



AVALIAÇÃO TERMoeCONômICA DE UM CICLO KALINA PARA A RECUPERAÇÃO DE CALOR RESIDUAL

Elviro Pereira Barbosa Júnior

junioirelviro@gmail.com

Felipe Raul Ponce Arrieta

felipe.ponce@pucminas.br

Guilherme Nozomu de Freitas Irokawa

guinozomu@yahoo.com.br

Josme de Souza Santos

sjosme@gmail.com

Pontifícia Universidade Católica de Minas Gerais

Av. Dom José Gaspar, 500 - Belo Horizonte, CEP 30535-901, Minas Gerais, Brasil

Abstract. A avaliação termoeconômica de um ciclo Kalina para a recuperação de calor residual (RCR) tem por objetivo estimar o custo de geração da energia elétrica e a potência líquida gerada. A disponibilidade energética para a geração baseou-se nos dados de energia residual nos pré-aquecedores ciclônicos de uma usina cimenteira com capacidade diária de 5 mil toneladas de clínquer. Foi elaborado um modelo no Engineering Equation Solver (EES) para a simulação do ciclo que contém todos os balanços de massa, energia, entropia e exergia para todos os componentes do ciclo, além da estimativa do custo de geração do sistema. A otimização do ciclo visando maximizar a geração de energia com o mínimo custo de geração foi realizada. A condição ótima do ciclo foi calculada a partir de diversas funções objetivo. Os resultados permitem indicar a faixa de valores das variáveis independentes nas quais se localiza a região de ótimo visando à máxima geração com o mínimo custo, observando-se a forte influência da concentração de amônia no evaporador e da pressão do vapor na entrada da turbina. O valor de geração obtido da ordem 2.700 kW e os custos de geração na faixa de R\$ 0,2988 /kWh mostram a competitividade deste ciclo.

Palavras-chave: ciclo Kalina, análise termoeconômica, simulação, otimização

1 INTRODUÇÃO

Com a crise energética vivida pelo país, a RCR (recuperação de calor residual) para a produção de energia elétrica se tornou uma alternativa interessante. Os consumos de energia elétrica e combustível compõem mais de 50% dos custos diretos da produção no setor cimenteiro, sendo promissora a RCR neste setor. Gás de exaustão oriundos do pré-aquecedores ciclônicos é a principal fonte de energia térmica para a RCR na indústria de cimento. Esse gás encontra-se numa faixa média de temperaturas ($\sim 620\text{--}680\text{ K}$), sendo sugerido o uso de ciclos de potência do tipo Rankine orgânico ou o ciclo de Kalina para maximizar a geração de eletricidade. Em comparação com outros ciclos termodinâmicos, principalmente os ciclos de Rankine orgânico, o ciclo Kalina alcança o melhor desempenho do ponto de vista da eficiência exergética por ter como fluido de trabalho uma mistura binária de amônia e água (Wang et al., 2009). No ciclo Kalina varia-se a concentração de amônia e água ao longo do ciclo, tornando possível a RCR com maior geração de eletricidade em comparação ao fluido orgânico. Assim, a avaliação termoeconômica de um ciclo Kalina para a RCR na indústria de cimento tem por objetivo estimar o potencial de geração de eletricidade e o custo de geração da energia elétrica para uma fábrica com capacidade diária de produção de 5 mil toneladas de clínquer.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Por meio de uma análise termoeconômica e utilizando o software EES, Coskun et al. (2014) concluíram que o ciclo Kalina possui melhor desempenho econômico quando comparado a outros ciclos estudados. A capacidade potencial de uma usina de RCR, operando no ciclo Kalina, de uma planta de produção de cimento depende principalmente da taxa de fluxo de massa e da temperatura do gás residual (Mirolli, 2006). Wang et al. (2009) relataram que para uma capacidade de produção de clínquer de 5.000 t/dia, a potência gerada é de mais de 10.000 kW de potência usando o ciclo Kalina quando recuperados os gases dos pré-aquecedores ciclônicos e do resfriador de clínquer. Segundo Santos (2013) esse valor poderia encontrar-se na faixa entre 9.200 e 12.200 kW em função da concentração de amônia do fluido de trabalho na entrada na turbina. DiPippo (2004) identificou que as propriedades termodinâmicas (temperatura, pressão, volume, entalpia e entropia) da mistura amônia e água desempenham papel importante no cálculo do rendimento do ciclo. De outra parte, para a análise de custo, a utilização de curvas de custo para a estimativa de preço de equipamentos foi proposta por Loh et al. (2002), porém parâmetros característicos dos equipamentos do ciclo são necessários para realizar o cálculo. No caso de trocadores de calor, por exemplo, utiliza-se a área superficial de transferência de calor do trocador, que pode ser determinada pela média logarítmica da diferença de temperatura (Incropera, 2007). Uma otimização econômica do ciclo semelhante à realizada neste trabalho foi proposta por Zare et al. (2012), os quais concluíram que é possível uma considerável redução nos custos, em comparação com os custos obtidos a partir da otimização termodinâmica.

3 METODOLOGIA

Visando estimar o potencial de geração de eletricidade e o custo de geração da energia elétrica para uma fábrica de cimento com capacidade diária de produção de 5 mil toneladas de

clínquer, a avaliação termoeconômica de um ciclo Kalina para a recuperação de calor residual foi realizada nas seguintes etapas:

- 1ª Escolha do ciclo de potência para aproveitamentos dos gases residuais na indústria de cimento;
- 2ª Modelagem termodinâmica do ciclo;
- 3ª Análise econômica;
- 4ª Otimização.

