

INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA DA BIORREFINARIA DE CANA-DE-AÇÚCAR UTILIZANDO O PRÉ-TRATAMENTO HIDROTÉRMICO PARA O BAGAÇO

C. M. de OLIVEIRA¹, A. J. G. da CRUZ¹ e C. B. B COSTA¹

¹ Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal de São Carlos

E-mail para contato: cassiaoliveira@hotmail.com

RESUMO – O aumento na demanda por biocombustíveis tem impulsionado o desenvolvimento de novas tecnologias, como a produção de etanol a partir da hidrólise do bagaço. Neste trabalho foi realizada a integração energética de uma biorrefinaria de cana-de-açúcar através da análise *Pinch*, técnica consagrada na área de integração energética. A biorrefinaria consiste do processo de produção de etanol de 1^a/2^a geração e energia elétrica, empregando o pré-tratamento hidrotérmico para o bagaço. A partir dos conceitos da análise *Pinch* foi possível sintetizar duas redes de trocadores de calor, na qual os custos com utilidades são reduzidos. Os processos com as redes de trocadores propostas foram comparados com os processos sem integração energética e com o processo com integração de projeto, comumente encontrado nas usinas brasileiras. Os resultados demonstraram que a redução no consumo energético pode chegar a 60% em relação ao processo sem integração e a 40% em relação processo com integração de projeto.

1. INTRODUÇÃO

A importância do Brasil na produção de biocombustíveis, em especial o etanol, iniciou-se com o Proálcool, programa desenvolvido pelo governo brasileiro com o intuito de substituir derivados do petróleo por biocombustíveis. Com a possibilidade de escolha e a percepção de economia, o consumidor tem mostrado ao mercado grande aceitação ao biocombustível etanol. Em 2004, a opção de veículos automotivos *flex-fuel*, movidos à gasolina e etanol em qualquer proporção, representava 22% das vendas de veículos leves no Brasil. Em 2011, atingiu valores superiores a 80%. Com isto, a frota de veículos leves com motor *flex-fuel* vem crescendo significativamente (Brasil, 2013 a).

De acordo com estudo do Departamento de Combustíveis Renováveis (Brasil, 2012 a), desde junho de 2012 os veículos *flex-fuel* representavam 50% da frota de veículos leves no Brasil. Estudos realizados projetam que a participação de veículos movidos a biocombustíveis deverá ser aproximadamente 75% da frota total circulante de veículos leves em 2021 (Brasil, 2012 b). Além da crescente frota de veículos *flex-fuel* no Brasil, outros fatores têm dado grande importância à produção de etanol como a elevação na porcentagem de etanol anidro na gasolina de 20% para 25% e linhas de financiamento para a estocagem do etanol, renovação e implantação de novos canaviais (Brasil, 2013 b, c).

O setor sucroenergético tem como um dos seus principais produtos o etanol de primeira geração (1G) e como um dos seus subprodutos o bagaço, que pode ser queimado para a geração de energia elétrica e/ou utilizado na produção de etanol de segunda geração (2G). Para o processo de produção de etanol 2G são encontrados na literatura diferentes tipos de pré-tratamento do bagaço, dentre os quais se destacam os tratamentos com explosão a vapor, organosolv, ácido diluído, hidrotérmico, entre outros. O pré-tratamento hidrotérmico consiste no contato da biomassa com água a altas temperaturas (160-240°C) e sob pressão durante alguns minutos. Essa técnica solubiliza, principalmente, a fração de hemicelulose. Dados apresentados por Yu *et al.* (2013) para bagaço de cana-de-açúcar pré-tratado hidrotérmicamente (180°C e 1 MPa) mostraram que 85% da hemicelulose foi recuperada como xilose na fração líquida. Posterior ao pré-tratamento hidrotérmico é realizada uma filtração, onde são obtidas duas frações: uma delas enriquecida de celulose (fração sólida) e outra enriquecida em açúcares derivados principalmente da hemicelulose (fração líquida) (Pérez *et al.*, 2008). O pré-tratamento hidrotérmico é uma abordagem atrativa, pois não requer adição de químicos ou materiais resistentes a corrosão (Yu *et al.*, 2013; Chandra *et al.*, 2012; Larsen *et al.*, 2012).

