

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 exergetico 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 exergetico unitário, e as perdas têm custo exergetico 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 exergetico 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 exergetico 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. Alcool)	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.

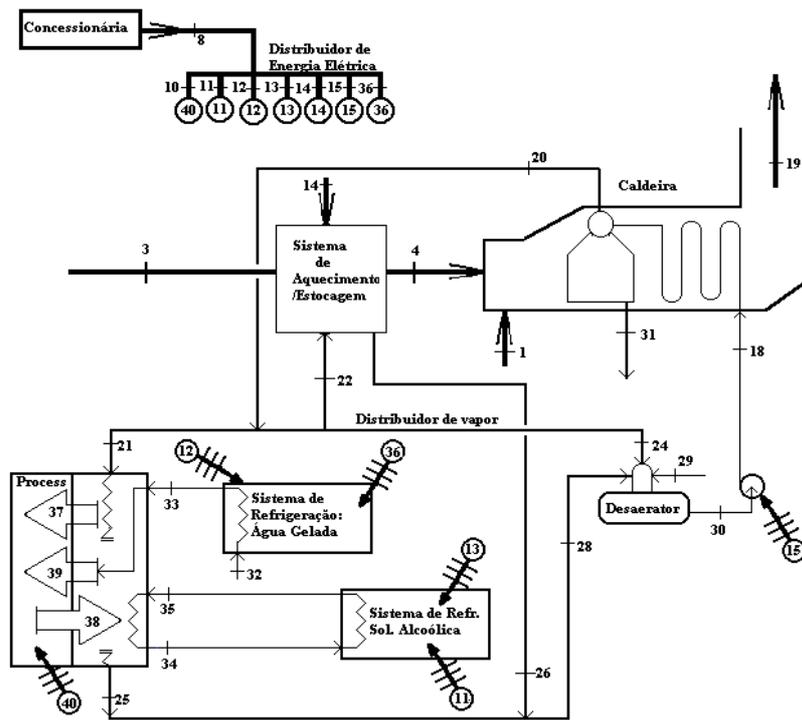


Figura 1 Esquema do sistema atual de operação do setor de utilidades

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

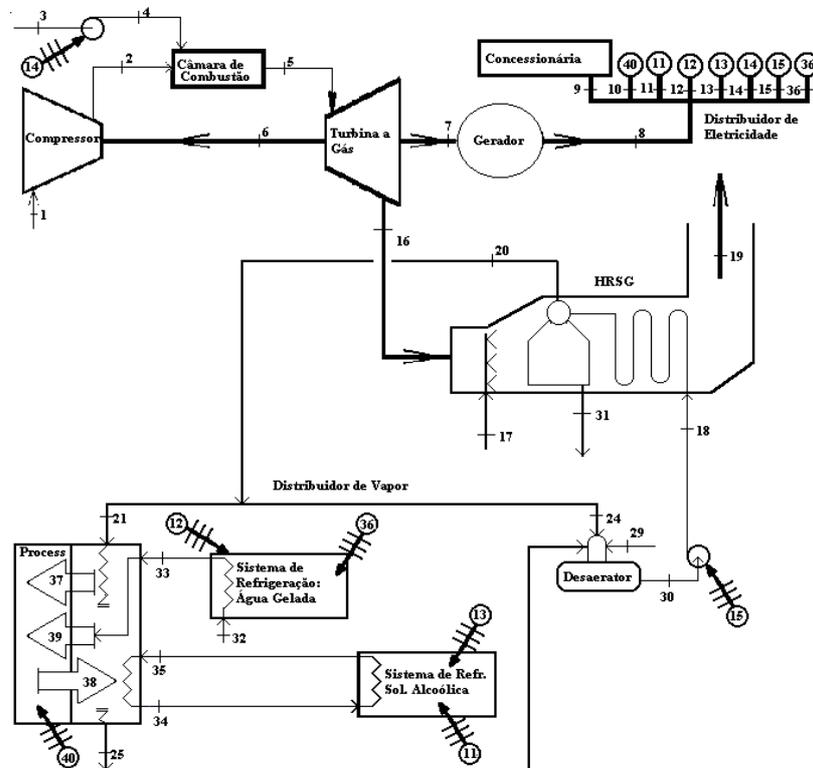


Figura 2 Esquema da proposta de cogeração

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
Maiο	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.

ANÁLISE 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