3.1 Definição do ciclo

A disponibilidade energética para a geração baseou-se nos dados de energia residual nos pré-aquecedores ciclônicos de uma usina cimenteira com capacidade de 5 mil toneladas de clínquer por dia. A Fig. 1 ilustra o ciclo Kalina proposto para aproveitamento dos gases residuais numa indústria de cimento. O fluido de trabalho é aquecido no economizador – ECON (4) e vaporizado no evaporador – EVAP (3). No separador – SEP (8) é aumentada a concentração de amônia, o fluido então é superaquecido no superaquecedor – SA (2). O vapor superaquecido é expandido através de na turbina – TURB (1) para gerar trabalho. O vapor na exaustão da turbina é recuperado e misturado ao líquido pobre em amônia despressurizado na válvula (9) proveniente do SEP (8). Essa mistura pobre se condensa rejeitando calor na água de arrefecimento através do condensador – COND (11). O líquido é pressurizado na BOMBA (7) e passa pelos regeneradores de baixa e alta temperatura, RBT (6) e RAT (5) respectivamente, antes de retornar ao ECON (4), fechando o ciclo.

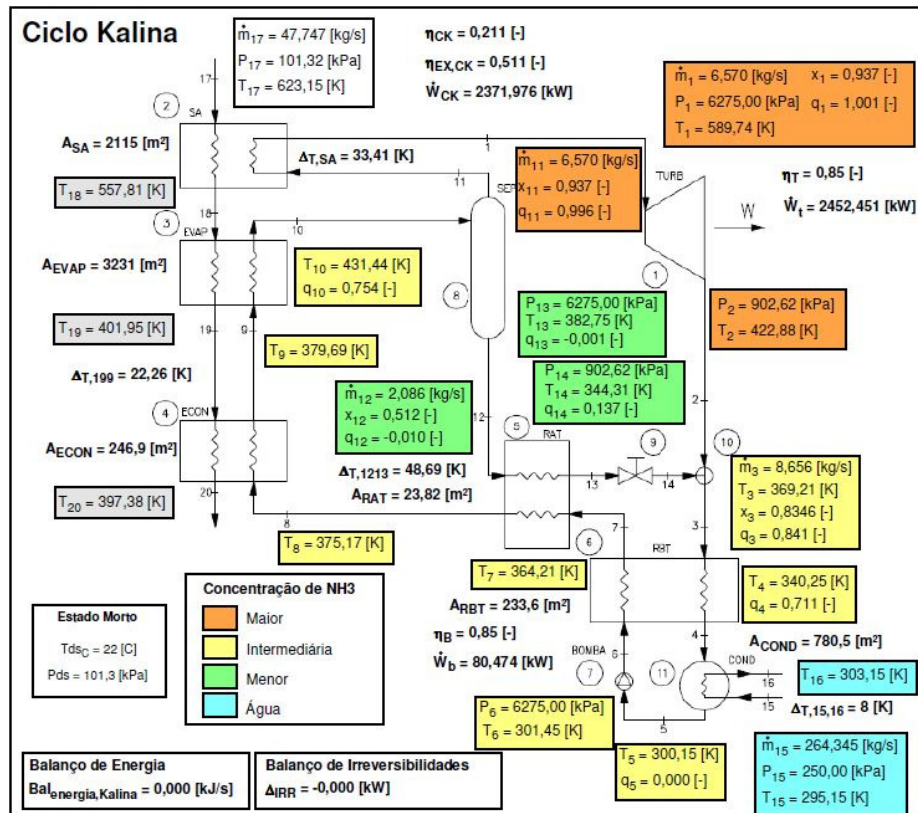


Figura 1. Ciclo Kalina desenvolvido no EES para RCR numa indústria de cimento

3.2 Modelagem do Ciclo Kalina

Para a caracterização do ciclo Kalina foram realizados cálculos seguindo os princípios da primeira e segunda lei da termodinâmica, através dos balanços de massa, energia, entropia e exergia. Cada equipamento foi considerado como um volume de controle, conforme apresentado na Fig. 1, determinando-se as propriedades termodinâmicas em cada estado, bem como a transferência de calor e o trabalho em cada processo. Para o ciclo Kalina foram calculados os seguintes parâmetros:

$$\dot{W}_t = \dot{m}_1(h_1 - h_2) \quad (1)$$

$$\dot{W}_b = \dot{m}_5(h_6 - h_5) \quad (2)$$

$$\dot{W}_{CK} = \dot{W}_t - \dot{W}_b \quad (3)$$

$$\eta_{CK} = \frac{\dot{W}_{CK}}{\dot{m}_{10}(h_{10} - h_8) + \dot{m}_{11}(h_1 - h_{11})} \quad (4)$$

$$\eta_{EX,CK} = \frac{\dot{W}_{CK}}{\dot{m}_{17}(ex_{17} - ex_{20})} \quad (5)$$

Nas equações 1 e 2 consideraram-se os rendimentos isentrópicos apresentados na Fig. 1. Na Eq. (5) as exergias específicas para os estados ‘17’ e ‘20’ calcularam-se pela Eq. (6), utilizando as sub-rotinas para cálculo de propriedades de misturas de gases apresentadas por Santos (2013):

$$ex_i = (h_i - h_0) - T_0(s_i - s_0) \quad (6)$$

Nas Eq. (1) até Eq. (6) $\dot{m}_i$ é a taxa fluxo de massa, em kg/s; h_i é a entalpia específica, em kJ/kg; s_i é a entropia específica, em kJ/kg.K; ex_i é a exergia específica, em kJ/kg; $\dot{W}_t$, é a potência gerada na turbina; em kW, $\dot{W}_b$ é a potência consumida pela bomba; em kW, $\dot{W}_{CK}$ é a potência líquida do ciclo Kalina, em kW; η_{CK} é a eficiência térmica líquida do ciclo e $\eta_{EX,CK}$ é a eficiência exergética líquida do ciclo. Na Eq. (5) T_0 é a temperatura do ambiente de referência no estado morto, considerada em 295 K; h_0 e s_0 são a entalpia específica e a entropia específica calculadas nas condições de temperatura e pressão (101,32 kPa) do ambiente de referência no estado morto.