A produção de etanol 2G ainda é uma tecnologia recente e requer estudos a fim de reduzir o consumo energético e consequentemente disponibilizar mais bagaço para a produção de etanol de segunda geração. Dentre os métodos disponíveis de integração energética podem-se citar técnicas que empregam conceitos termodinâmicos e regras heurísticas e técnicas de otimização, as quais podem ser resolvidas por métodos determinísticos e não determinísticos. A análise *Pinch* é uma das metodologias mais consagradas na integração energética devido à sua simplicidade e facilidade de aplicação, e consiste de um conjunto de técnicas para a aplicação sistemática de conceitos termodinâmicos. A técnica permite que os engenheiros de processo ganhem a intuição necessária nas interações térmicas entre processos químicos e os sistemas de utilidade que os cercam (Panjeshahi *et al.*, 2008). Neste contexto, o presente trabalho propôs a integração energética com a técnica *Pinch* no processo de produção de etanol de 1^a/2^a geração e energia elétrica, empregando o pré-tratamento hidrotérmico para o bagaço de cana-de-açúcar e considerando a etapa de fermentação das pentoses advindas da hidrólise da hemicelulose nele presente. O estudo utilizou dados da simulação do processo em estudo, denominado de biorrefinaria virtual.

2. METODOLOGIA

A integração energética da biorrefinaria virtual foi realizada com base nos princípios da análise *Pinch*, técnica originalmente desenvolvida por Linnhoff no final da década de 1970 (Flower e Linnhoff, 1979; Cerda *et al.*, 1983; Linnhoff e Hindmarsh, 1983). Inicialmente foi realizado um estudo da biorrefinaria para identificação das correntes que poderiam participar da integração energética, considerando as possíveis restrições do processo. A metodologia *Pinch* requer a aquisição de dados das correntes, tais como temperatura inicial e final, vazão mássica e definição do tipo de corrente (quente ou fria). As informações foram obtidas de simulações realizadas no *software* EMSO (*Environment for Modeling, Simulation, and Optimization*), o qual tem sido utilizado no desenvolvimento da biorrefinaria pelo grupo de pesquisa de Simulação e Controle de Processos do Departamento Engenharia Química da Universidade Federal de São Carlos. Mais informações sobre os modelos podem ser obtidas nos trabalhos de Furlan *et al.* (2013) e Furlan *et al.* (2012). A Figura 1 mostra o fluxograma do processo com as principais etapas envolvidas.

Para cada corrente identificada na participação da integração energética foram calculadas a capacidade calorífica, variação de entalpia e capacidade térmica. A escolha da diferença mínima de temperatura (ΔT_{\min}) entre uma corrente quente e fria depende das características do processo (Yoon, Lee e Park, 2006). Neste trabalho foi definida a diferença mínima de temperatura igual a 10°C. O valor de ΔT_{\min} pode ser otimizado para a obtenção de valores mais acurados, porém, como será demonstrado na próxima seção, o valor adotado já apresenta grande redução no consumo de utilidades. O principal objetivo deste trabalho foi demonstrar que a integração energética tem grande potencial, junto com outros estudos, de tornar a produção de etanol 2G viável, devido a maior disponibilidade de bagaço. Por este motivo, a otimização não foi escopo do trabalho. Para auxiliar nos cálculos foram utilizados o *software* gratuito Hint (Martín e Mato, 2008) e a planilha disponível em Elsevier Ltd (2007). Com auxílio dessas ferramentas foram propostas redes de trocadores de calor que reduzem o consumo de utilidades.

