor de vapor | Ex 20 | Ex 21 + Ex 24 | 100 | 0 | 0,00 |
| 9 | Processo (calor) | (Ex 21 - Ex 25) | Ex 37 | 100 | 0 | 0,00 |
| 10 | Processo (calor de refrigeração - sol. Alcool) | (Ex 35 - Ex34) | Ex 38 | 100 | 0 | 0,00 |
| 11 | Processo (calor de refrigeração - H2O gel) | Ex 33 | Ex 39 | 100 | 0 | 0,00 |
| 12 | Processo (energia elétrica) | Ex10 | Ex 40 | 100 | 0 | 0,00 |
| 13 | Chiller de compressão (água gelada) | Ex12 + Ex36 + Ex32 | Ex 33 | 10 | 296 | 2,72 |
| 14 | Chiller de compressão (sol. Alcool) | Ex11 + Ex13 | (Ex 35 - Ex 34) | 27 | 128 | 1,18 |
| 15 | Desaerador | Ex 24 + Ex 25 + Ex 29 | Ex 30 | 77 | 18 | 0,17 |
| 16 | Bomba de água para caldeira (70%) | Ex 15 | (Ex 18 - Ex 30) | 13 | 7 | 0,06 |

Uma análise exergética detalhada permite identificar as irreversibilidades associadas aos equipamentos ou subsistemas considerados, sendo possível determinar sua eficiência exergética, indicando como a exergia é usada para a obtenção de um dado produto. É possível identificar que grande parte das irreversibilidades ocorre nos subsistemas que possuem processo de combustão, caracterizando uma grande perda de exergia.

4. ANÁLISE TERMOECONÔMICA

Conforme Guarinello *et al.* (1998), uma análise termoeconômica completa consiste de uma análise exergética detalhada através da determinação dos custos exergéticos, uma análise econômica de cada um dos subsistemas considerados e uma avaliação exergoeconômica de cada uma dos subsistemas. A identificação do custo exergético (Ex*) é importante para a análise termoeconômica, sendo este o caminho para quantificar as irreversibilidades dos subsistemas e determinar o quanto estas irreversibilidades vão refletir na composição global dos fluxos. Lozano & Valero (1993) define o custo exergético unitário (k) como uma forma de identificar a quantidade de exergia necessária (Insumo) para obter uma unidade de exergia de certo produto (Produtos), esta é uma outra forma de caracterizar a eficiência de conversão (η).

$$k = \frac{Ex^*}{Ex} = \frac{\text{custo exergético}}{\text{exergia}} = \frac{1}{\eta} \quad (1)$$

Para determinação do custo exergético de todos os fluxos, foi necessário resolver dois sistemas com 31 equações para analisar a condição atual de operação, e com 35 equações para analisar a proposta de cogeração, como é apresentado abaixo.

As equações de custo exergético referentes a cada uma dos subsistemas da condição atual de operação e da proposta de cogeração, foram elaboradas de foram similar às apresentadas na “Tabela 4”, por exemplo, a “Equ. (2)” é referente ao custo exergético do subsistema de

Tabela 3 – Insumos e Produtos para cada um dos subsistemas da condição atual de operação

| N° | Subsistemas | Insumo | Produto | Eficiência | Irrevers. I / I total | |
|----|--|-------------------------|--|-----------------|-----------------------|--------------------|
| | | (F) (kJ/s) | (P) (kJ/s) | Racional (%) | I = F - P (kJ / s) | I / I total (%) |
| 1 | Sist. de compressão/aquecimento do combust. | (Ex 22 - Ex 26) + Ex 14 | Ex 4 - Ex 3 | ----- | 18,49 | 0,54 |
| 2 | Distribuidor de energia | Ex 8 | Ex 10 + Ex 11 + Ex 12 + Ex 13 + Ex 14 + Ex 15 + Ex 36 = | 100,00 | 0,00 | 0,00 |
| 3 | Caldeira de produção de vapor | Ex 4 + Ex 1 | Ex 20 - Ex 18 | 27,16 | 2973,44 | 86,40 |
| 4 | Distribuidor de vapor | Ex 20 | Ex 21 + Ex 22 + Ex 24 | 100,00 | 0,00 | 0,00 |
| 5 | Processo (calor) | Ex 21 - Ex 25 | Ex 37 | 100,00 | 0,00 | 0,00 |
| 6 | Processo (calor de refrigeração - sol. Alcoól) | Ex 35 - Ex34 | Ex 38 | 100,00 | 0,00 | 0,00 |
| 7 | Processo (calor de refrigeração - H2O gel) | Ex 33 | Ex 39 | 100,00 | 0,00 | 0,00 |
| 8 | Processo (energia elétrica) | Ex10 | Ex 40 | 100,00 | 0,00 | 0,00 |
| 9 | Máquina de Compressão (água gelada) | Ex12 + Ex36 + Ex32 | Ex 33 | 9,97 | 296,24 | 8,61 |
| 10 | Máquina de compressão (sol. Alcool) | Ex 11 + Ex 13 | Ex 35 - Ex 34 | 27,42 | 128,29 | 3,73 |
| 11 | Misturador | Ex 25 + Ex 26 | Ex28 | 100,00 | 0,00 | 0,00 |
| 12 | Desaerador | Ex 24 + Ex 28 + Ex 29 | Ex 30 | 77,27 | 18,44 | 0,54 |
| 13 | Bomba de água para caldeira (70%) | Ex 15 | Ex 18 - Ex 30 | 13,14 | 6,51 | 0,19 |