A energia disponível nos gases oriundos do pré-aquecedor ciclônico para a fábrica com capacidade diária de produção de clínquer de 5 mil toneladas foi assumida conforme Sharma (2013). Segundo este autor, os valores de taxa fluxo de massa, pressão e temperatura são os apresentados na Fig. 1 para o estado ‘17’, enquanto a composição química dos gases inclui em base molar 28% de CO₂, 69% de N₂ e 3% de O₂.

3.3 Modelo de custos

Para o cálculo dos custos referentes a cada um dos trocadores de calor, primeiramente determinou-se a área superficial de transferência de calor considerando uma configuração de casco e tubos. A rotina de cálculo elaborada utilizou o método da média logarítmica das diferenças de temperaturas (MLDT), segundo Incropera (2007):

$$\dot{Q}_j = U_j A_j F_j \Delta T_{MLDT_j} \quad (7)$$

onde:

$$\Delta T_{MLDT_j} = \left\{ \frac{(T_{jq,s} - T_{jf,e}) - (T_{jq,e} - T_{jf,s})}{\ln \left[\frac{(T_{jq,s} - T_{jf,e})}{(T_{jq,e} - T_{jf,s})} \right]} \right\} \quad (8)$$

Nas Eq. (7) e Eq. (8) o subscrito ‘j’ refere-se aos diferentes trocadores de calor que compõem o ciclo: SA, EVAP, ECON, RAT, RBT, COND; $\dot{Q}$ é a taxa de calor transferido, em kJ/s, calculado pelo balanço de energia; U é o coeficiente global de transferência de calor, adotado conforme Tab. 1; F é o fator adimensional de correção em função da configuração do trocador e as temperaturas de entrada e saída, o qual é calculado empregando os procedimentos disponíveis no EES; ΔT_{MLDT} é a média logarítmica das diferenças de temperaturas, em K; $T_{jq,s}$ é a temperatura do lado quente na saída de um dado trocador, em K; $T_{jq,e}$ é a temperatura do lado quente na entrada de um dado trocador, em K; $T_{jf,s}$ é a temperatura do lado frio na saída de um dado trocador, em K; $T_{jf,e}$ é a temperatura do lado frio na entrada de um dado trocador, em K.

Tabela 1. Coeficiente global de transferência de calor adotado para cada trocador Walas (1990)

Fase dos fluídos	Trocador de calor	U (kW/m².K)
Gás-gás	SA	0,0227
Líquido-gás	EVAP, ECON	0,0397
Líquido-líquido	RAT	0,6384
Líquido-vapor	RBT, COND	0,7093

Uma vez calculadas as áreas superficiais de transferência de calor, obtiveram-se os parâmetros característicos dos outros equipamentos principais do ciclo: para o SEP o volume, em m³; para a bomba a vazão volumétrica, em m³/s, e para a turbina a potência, em kW. O custo específico da eletricidade gerada $c_{g,CK}$, em R\$/kWh, foi calculado considerando as parcelas de custos referentes a investimento e operação e manutenção, uma vez que se considerou que o gás residual tem custo zero:

$$c_{g,CK} = c_{inv,t} \frac{FA}{HO} + c_{O\&M} T x_{2013} \quad (9)$$

onde:

$$FA = \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \quad (10)$$

$$c_{inv,t} = 4,16 \frac{C_{E,t_{2013}}}{\dot{W}_{CK}} \quad (11)$$

sendo:

$$C_{E,t_{2013}} = \sum_j C_{E,j_{1998}} \frac{IC_{1998}}{IC_{2013}} T\chi_{2013} \quad (12)$$

Nas Eq. (9) até Eq. (12) o subscrito ‘j’ refere-se aos equipamentos do ciclo; i é a taxa de juros a longo prazo, considerada em 6% a.a. ; $T\chi$ é a taxa de conversão do dólar de dezembro de 2013, considerada em 2,34 R\$/US\$; IC_{1998} e IC_{2013} são os índices de custo adimensionais para os anos de 1998 e 2013, adotados de Bridges (2014) em 128 e 100 respectivamente; $C_{E,j_{1998}}$ é o custo de cada um dos principais equipamentos obtido pela interpolação de curvas de custo elaboradas por Loh (2002) referentes ao ano de 1998, em US\$; $C_{E,t_{2013}}$ é custo total com equipamentos referenciado para dezembro de 2013, em R\$; $c_{inv,t}$ é o custo específico de investimento total, em R\$/kW, sendo 4,16 a constante sugerida por Bejan et al. (1996) que engloba os custos até a instalação do sistema; $c_{O\&M}$ é o custo específico de operação e manutenção, adotado em 0,096 US\$/kWh conforme EPRI (1986); n é o número de anos de vida útil, adotado em 20 anos; FA é o fator de amortização ano⁻¹; HO é o número de horas de operação por ano, adotado em 8030 h/ano.