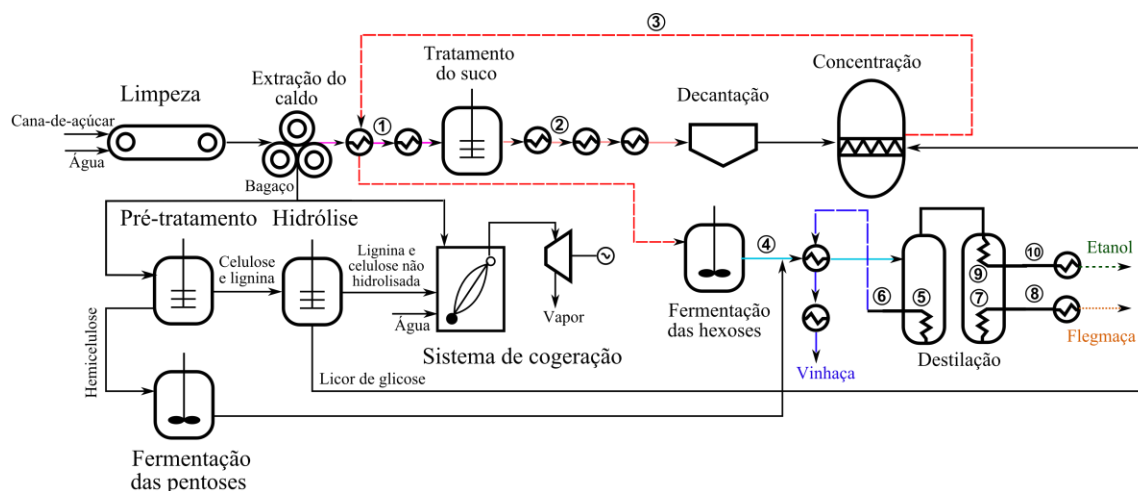


Figura 1 - Fluxograma da biorrefinaria.

3. RESULTADOS E DISCUSSÃO

A biorrefinaria apresentada neste tópico possui uma capacidade de moagem de 12.000 t/dia de cana-de-açúcar, produção de 1.144 m³ etanol hidratado/dia e 68,5 MW de energia elétrica e consumo de 3,3 kg vapor/L etanol hidratado. O consumo de vapor supramencionado refere-se ao consumo de vapor vegetal que é utilizado como utilidade quente no processo. O particionamento entre as frações de bagaço para o sistema de cogeração e produção de etanol 2G advém da necessidade do processo ser energeticamente autossuficiente. Portanto, pela demanda energética do processo sem integração energética, é necessário queimar 2.655 t/dia de bagaço na geração de vapor para sustentar energeticamente o processo, restando 350 t/dia de bagaço para a produção de etanol 2G.

Na Tabela 1 são apresentadas as informações das correntes que precisam de aquecimento ou resfriamento nesse processo. Neste primeiro momento foi considerado que todo aquecimento e resfriamento das correntes são por utilidades externas, ou seja, não há nenhuma integração energética. As correntes podem ser identificadas na Figura 1 pela numeração. Para uma diferença mínima de temperatura igual a 10°C a energia recuperada pela troca de calor entre as correntes é de 68,3 MW e a

quantidade de utilidade quente (Q_Q) e fria (Q_F) necessárias para o processo é de 49,0 MW e 38,5 MW, respectivamente. A temperatura *Pinch* deslocada do processo é igual a 106,9°C e as temperaturas *Pinch* quente e fria são 111,9°C e 101,9°C, respectivamente.