Vale destacar que no misturador (11) não há destruição de exergia pois os dois fluxos de Insumos possuem exatamente a mesma exergia física específica.

Nas Tabela 4 são apresentados todos os fluxos considerados na análise da proposta de cogeração (ver “Fig. 2”) e as condições de pressão, temperatura, fluxo de massa e exergia.

Tabela 4 – Fluxo Energético e Exergético do sistema de cogeração proposto

| n° | Nomes | Pressão (kPa) | Temp. (°C) | Vazão Mássica (kg/s) | Entalpia h (kJ/kg) | Entropia s (kJ/kgK) | Exergia (kJ/kg) | Fluxo de Energia (kJ/s) | Fluxo de Exergia (kJ/s) |
|----|--|------------------|---------------|----------------------------|--------------------------|---------------------------|--------------------|-------------------------------|-------------------------------|
| 1 | Ar | 96 | 20 | 17,60 | 294 | 6,86 | 0,00 | 5.168 | 0 |
| 2 | Ar | 1.339 | 410 | 17,60 | 695 | 6,97 | 370 | 12.243 | 6.505 |
| 3 | Combustível: Gás Natural para a turbina | 400 | 20 | 0,39 | 38.745 | -- | 40.295 | 15.119 | 15.723 |
| 4 | Combustível: Gás Natural para a turbina | 1.339 | 111 | 0,39 | 38.950 | -- | 40.508 | 15.198 | 15.806 |
| 5 | Gases de Combustão | 1.303 | 1.100 | 17,99 | 1.800 | 8,70 | 966 | 32.392 | 17.388 |
| 6 | Potência para acionamento do compressor da turbina a gás | -- | -- | -- | -- | -- | -- | 7.075 | 7.075 |
| 7 | Potência líquida fornecida pela a turbina | -- | -- | -- | -- | -- | -- | 4.363 | 4.363 |
| 8 | Potência útil (rendimento conjunto gerador e gear box = 95,6%) | -- | -- | -- | -- | -- | -- | 4.276 | 4.276 |
| 9 | Energia Vendida para a concessionária | -- | -- | -- | -- | -- | -- | 1.657 | 1.657 |
| 10 | Potência requerida pelo Processo | -- | -- | -- | -- | -- | -- | 2.028 | 2.028 |
| 11 | Potência acionamento do compressor frigorífico (sol. alcoólica) | -- | -- | -- | -- | -- | -- | 152 | 152 |
| 12 | Potência acionamento do compressor frigorífico (água gelada) | -- | -- | -- | -- | -- | -- | 302 | 302 |
| 13 | Potência requerida p/ torre de resfriamento (sol. Alcoólica) | -- | -- | -- | -- | -- | -- | 25 | 25 |
| 14 | Potência requerida p/ compressor de gás natural | -- | -- | -- | -- | -- | -- | 90 | 90 |
| 15 | Potência requerida p/ bomba de circulação de água (caldeira) | -- | -- | -- | -- | -- | -- | 8 | 8 |
| 16 | Gases de Combustão | 98 | 500 | 17,99 | 916 | 7,96 | 301 | 16.489 | 5.422 |
| 17 | Combustível: Gás Natural para pós queima | 400 | 20 | 0,00 | 38.745 | ----- | 40.295 | 0 | 0 |
| 18 | Água de alimentação da caldeira de recuperação | 900 | 105 | 1,42 | 441 | 1,36 | 44,26 | 628 | 63 |
| 19 | Gases de Combustão | 96 | 214 | 17,99 | 196 | 0,51 | 46,10 | 3.535 | 830 |
| 20 | Vapor d'água (saída da caldeira) | 900 | 180 | 1,38 | 2.785 | 6,65 | 839 | 3.851 | 1.161 |
| 21 | Vapor d'água para processo no estado saturado | 900 | 180 | 1,35 | 2.785 | 6,65 | 839 | 3.759 | 1.133 |