3.4 Otimização

Após a modelagem do ciclo termodinâmico e implantação da rotina de cálculos dos custos no EES foi utilizado o método de otimização por algoritmo genético disponível neste software. As sete variáveis utilizadas pelo algoritmo para alcançar a função objetivo definida estão listadas na Tab. 2, bem como a faixa de variação assumida. Além dos valores de entrada da energia disponível no estado ‘17’, também foram mantidos constantes os valores dos parâmetros da água de resfriamento no condensador e o aumento de temperaturas no condensador, conforme Fig. 1.

Tabela 2. Restrições das variáveis utilizadas no algoritmo genético e melhor resultado obtido

Variável	Menor valor	Maior valor	Melhor valor	Variável	Menor valor	Maior valor	Melhor valor
ΔT_{12-13} [K]	35	50	48,69	q_{10} [%]	40	90	75,40
ΔT_{19-9} [K]	11	25	22,26	x_1 [%]	90	96	93,70
ΔT_{SA} [K]	20	35	33,41	x_{10} [%]	20	85	83,46
P_1 [kPa]	1.000	16.000	6.275				

4 ANÁLISE DE RESULTADOS

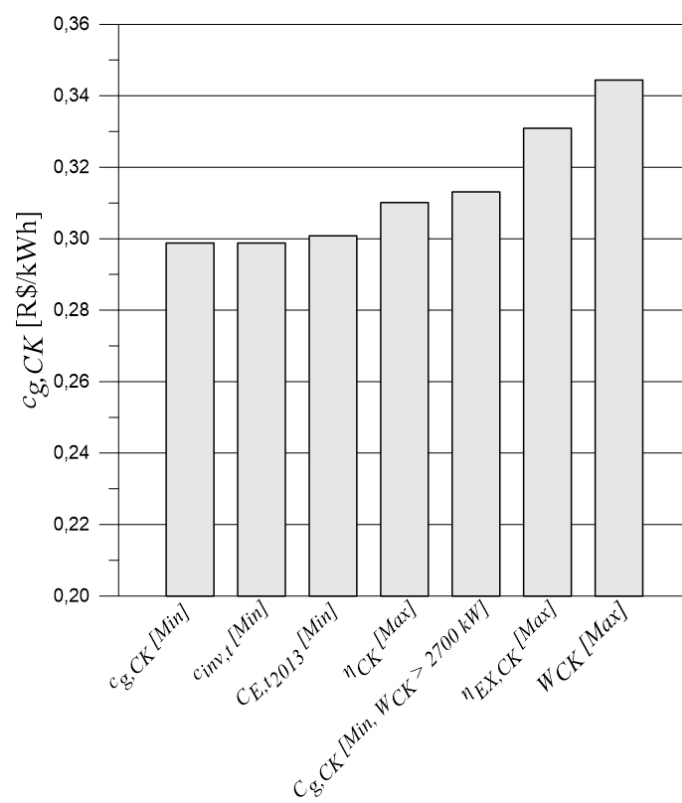
A Figura 1 apresenta os resultados obtidos após a otimização com algoritmo genético. Nela é possível observar os valores das principais propriedades para a maioria dos estados do ciclo Kalina. O gás residual transfere sua energia ao ciclo passando por três trocadores de calor: o superaquecedor, o evaporador e o economizador, como pode ser verificado pelo decréscimo de temperatura. Nota-se que a mistura binária de amônia água varia sua concentração ao longo do ciclo, apresentando-se em três diferentes concentrações conforme as cores preenchidas nos quadros indicativos das propriedades. Para os estados '11', '1' e '2' têm-se a concentração de 0,937 representada pela cor laranja; para os estados '3' até '10' têm-se a concentração de 0,8346 representada pela cor amarela e para os estados '12' até '14' têm-se a concentração 0,512 representada em pela cor verde. Na Fig. 1 também são apresentados para os trocadores de calor a área superficial de transferência de calor resultado do cálculo no qual a função objetivo buscou minimizar o custo de geração. A este respeito observa-se que o evaporador possui maior área superficial dentre os demais. Na parte inferior esquerda da Fig. 1 se apresentam os resultados dos balanços de energia e irreversibilidades para o ciclo, o valor zero em ambos os casos indica o fechamento do balanço. Este resultado valida os cálculos quanto ao cumprimento das leis da termodinâmica, no caso do balanço de energia por que a energia que entra ao ciclo tem que ser igual a que sai do mesmo, e no caso das irreversibilidades por que a gerada em cada uma das componentes deve ser igual à diferença entre a exergia que entra e sai do ciclo.

Na otimização, levando-se em conta a função objetivo proposta em cada caso, obtiveram-se os resultados que se resumem a Tab. 3. A ação de minimizar ou maximizar uma determinada função objetivo reflete diretamente nos resultados obtidos em outros parâmetros de desempenho do ciclo Kalina. Por isto os resultados apresentados na Tab. 3 devem ser analisados em conjunto com os apresentados na Fig. 2. Nessa figura, a modo de exemplo, um comparativo entre os valores de custo de geração, Fig. 2 (A), e potência líquida, Fig. 2 (B), foi apresentado, mostrando o efeito sobre esses parâmetros causado pela otimização com cada uma das funções objetivo definidas.