Tabela 1 - Dados das correntes de processo

Corrente	Tipo	Constituição	Equipamento		Vazão (kg/h)	$T_{inicial}$ (°C)	T_{final} (°C)	ΔH (kW)
			Sai	Entra				
1	Fria	Caldo	Moenda	Tanque de calagem	547,66	32,13	58,32	15.234,43
2	Quente	Caldo	Evaporador	Fermentador	338,17	121,90	31,00	-31.483,85
3	Fria	Vinho	Flash	Coluna 1	423,35	31,00	82,00	24.185,42
4	Fria	Vinhaça	Coluna 1	Refervedor	353,84	111,69	111,88	42.740,70
5	Fria	Flegmaça	Coluna 2	Refervedor	32,14	108,28	108,38	5.015,00
6	Quente	Etanol	Coluna 2	Condensador	37,38	78,17	77,43	-34.458,58
7	Quente	Vinhaça	Refervedor		353,84	111,88	25,00	-35.894,36
8	Quente	Flegmaça	Refervedor		32,14	108,38	25,00	-2.928,81
9	Quente	Etanol	Condensador		37,38	77,43	25,00	-2.100,46
10	Fria	Caldo	Tanque de calagem	Flash	548,87	58,25	110,00	30.169,28

A partir dos valores de demanda mínima de utilidades e considerando os conceitos da análise *Pinch* podem ser obtidas diferentes redes de trocadores de calor (RTC). A Figura 2 mostra uma das redes, onde estão presentes 9 trocadores de calor, 3 aquecedores e 5 resfriadores, ou seja, 17 unidades de troca térmica. Este valor representa um acréscimo de 5 unidades de troca térmica em relação ao processo sem integração energética. Em comparação com a biorrefinaria original, o processo com a rede de trocadores de calor que atende a demanda mínima energética apresenta economia de 58,2% em utilidade quente e 63,9% em utilidade fria e consumo de vapor vegetal reduzido a 1,4 kg vapor/L etanol hidratado.

Para sintetizar a rede que atende a demanda mínima de energia foi necessário dividir a corrente de caldo número 10 em duas. Em correntes com alta vazão ou elevada temperatura a divisão de correntes pode ser vantajosa, porém esse procedimento pode não ser compatível com o processo e suas restrições, e por este motivo, foi proposta uma segunda rede sem divisões de correntes e com uma demanda energética de $Q_Q = 68,7$ MW e $Q_F = 58,2$ MW (Figura 3). No processo integrado com a segunda RTC há um acréscimo de 1 unidade de troca térmica em relação a biorrefinaria sem integração, economia de 41,5% em utilidade quente e 45,6% em utilidade fria e consumo de vapor vegetal reduzido a 1,9 kg vapor/L etanol hidratado. Durante a síntese da segunda rede foi rompido o laço térmico entre os trocadores de calor 6 e 4 com a remoção do trocador 4, além da exclusão dos trocadores 3, 8, 10 e 12. Essa é uma estratégia de relaxamento da rede que tem por objetivo simplificá-la e reduzir os custos de capital. Contudo, a remoção de um laço térmico deve seguir um critério envolvendo o balanço entre os custos de energia e os custos de equipamento. Para essa análise é necessário confrontar fatores como custos de tubulações, válvulas, trocadores de calor e

manutenção, retorno pela economia em utilidades e a complexidade do processo. Nas redes indicadas pelas Figuras 2 e 3 os círculos ligados por uma linha vertical representam os trocadores de calor, os círculos com H indicam os aquecedores (*heaters*) e com C os resfriadores (*coolers*) e os números abaixo dos trocadores de calor, aquecedores e resfriadores indicam a taxa de energia trocada entre as correntes ou utilidades, em MW. O fluxograma do processo com as redes propostas é apresentado nas Figuras 4 e 5.