| 24 | Vapor d'água para o desaerador | 900 | 180 | 0,03 | 2.785 | 6,65 | 839 | 92 | 28 |
| 25 | Líquido subresfriado (saída do Processo) | 200 | 110 | 1,08 | 461 | 1,42 | 48,43 | 498 | 52 |
| 29 | Líquido saturado (água de reposição) | 200 | 28 | 0,31 | 118 | 0,41 | 0,55 | 37 | 0 |
| 30 | Água de alimentação da caldeira de recuperação(antes da bomba) | 200 | 105 | 1,42 | 440 | 1,36 | 43,57 | 627 | 62 |
| 31 | Descarga de Fundo da caldeira | 900 | 180 | 0,04 | 743 | 2,09 | 132 | 31 | 5 |
| 32 | Refrigeração-água a ser resfriada/utilizada no processo (ent máq) | 500 | 28 | 15,70 | 118 | 0,41 | 0,75 | 1.849 | 12 |
| 33 | Refrigeração-água a ser resfriada/utilizada no processo (said máq) | 500 | 5 | 15,70 | 19 | 0,07 | 2,09 | 303 | 33 |
| 34 | Refrigeração - circuito com sol. alcoólica (retorno do processo) | 500 | -3 | 38,45 | -4 | -0,01 | 3,18 | -142 | 122 |
| 35 | Refrigeração - circuito com sol. alcoólica (saída p/ o processo) | 500 | -10 | 38,45 | -19 | -0,07 | 4,44 | -711 | 171 |
| 36 | Energia elétrica - sistema de condensação (refrig. água gelada) | -- | -- | -- | -- | -- | -- | 15 | 15 |
| 37 | Calor para processo (Qv) | -- | -- | 1,35 | -- | -- | -- | 3.261 | 1.080 |
| 38 | Calor retirado do Processo (Solução Alcoólica) (Qsol) | -- | -- | 38,45 | -- | -- | -- | -569 | 48 |
| 39 | Água adicionada ao processo (Qgel) | -- | -- | 15,70 | -- | -- | -- | 303 | 33 |
| 40 | Energia elétrica fornecida ao processo (W) | -- | -- | -- | -- | -- | -- | 2.028 | 2.028 |

O sistema proposto para suprir energia elétrica, vapor e refrigeração requerido pela cervejaria, é composto de duas turbinas a gás (Typhoon 4,9MW condição ISO), caldeira de recuperação (Heat Recovery Steam Generator-HRSG) equipado com queimador suplementar para pós queima (duct-burn) e sistema de refrigeração com “chiller” de compressão de amônia com as mesmas características da condição atual de operação. O combustível usado na turbina é o gás natural proveniente do gasoduto Brasil-Bolívia. A turbina a gás foi dimensionada para atender a demanda de energia elétrica do processo e os demais equipamentos.

3. ANÁLISE EXERGÉTICA

O sistema de cogeração proposto foi modelado e seu desempenho foi simulado mês a mês para atender às demandas de vapor e refrigeração (“Tabela 1”). Considerou-se que as turbinas trabalham em plena carga, sendo o excesso energia elétrica produzido, vendido para a concessionária de energia elétrica. Detalhes da modelagem dos equipamentos e procedimentos de simulação podem ser encontrados em Gallego (1998). Os resultados médios anuais foram utilizados neste estudo. Na “Tabela 2” são apresentados os fluxos considerados na análise da condição atual (ver “Fig. 1”), assim como as condições em termos de pressão, temperatura, fluxo de massa, entalpia, entropia e exergia.