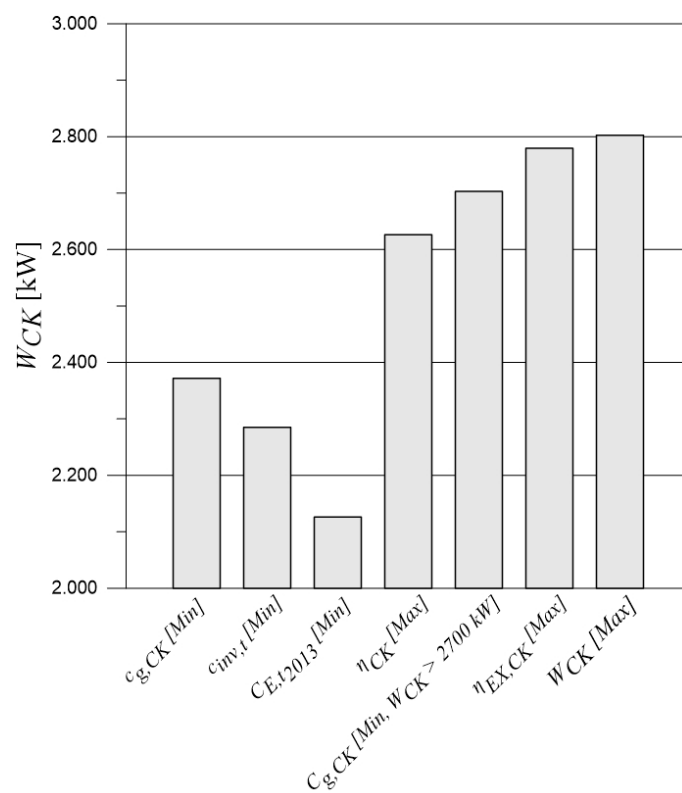
Tabela 3. Valores ótimos obtidos por algoritmo genético conforme a função objetivo

Função objetivo	Valor ótimo
Minimizar Custo de Geração [R\$/kWh]	0,2988
Maximizar Potência do Ciclo [kW]	2.803
Maximizar Eficiência Exergética [-]	0,584
Minimizar Custo de Investimento [R\$/kW]	6805
Minimizar Custo de Geração ⁽¹⁾ [R\$/kWh]	0,3131
Minimizar Custo de Instalação [R\$]	14.868.886
Maximizar Eficiência Energética [-]	0,237

(1) Mantendo $\dot{W}_{CK} > 2700$ kW



(A)



(B)

Figura 2. Comparação dos resultados do custo de geração e da potência líquida

Na Fig. 2 (A) a primeira barra do gráfico indica que minimizando o custo de geração se terá um valor de custo da eletricidade gerada de 0,2988 R\$/kWh, como já tinha sido informado na Tab. 3. Esse valor é próximo do valor da tarifa média de 0,296 R\$/kWh (sem imposto) apresentado pelo Ministério das Minas e Energia (2014) para a energia elétrica fornecida às indústrias pela concessionária local de Minas Gerais. Na Fig. 2 (A) observa-se que quando a função objetivo é distinta da de minimizar o custo de geração obtêm-se valores de custo da eletricidade gerada distintos, e maiores para a maioria das funções estudadas. Na segunda e terceira barra da Fig. 2 (A) mostra-se o efeito sobre o custo da eletricidade gerada da minimização dos custos de investimento e total, respectivamente. Nota-se que otimizando essas funções objetivo chega-se a valores de custo da eletricidade gerada muito próximos ao valor que se tem usando a função objetivo de minimizar o custo de geração. Isto é explicado pelo modelo de custo adotado, o qual segundo as Eq. 9, Eq. 11 e Eq. 12, esses três parâmetros de custo são linear e diretamente dependentes, pelo que minimizar os custos de investimento e total, implica minimizar o custo de geração. A diferença de valores sobre o custo de geração na segunda e terceira barra da Fig. 2 (A) vem dada pelos fatores de multiplicação e soma presentes nas Eq. 9 e Eq. 11. Na quarta e sexta barra da Fig. 2 (A) mostra-se o efeito sobre o custo da eletricidade gerada da maximização das eficiências térmica e exergética, respectivamente. Nota-se que otimizando essas funções objetivo chega-se a valores de custo da eletricidade gerada muito maiores se comparados ao valor que se tem usando a função objetivo de minimizar o custo de geração. Nestes casos o custo da eletricidade gerada é maior por que maximizar as eficiências implica recuperar o máximo de energia do gás oriundo do processo de fabricação de cimento, o que se traduz em aumentar as áreas superficiais de transferência de calor nos trocadores de calor ao longo do percurso do gás, principalmente no evaporador. Com maior recuperação da energia do gás se gerará mais vazão de fluido de trabalho, o que aumentará também as áreas superficiais de transferência de calor dos outros trocadores de calor do ciclo e a potência da turbina, o que em conjunto levará ao aumento do custo com equipamentos e assim ao aumento do custo de geração. Na quinta e sétima barra da Fig. 2 (A) mostra-se o efeito sobre o custo da eletricidade gerada da maximização da potência gerada. Na quinta barra foca-se em minimizar o custo colocando como restrição manter a potência gerada maior que 2.700 kW, e na sétima barra foca-se em maximizar a potência sem levar em conta o custo de geração. Nota-se que otimizando essas funções objetivo chega-se a valores de custo da eletricidade gerada muito maiores se comparados ao valor que se tem usando a função objetivo de minimizar o custo de geração. Isto vem explicado pelo fato de que para conseguir elevados valores de geração é necessário recuperar o máximo possível da energia disponível no gás vindo do processo de fabricação de cimento e para tal fim é necessário ter maiores áreas superficiais de transferência de calor e operar com turbinas de maior potência o que leva a um maior custo de investimento, acarretando o aumento do custo da eletricidade gerada.