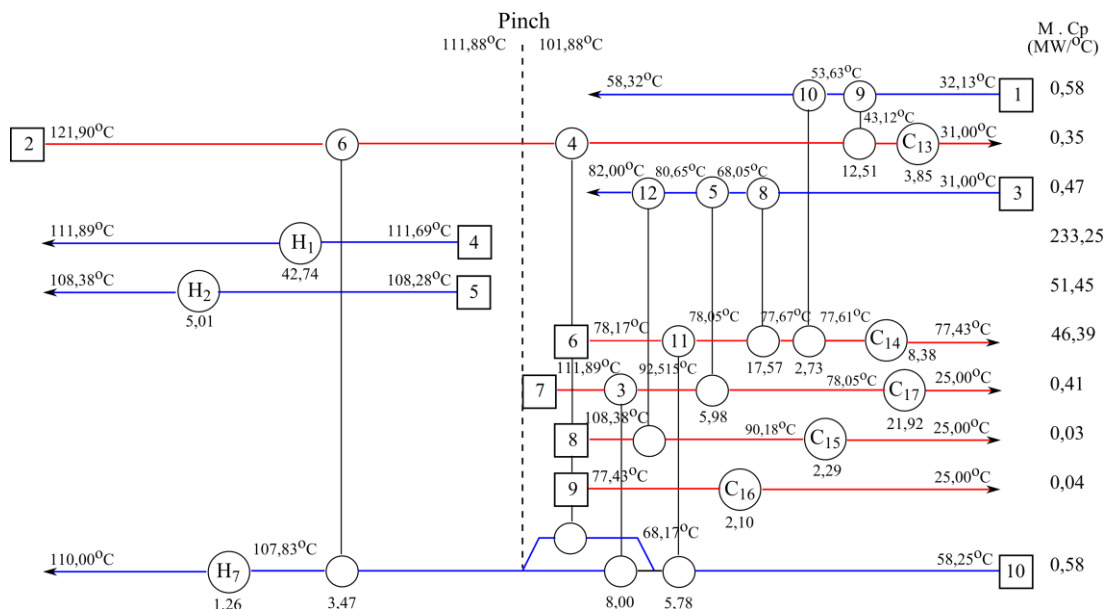


Figura 2 - 1ª rede de trocadores de calor.

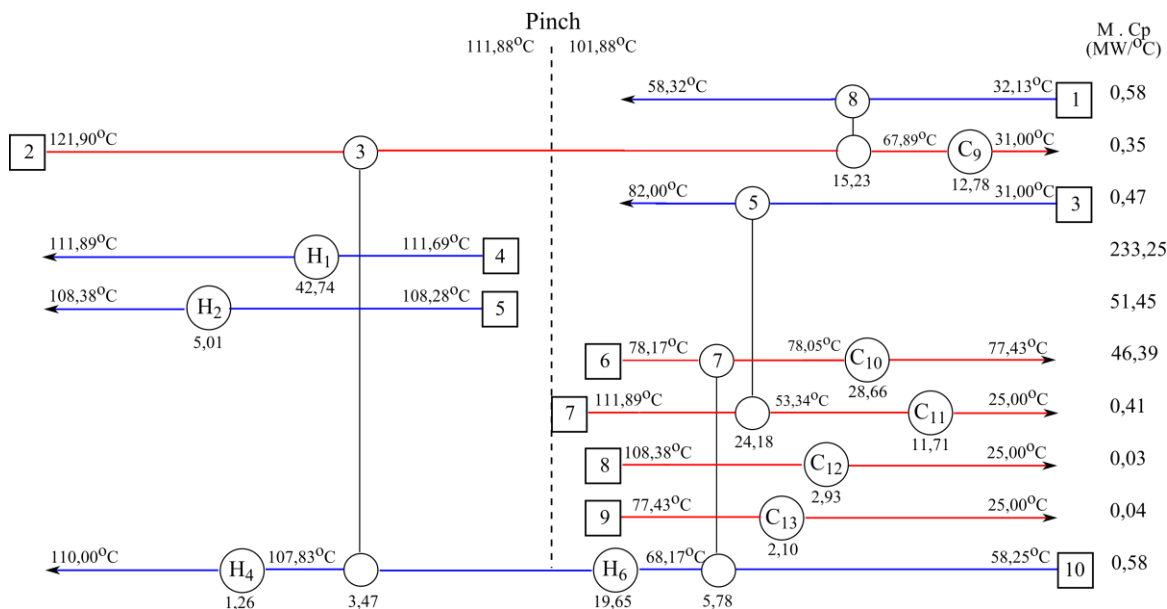


Figura 3 - 2ª rede de trocadores de calor.