Tabela 2 – Fluxo Energético e Exergético do sistema atual de operação do setor de Utilidades

| nº | Nomes | Pressão (kPa) | Temp. (°C) | Vazão Mássica (kg/s) | Entalpia h (kJ/kg) | Entropia s (kJ/kgK) | Exergia (kJ/kg) | Fluxo de Energia (kJ/s) | Fluxo de Exergia (kJ/s) |
|----|--|------------------|---------------|----------------------------|--------------------------|---------------------------|--------------------|-------------------------------|-------------------------------|
| 1 | Ar | 96 | 20 | 1,34 | 294 | 6,86 | 0,00 | 393 | 0 |
| 3 | Combustível: Óleo 1A | 96 | 60 | 0,09 | 41.305 | -- | 43.863 | 3.844 | 4.082 |
| 4 | Combustível: Óleo 1A | 250 | 60 | 0,09 | 41305 | -- | 43.863 | 3.844 | 4.082 |
| 8 | Potência fornecida pela Concessionária | -- | -- | -- | -- | -- | -- | 2.536 | 2.536 |
| 10 | Potência requerida pelo Processo | -- | -- | -- | -- | -- | -- | 2.028 | 2.028 |
| 11 | Potência acionamento do compressor frigorífico (sol. alcoólica) | -- | -- | -- | -- | -- | -- | 152 | 152 |
| 12 | Potência acionamento do compressor frigorífico (água gelada) | -- | -- | -- | -- | -- | -- | 302 | 302 |
| 13 | Potência requerida p/ torre de resfriamento (sol. Alcoólica) | -- | -- | -- | -- | -- | -- | 25 | 25 |
| 14 | Potência requerida p/ sistema de compressão de combustível | -- | -- | -- | -- | -- | -- | 8 | 8 |
| 15 | Potência requerida p/ bomba de circulação de água (caldeira) | -- | -- | -- | -- | -- | -- | 8 | 8 |
| 18 | Água de alimentação da caldeira de recuperação | 900 | 105,00 | 1,44 | 441 | 1,36 | 44,26 | 634 | 64 |
| 19 | Gases de Combustão | 96 | 371,93 | 1,43 | 470 | 0,56 | 307,40 | 673 | 440 |
| 20 | Vapor d'água (saída da caldeira) | 900 | 179,90 | 1,40 | 2.785 | 6,65 | 839,39 | 3.890 | 1.172 |
| 21 | Vapor d'água para processo no estado saturado | 900 | 179,90 | 1,35 | 2.785 | 6,65 | 839,39 | 3.759 | 1.133 |
| 22 | Vapor d'água para aquecimento do combustível | 900 | 179,90 | 0,01 | 2.785 | 6,65 | 839,39 | 39 | 12 |
| 24 | Vapor d'água para o desaerador | 900 | 180 | 0,03 | 2.785 | 6,65 | 839,39 | 93 | 28 |
| 25 | Líquido subresfriado (saída do Processo) | 200 | 110 | 1,08 | 461 | 1,42 | 48,43 | 498 | 52 |
| 26 | Líquido subresfriado (saída do sistema de aquecimento- combust.) | 200 | 110 | 0,01 | 461 | 1,42 | 48,43 | 6 | 1 |
| 28 | Líquido saturado (mistura das correstes) | 200 | 110 | 1,09 | 461 | 1,42 | 48,43 | 504 | 53 |
| 29 | Líquido saturado (água de reposição) | 200 | 28 | 0,31 | 118 | 0,41 | 0,55 | 37 | 0 |
| 30 | Água de alimentação da caldeira de recuperação(antes da bomba) | 200 | 105 | 1,44 | 440 | 1,36 | 43,57 | 633 | 63 |
| 31 | Descarga de Fundo da caldeira | 900 | 180 | 0,04 | 743 | 2,09 | 131,77 | 31 | 6 |
| 32 | Refrigeração-água a ser resfriada/utilizada no processo (ent máq) | 500 | 28 | 15,70 | 118 | 0,41 | 0,75 | 1.849 | 12 |
| 33 | Refrigeração-água a ser resfriada/utilizada no processo (said máq) | 500 | 5 | 15,70 | 19 | 0,07 | 2,09 | 303 | 33 |
| 34 | Refrigeração - circuito com sol. alcoólica (retorno do processo) | 500 | -3 | 38,45 | -4 | -0,01 | 3,18 | -142 | 122 |
| 35 | Refrigeração - circuito com sol. alcoólica (saída p/ o processo) | 500 | -10 | 38,45 | -19 | -0,07 | 4,44 | -711 | 171 |
| 36 | Energia elétrica - sistema de condensação (refrig. água gelada) | -- | -- | -- | -- | -- | -- | 15 | 15 |
| 37 | Calor para processo (Qv) | -- | -- | 1,35 | -- | -- | -- | 3.261 | 1.080 |
| 38 | Calor retirado do Processo (Solução Alcoólica) (Qsol) | -- | -- | 38,45 | -- | -- | -- | -569 | 48 |
| 39 | Água adicionada ao processo (Qgel) | -- | -- | 15,70 | -- | -- | -- | 303 | 33 |
| 40 | Energia elétrica fornecida ao processo (W) | -- | -- | -- | -- | -- | -- | 2.028 | 2.028 |