Na Fig. 2 (B) a primeira, segunda e terceira barra do gráfico, possuem os menores valores de potência líquida gerada, isto acontece porque nos três casos a função objetivo é minimizar os custos, sejam eles de geração, investimento ou total. As buscas por menores custos impactam negativamente na geração de energia elétrica, pois reduzem as áreas superficiais de transferência de calor, recuperando menos calor residual e consequentemente gerando menor quantidade de eletricidade. Comparando ainda as potências geradas para estas três funções objetivo, nota-se que para a função objetivo minimizar custo de geração tem-se uma potência líquida superior se comparada ao resultado de potência gerada pelas funções objetivo minimizar custo de investimento e minimizar custo total. Pelas Eq.11 e Eq.12 é possível perceber que para se obter menor custo de investimento se faz necessário um menor custo total multiplicado pela constante 4,16, o que leva ao resultado mostrado na figura, no qual a

potência líquida gerada pela função objetivo minimizar custo de investimento é superior a potência líquida gerada pela função objetivo minimizar custo total. Porém, quando a função objetivo é minimizar custo de geração é necessário diminuir o custo de investimento, mostrado pela Eq. 9, e consequentemente, para ser minimizada é necessária uma maior geração de potência, como mostra a Eq. 11. Na Fig. 2 (B) a quarta e sexta barra do gráfico apresentam os resultados encontrados de geração de potência para as funções objetivo maximizar eficiência energética e exergética, respectivamente. Para se maximizar ambas as eficiências se busca maior geração de eletricidade como pode ser comprovada pelas Eq. 4 e Eq. 5, por este motivo, essas barras fazem parte dos maiores valores de potência líquida do gráfico, sendo inferior somente à potência gerada pela função objetivo maximizar potência e pela função minimizar custo com potência líquida fixada maior que 2.700 kW. Na quinta barra da Fig. 2 (B) mostra-se a geração pela função objetivo minimizar custo de geração mantendo geração mínima de 2.700 kW, como era esperado, para este caso, a geração de menor custo ocorreria na menor potência líquida fixada, que é de 2.700 kW. Na última barra do gráfico da Fig. 2 (B) apresenta a geração de eletricidade para a função objetivo maximizar potência de geração. Comparando com os valores encontrados por todas as demais funções objetivo analisadas, este possui maior geração, o que era esperado, já que esta função não possui nenhuma restrição. Com esta função objetivo atingiu-se o maior valor de geração possível para o ciclo, que foi de 2.803 kW, conforme mostrado na Tab. 3.

A Fig. 3 apresenta uma série de gráficos onde o comportamento da potência líquida e do custo da eletricidade gerada foram relacionados mediante a variação de alguns parâmetros selecionados. Na Fig. 3 (A), nota-se que o aumento da fração de amônia na entrada da turbina leva ao aumento da potência ao passo em que se reduz ligeiramente o custo da eletricidade gerada. Esse comportamento se deve ao fato de que na medida que aumenta a concentração de amônia na entrada da turbina o separador produz mais vazão o que aumenta a potência conforme Eq. 1. Uma pequena redução no custo da eletricidade gerada ocorre devido ao efeito do aumento da potência gerada na redução do custo da eletricidade gerada, o qual influencia menos que o efeito de aumento que teria o incremento dos custos com equipamentos por ser o ciclo ligeiramente de maior porte. Na Fig. 3 (B) observa-se que o aumento da concentração de amônia no fluido de trabalho na entrada do separador leva ao incremento na potência gerada e no custo de geração, ambos de forma bastante discreta. Com o aumento da concentração de amônia na entrada do separador tem-se um fluido de comportamento mais zeotrópico no processo de evaporação que acontece no evaporador, fazendo com que se tenha um perfil de temperaturas mais uniforme durante a mudança de fase na evaporação produzindo-se mais vapor. Com uma maior quantidade de vapor gerada no evaporador gera-se mais potência na turbina conforme essa figura, o que leva ao aumento do custo de geração devido ao aumento com o custo da turbina.

A Fig. 3 (C) mostra como o aumento da diferença de temperatura no SA, entre os estados '1' e '17', levam a uma redução na potência e no custo da eletricidade gerada. Isso ocorre porque uma maior diferença de temperatura no SA implica numa menor temperatura do vapor na entrada da turbina, e, portanto, uma menor entalpia reduzindo a geração de potência (Eq. 1). A redução no custo da eletricidade gerada se deve a que o custo da turbina será menor por ter menor capacidade de geração. Na a Fig. 3 (D) pode se seguir um raciocínio semelhante. Ao aumentar a diferença de temperatura no EVAP, entre os estados '19' e '9', verifica-se significativa redução na potência gerada, porém uma discreta redução no custo da eletricidade gerada. Uma maior diferença de temperatura no EVAP implica necessariamente numa menor geração de vapor no evaporador, resultando numa menor vazão mássica o que tem impacto direto na potência gerada. A leve redução no custo da eletricidade gerada ocorre porque a

redução dos custos relacionados à menor área de troca de calor e menor porte da turbina são compensados pela sensível redução na potência, elevando o custo da geração (Eq. 9 e Eq. 11).