Nas usinas frequentemente há um nível de integração no processo, o qual depende do projeto de cada planta. A biorrefinaria tomada como base possui integração entre a corrente de vinho na entrada da coluna de destilação (corrente 3) e de vinhaça (corrente 4) e entre a corrente de caldo na saída das moendas (corrente 1) e corrente de caldo na saída do evaporador (corrente 2). Esse tipo de integração é comumente utilizado nas destilarias e é denominado de biorrefinaria com integração de projeto neste trabalho (ver Figura 1). Em comparação com a biorrefinaria com integração de projeto, o processo com a primeira rede apresenta uma economia de 37,1% de utilidade quente e 43% de utilidade fria, enquanto que o processo com a segunda rede apresenta uma economia de 11,9% de utilidade quente e 14% de utilidade fria.

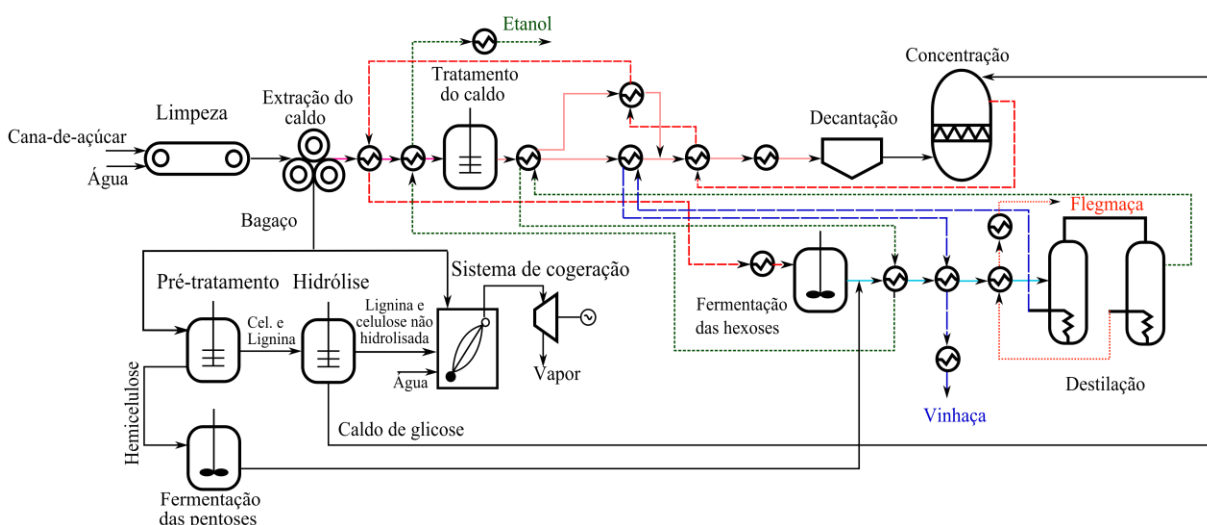


Figura 4 - Fluxograma da biorrefinaria com a 1ª RTC.