Na tabela 3 estão presentes todos os subsistemas considerados na condição atual de operação, definição dos “Fuel” (Insumos) e “Product”(Produtos) de cada um deles, assim como as exergias, irreversibilidades e eficiência racional de cada um dos subsistemas.

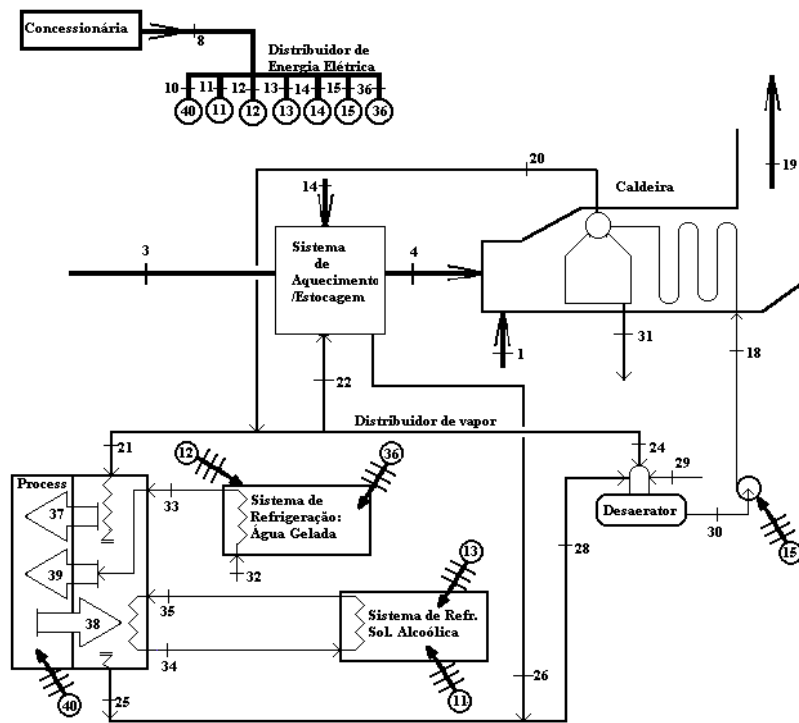


Figura 1 Esquema do sistema atual de operação do setor de utilidades

Na “Fig. 2” é apresentada o esquema da configuração proposta de cogeração.