A Fig. 3 (E) mostra que ao se reduzir o título na saída do evaporador (estado '10') ocorre um aumento na potência líquida e no custo da eletricidade gerada. Esse aumento na potência se deve a que com um título menor na saída do evaporador, a diferença de entalpias no processo de evaporação é menor, possibilitando que se produza mais vapor no evaporador já que a diferença de temperatura entre o estado '9' e '19' permanece a mesma. O incremento no custo da eletricidade gerada é explicado pelo fato de que apesar do aumento da potência líquida e da redução da área de troca de calor do evaporador, o aumento da área de troca de calor no superaquecedor é mais significativo em termos de custo. Finalmente na Fig 3. (F) percebe-se que com o aumento da pressão na entrada da turbina (estado '1') ocorre também o aumento da potência e do custo da eletricidade gerada, este último de forma praticamente desprezível. O aumento da pressão no estado '1' eleva a potência gerada na turbina pelo aumento da entalpia conforme Eq. 1, porém com o aumento da pressão, aumenta-se também a potência consumida na bomba, reduzindo a potência líquida do ciclo. Mesmo gerando uma potência maior, o custo da eletricidade gerada sofre leve aumento já que é necessária a instalação de uma turbina e uma bomba com maior porte.

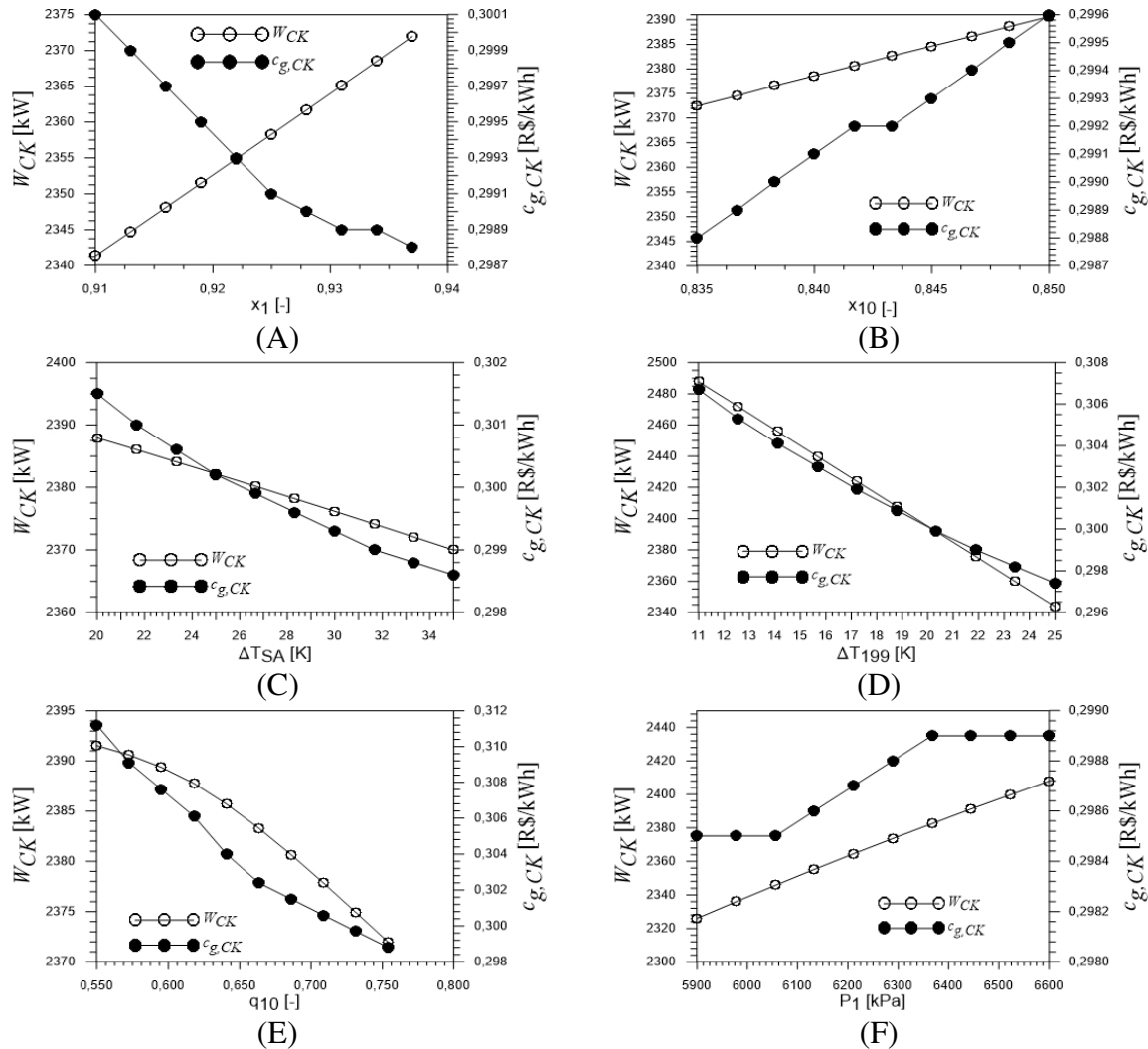


Figure 3. Influência de variáveis sobre os parâmetros objeto de otimização

5 CONCLUSÕES

A avaliação termoeconômica de um ciclo Kalina para a recuperação de calor residual oriundo dos pré-aquecedores ciclônicos de uma fábrica de cimento com capacidade diária de produção de clínquer de 5 mil toneladas permitiu expressar as seguintes conclusões:

- O efeito de minimizar ou maximizar uma determinada função objetivo reflete diretamente nos resultados obtidos em outros parâmetros de desempenho do ciclo Kalina. Assim, minimizando o custo de geração se terá um valor de custo da eletricidade gerada de 0,2988 R\$/kWh;
- Com maior recuperação da energia do gás residual se gerará mais vazão de fluido de trabalho, o que aumentará também as áreas superficiais de transferência de calor dos outros trocadores de calor do ciclo e a potência da turbina, o que em conjunto levará ao aumento do custo com equipamentos e assim ao aumento do custo de geração. De outra parte, as buscas por menores custos impactam negativamente na geração de energia elétrica, pois reduzem as áreas superficiais de transferência de calor, recuperando menos energia do gás residual o que leva à menor quantidade de eletricidade gerada.
- Para se maximizar as eficiências térmica e exergética deve-se optar por funções objetivo que procurem a maior geração de eletricidade;
- Maximizando a geração atingiu-se um valor de eletricidade gerada de 2.803 kW;
- O aumento da fração de amônia na entrada da turbina leva ao aumento da potência ao passo em que se reduz ligeiramente o custo da eletricidade gerada. E na entrada do separador leva ao incremento na potência gerada e no custo de geração, de forma bastante discreta;
- O aumento da diferença de temperaturas no superaquecedor leva a uma redução na potência e no custo da eletricidade gerada. E o aumento da diferença de temperatura no evaporador causa uma significativa redução na potência gerada, porém uma discreta redução no custo da eletricidade gerada;
- Ao se reduzir o título na saída do evaporador ocorre um aumento na potência líquida e no custo da eletricidade gerada;
- Com o aumento da pressão na entrada da turbina ocorre o aumento da potência e do custo da eletricidade gerada, este último de forma praticamente desprezível;
- O valor da energia gerada na faixa de 0,2988 R\$/kWh, é próximo do valor da tarifa média de 0,296 R\$/kWh (sem imposto) apresentado pela concessionária local de Minas Gerais para a energia elétrica fornecida às indústrias. Considera-se que com os aumentos da tarifa ao longo do ano de 2015, este valor deve ultrapassar o valor da energia gerada no processo de recuperação de energia do gás, tornando viável a implantação da tecnologia de ciclo Kalina para a RCR na indústria cimenteira de Minas Gerais.

AGRADECIMENTOS

Os AUTORES generosamente agradecem o apoio da Pontifícia Universidade Católica de Minas Gerais – PUCMINAS, o Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico - CNPq – e a Fundação de Amparo à Pesquisa de Minas Gerais – FAPEMIG.

REFERÊNCIAS

- Bejan, A., Tsatsaronis, G., Moran, M. J., 1996. *Thermal Design and optimization*. New York: John Wiley & Sons, pp. 350, 1996.
- Bridges, C., 2014. Equipment and fixtures index, percent good valuation factors – Use for lien date January 1. *Assessor's Handbook*. Seção 581. pp. 48.
- Coskun A., Bolatturk A., Kanoglu M., 2014. Thermodynamic and economic analysis and optimization of power cycles for a medium temperature geothermal resource. *Energy Conversion and Management*, n. 78, pp. 39–49.
- DiPippo, R., 2004. Second Law assessment of binary plants generating power from low-temperature geothermal fluids. *Geothermics*, vol.33, pp. 565-586.
- EPRI – Energy Project Research Institute. 1986. *Technology assessment of advanced power generation system II – Kalina bottoming cycle*. EPRI AP-4681. Project 2528-4. Final Report. November
- Incropera, Frank P.; WITT, David P., 2007. *Fundamentos de Transferência de Calor e de Massa*. LTC Rio de Janeiro, 6ª ed.
- Loh, H. P., Lyons, J., 2002. Process Equipment Cost Estimation. *National Energy Technology Center*, pp. 53-74.
- Ministério de Minas e Energia, 2015. *Informativo tarifário energia elétrica*, 18ª ed, pp. 18.
- Mirolli, M. D., 2006. Cementing Kalina Cycle Effectiveness. *Industry Applications Magazine*, IEEE, vol. 12, n. 4, pp. 60-64.
- Mirolli, M. D., 2007. Ammonia-Water Based Thermal Conversion Technology: Applications in Waste Heat Recovery for the Cement Industry. *Cement Industry Technical Conference Record*, IEEE, pp. 234-241.
- Santos, L. A. O., 2013. *Modelagem de Ciclo Kalina para a cogeração com calor residual no setor cimenteiro*. Dissertação de mestrado, Pontifícia Universidade Católica de Minas gerais.
- SHARMA, R.A., 5 Mar. 2013. *Co-generation & Success Story in Indian Cement Industry* Master Consultancy & Productivity PVT.LTD <http://www.energymanagertraining.com/announcements/issue25/winners_papers_Issue25/18_RASharma.pdf>
- Walas, S.M., 1990. *Chemical Process Equipment: Selection and Design*. Butterworth-Heinemann Series in Chemical Engineering, pp. 185.
- Wang, J., Dai, Y., Gao, L., 2009. Exergy analyses and parametric optimizations for different cogeneration power plants in cement industry. *Applied Energy*, vol.86, pp. 941-948.
- Zare,V., Mahmoudi ,S.M.S., Yari, M., Amidpour, M., 2012. Thermoeconomic analysis and optimization of an ammonia e water power/cooling cogeneration cycle. *Energy*, n. 47, pp. 271-283.

NOTA DE RESPONSABILIDADE

Os autores são os únicos responsáveis pelo material impresso incluído neste trabalho.