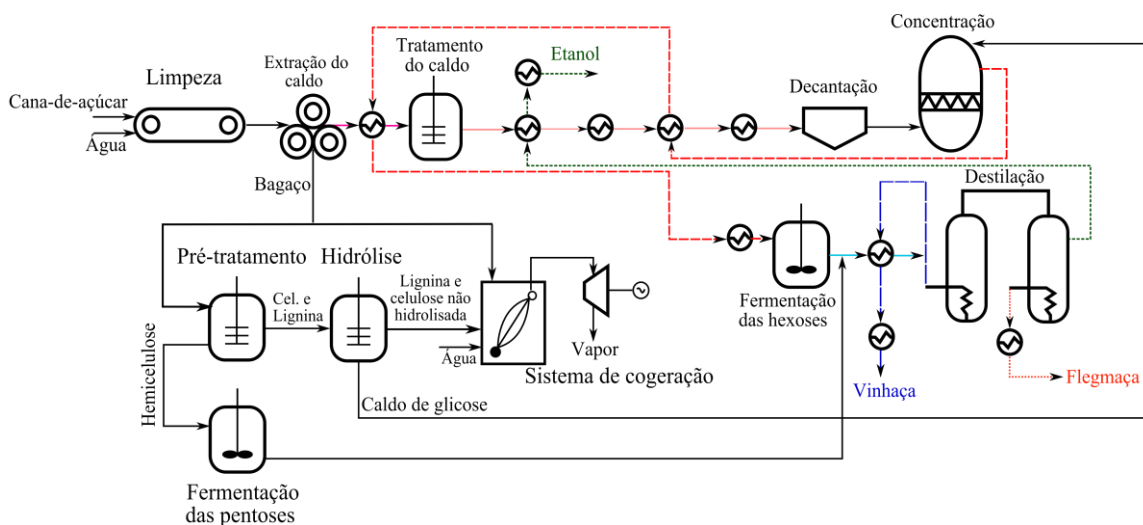


Figura 5 - Fluxograma da biorrefinaria com a 2ª RTC.

No processo em estudo o bagaço destinado para cogeração de energia é queimado, fornecendo vapor

a 65,0 bar. Em seguida, o vapor aciona as turbinas, gerando vapor de escape a baixa pressão (2,5 bar) e vapor de escape a alta pressão (20,0 bar). O vapor de escape a alta pressão é utilizado na etapa de pré-tratamento e o vapor de escape a baixa pressão é utilizado nos evaporadores para a concentração do licor de hexoses e pentoses. O vapor vegetal saturado a 2,1 bar fornecido pelo evaporador é empregado como utilidade quente, sem a necessidade de outra fonte de calor para o aquecimento das correntes frias. A economia de vapor vegetal no processo integrado com as redes propostas de trocadores de calor pode minimizar o consumo de bagaço utilizado para gerar vapor ao processo. Assim, o excedente pode ser disponibilizado para a produção de etanol de segunda geração. Contudo, para que haja tal economia, o evaporador simples empregado no desenvolvimento deste processo deve ser substituído por um evaporador de múltiplo efeito, no qual o caldo é concentrado nas mesmas especificações, utilizando menos vapor de escape e gerando menos vapor vegetal, mas em quantidade suficiente para atender a demanda de vapor da planta. Como consequência, menos bagaço precisa ser destinado para o sistema de cogeração e o excedente é encaminhado para a produção de etanol 2G, aumentando a produção de etanol no processo.

4. CONCLUSÃO

A integração energética apresenta uma considerável economia no consumo de utilidades e consequentemente, nos custos de operação da planta. O menor consumo de utilidades é obtido com a 1ª RTC, na qual há uma economia de aproximadamente 60% em relação ao processo sem integração e de 40% em relação ao processo com integração de projeto. O processo com a 2ª RTC apresenta uma economia inferior, porém, tem a vantagem de adicionar apenas um trocador de calor ao processo sem integração e de manter a planta sem a divisão de correntes. Além disso, a integração energética promove melhor gestão de energia, redução na emissão de gases e efluentes aquosos e auxilia, junto a outros trabalhos, na viabilização do processo integrado de produção de etanol de primeira e segunda geração.

5. AGRADECIMENTOS

Os autores agradecem à FAPESP, CAPES e ao CNPq pelo apoio financeiro.

6. REFERÊNCIAS

- BRASIL. Ministério de Minas e Energia. Boletim mensal dos combustíveis renováveis, Brasília, 2012 a.
- BRASIL. Ministério de Minas e Energia e Empresa de Pesquisa Energética. Plano Decenal de Expansão da Energia 2021, Brasília, 2012 b.
- BRASIL. Ministério de Minas e Energia e Empresa de Pesquisa Energética. Avaliação do comportamento dos usuários de veículos *flex fuel* no consumo de combustíveis no Brasil, Brasília, 2013 a.
- BRASIL. Conselho Interministerial do Açúcar e do Alcool. Resolução nº 1, de 28 de fevereiro de 2013. Diário Oficial da União, Brasília, 2013 b.
- BRASIL. Ministério de Minas e Energia. Boletim mensal dos combustíveis renováveis (ed. 63).