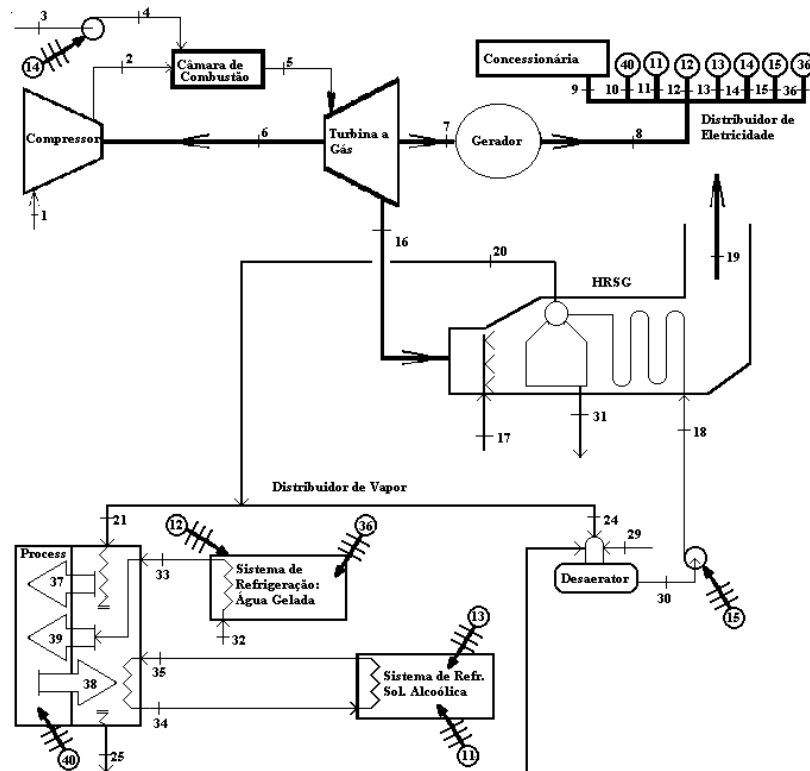


Figura 2 Esquema da proposta de cogeração

energia elétrica da planta utilizadas são referentes ao ano de 1997. Com auxílio das hipóteses assumidas por Gallego (1998) e com a característica de cada um dos equipamentos existentes (caldeira e “chiller” de compressão de amônia), foi possível determinar o consumo de vapor, de refrigeração e eletricidade para o processo, apresentados na “Tabela 1”.

Tabela 1. Consumo de energia e produção de cerveja da cervejaria estudada.

| Meses | Produção de cerveja litros/mês | Consumo de óleo combustível (kg/mês) | Consumo de Vapor (kg/mês) | Carga Térmica de Refrigeração (kJ/mês) | Energia Elétrica | | | |
|------------------|-----------------------------------|---|------------------------------|---|-------------------|------------|-------------------|------------|
| | | | | | (Ponta) | | (Fora de Ponta) | |
| | | | | | Consumo (kWh/mês) | Demanda kW | Consumo (kWh/mês) | Demanda kW |
| Janeiro | 28.592.100 | 507.395 | 7.357.228 | 3.752.154 | 427.794 | 7.433 | 3.895.983 | 7.907 |
| Fevereiro | 30.167.100 | 481.829 | 6.986.523 | 3.225.536 | 380.574 | 6.808 | 3.443.070 | 7.187 |
| Março | 17.017.300 | 354.993 | 5.147.392 | 2.591.034 | 327.882 | 7.073 | 3.046.362 | 7.414 |
| Abril | 18.106.200 | 422.539 | 6.126.811 | 2.516.064 | 310.984 | 6.451 | 2.710.700 | 7.308 |
| Mai | 14.946.200 | 330.462 | 4.791.694 | 1.784.650 | 270.139 | 5.524 | 2.361.798 | 7.140 |
| Junho | 12.878.800 | 364.392 | 5.283.685 | 2.207.042 | 301.509 | 5.913 | 2.379.711 | 7.123 |
| Julho | 21.913.400 | 462.625 | 6.708.056 | 1.667.624 | 359.280 | 6.484 | 2.922.000 | 7.039 |
| Agosto | 23.898.200 | 435.830 | 6.319.535 | 2.388.067 | 373.896 | 6.398 | 2.815.314 | 7.509 |
| Setembro | 30.350.400 | 562.352 | 8.154.103 | 3.137.766 | 405.291 | 7.913 | 3.448.796 | 8.081 |
| Outubro | 36.571.500 | 659.313 | 9.560.043 | 3.759.468 | 446.380 | 7.829 | 3.777.307 | 8.282 |
| Novembro | 40.567.300 | 655.561 | 9.505.631 | 4.141.632 | 455.511 | 7.812 | 4.017.409 | 8.450 |
| Dezembro | 39.009.800 | 626.763 | 9.088.062 | 3.682.669 | 424.023 | 7.762 | 4.128.856 | 8.198 |
| Média | 26.168.192 | 488.671 | 7.085.730 | 2.904.475 | 373.605 | 6.950 | 3.245.609 | 7.637 |

2. CONDIÇÃO ATUAL DE OPERAÇÃO E PROPOSTA DE COGERAÇÃO

O setor de utilidades na condição atual dispõe de um sistema de rebaixamento de tensão de 69 kV (tensão de suprimento da concessionária) para a tensão de 13,8 kV, antes da distribuição para os transformadores que alimentam as máquinas do processo e do próprio setor de utilidades. O sistema de refrigeração da empresa é composto basicamente pelos compressores, condensadores evaporativos e evaporadores, e usa amônia como fluido refrigerante. O sistema de refrigeração é dividido em dois níveis de temperatura de evaporação: um que trabalha à temperatura de -3 °C e outro que opera a -10°C. O primeiro sistema, que opera a temperatura de evaporação mais elevada, resfria água oriunda do tratamento de água da temperatura ambiente até a temperatura de 4,5 °C. Essa água passa por uma bateria de trocadores de placa onde ocorre o resfriamento do mosto oriundo dos tanques de cozimento. Após o trocador, essa água é aproveitada no próprio processo de fabricação da cerveja.

O outro sistema de refrigeração, que opera em -10 °C é utilizado para resfriar um sistema fechado de solução de etileno glicól da temperatura de -1 até -5 °C, utilizado para resfriamento da cerveja no engarrafamento, filtros, maturação, etc.

A energia para acionar os compressores de amônia provém dos transformadores de energia da tensão de 13,8 para 3,6 kV.

Para a produção de vapor são utilizadas caldeiras do tipo fogo-tubular que utilizam óleo 1A para produção de vapor no estado saturado na pressão de 0,9 MPa e temperatura de 179 °C, estas caldeiras trabalham com um retorno de condensado entre 95 a 110 °C e uma relação vapor produzido por kg de combustível de 14,5 (dados fornecidos pela empresa). Na “Fig. 1” são apresentados os equipamentos que compõe basicamente o setor de utilidades a ser avaliado, definindo o volume de controle de estudo.

ANALISE TERMOECONÔMICA E EXERGÉTICA DE UMA PROPOSTA DE COGERAÇÃO USANDO GÁS NATURAL EM CERVEJARIAS.

Antonio Garrido Gallego - e-mail: agallego@unimep.br

Faculdade de Engenharia Mecânica e de Produção – Universidade Metodista de Piracicaba
Est. Santa Bárbara/Iracemápolis, km 1, 13450-000 Santa Bárbara d'Oeste, S.P. – Brasil

Gilberto Martins - email: gmartins@unimep.br

Faculdade de Engenharia Mecânica e de Produção – Universidade Metodista de Piracicaba
Est. Santa Bárbara/Iracemápolis, km 1, 13450-000 Santa Bárbara d'Oeste, S.P. – Brasil

Silvia Azucena Nebra – e-mail: sanebra@fem.unicamp.br

Faculdade de Engenharia Mecânica – Universidade Estadual de Campinas
P.O. box 6122, 13083-970, Campinas, S.P. - Brasil

Resumo. *No presente trabalho utiliza-se o método termoeconômico, como ferramenta para a análise da distribuição de custos em uma planta de cogeração proposta para uma cervejaria da região de Campinas. Para análise foram consideradas as demandas energéticas de calor de processo (em termos de vapor), refrigeração e eletricidade para produção de cerveja referente ao ano de 1997. O sistema de cogeração proposto possui duas turbinas a gás, cada uma com uma caldeira de recuperação e sistema de refrigeração por compressão de amônia. Na condição atual, a energia elétrica é fornecida pela concessionária de energia elétrica, o vapor é produzido em caldeiras que usam óleo combustível e o sistema de refrigeração é similar ao da proposta de cogeração. O desempenho da configuração atual e da proposta de cogeração foram simulados mês a mês, considerando a demanda mensal de vapor e refrigeração requerida pela planta. As turbinas a gás foram simuladas para trabalhar na carga nominal, sendo o excedente de energia vendido para a concessionária. Na análise termoeconômica de cada equipamento da configuração atual e da proposta de cogeração, foi possível identificar a perda exergética de cada equipamento, sua contribuição no rendimento da planta e o custo exergético monetário para cada um dos fluxos envolvidos.*

Palavras-chave: *Cogeração, Cervejaria, Análise termoeconômica, Turbinas a gás*

1. INTRODUÇÃO

O presente trabalho utiliza o método apresentado por Lozano & Valero (1993) como ferramenta de análise da distribuição de custos na configuração atual do setor de utilidade de uma cervejaria e na configuração proposta de um sistema de cogeração para suprir as demandas de energia elétrica, vapor e refrigeração requeridos pela cervejaria.

A planta estudada pertence à empresa Antartica, que está localizada em Jaguariúna, estado de São Paulo. A produção mensal de cerveja assim como o consumo de combustível e