Brasília, 2013 c.

CERDA, J.; WESTERBERG, A. W.; MASON, D.; LINNHOFF, B. Minimum utility usage in heat exchanger network synthesis. *Chem. Eng. Sci.*, v. 38, p. 373-387, 1983.

CHANDRA, R.; TAKEUCHI, H.; HASEGAWA, T. Hydrothermal pretreatment of rice straw biomass: A potential and promising method for enhanced methane production. *Appl. Energ.*, v. 94, p. 129-140, 2012.

ELSEVIER LTD. Pinch Analysis and Process Integration: Pinch analysis spreadsheet. 2007. Disponível em: <http://www.elsevierdirect.com/v2/companion.jsp?ISBN=9780750682602>. Acessado em: 18 mar. 2014.

FLOWER, J. R.; LINNHOFF, B. Thermodynamic analysis in the design of process networks. *Comput. Chem. Eng.*, v. 3, p. 283-291, 1979.

FURLAN, F. F.; TONON FILHO, R.; PINTO, F. H. P. B.; COSTA, C. B. B.; 2, CRUZ, A. J. G.; GIORDANO, R. L. C.; GIORDANO, R. C. Bioelectricity versus bioethanol from sugarcane bagasse: is it worth being flexible? *Biotechnol. Biofuels*, v. 6, p. 142-143, 2013.

FURLAN, F. F.; COSTA, C. B. B.; CRUZ, A. J. G.; SECCHI, A. R.; SOARES, R. P.; GIORDANO, R. C. Integrated tool for simulation and optimization of a first and second generation ethanol-from-sugarcane production plant. *Comput. Aided Process Eng.*, v. 30, p. 81-85, 2012.

LARSEN, J.; Ostergaard, H.; Thirup, L. Inbicon makes lignocellulosic ethanol a commercial reality. *Biomass Bioenerg.*, v. 46, p. 36-45, 2012.

LINNHOFF, B.; HINDMARSH E. The pinch design method for networks. *Chem. Eng. Sci.*, v. 38, p. 745-763, 1983.

MARTÍN, A.; MATO, A. F. Hint: An educational software for heat exchanger network design with the pinch method. *Educ. Chem. Eng.*, v. 3, p. e6-e14, 2008.

MOSIER, N.; WYMAN, C.; DALE, B.; ELANDER, R.; LEE, Y. Y.; HOLTZAPPLE M.; LADISCH M. Features of promising technologies for pretreatment of lignocellulosic biomass. *Bioresource Technol.*, v. 96, p. 673-686, 2005.

PANJESHAHI, M. H.; LANGEROUDI E. J.; TAHOUNI N. Retrofit of ammonia plant for improving energy efficiency. *Energ.* v. 33, p. 46-64, 2008.

PÉREZ, J. A.; BALLESTEROS, I.; BALLESTEROS, M.; SÁEZ, F.; NEGRO M. J.; MANZANARES P. Optimizing Liquid Hot Water pretreatment conditions to enhance sugar recovery from wheat straw for fuel-ethanol production. *Fuel*, v. 87, p. 3640-3647, 2008.

YOON, S. G.; LEE, J.; PARK, S. Heat integration analysis for an industrial ethylbenzene plant using Pinch analysis. *Appl. Therm. Eng.*, v. 27, p. 886-893, 2007.

YU, Q.; ZHUANG, X.; LV, S.; HE, M.; ZHANG, Y.; YUAN, Z.; QI, W.; WANG, Q.; WANG W.; TAN, X. Liquid hot water pretreatment of sugarcane bagasse and its comparison with chemical pretreatment methods for the sugar recovery and structural changes. *Bioresource Technol.*, v. 129, p. 592-598 2013.