

INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA DA ETAPA DE EXTRAÇÃO DE ÓLEO DE SOJA UTILIZANDO ANÁLISE PINCH

Aparecido Nivaldo Módenes¹
Carlos Coutinho Fernandes Jr.¹
Guilherme Bazarin¹
Fernando Rodolfo Espinoza-Quiñones¹
Carlos Eduardo Borba¹

Resumo: Neste trabalho, foi realizado um estudo de caso de integração energética na etapa da extração de uma fábrica de óleo de soja operando com produção média de 15.000 ton/mês. Após uma análise nas correntes da etapa de extração, baseando-se no potencial de troca térmica, foram selecionadas quatro correntes. A primeira corrente quente (Q1), consiste de óleo bruto, com temperaturas de entrada 110°C e saída 80°C. A segunda corrente quente (Q2), consiste de água que sai de um aquecedor à 90°C e necessita ser resfriada até 55°C. A terceira corrente (F1) consiste de água que sai do decantador e necessita ser aquecida de 40°C até 90°C. A quarta corrente (F2) consiste em uma mistura de 70% óleo e 30% hexano com temperaturas de entrada 60°C e saída 90°C. A metodologia adotada para a síntese da rede de trocadores de calor foi a Análise Pinch, devido à facilidade de aplicação e interação com o usuário. Após a integração foi feita uma análise dos custos e verificou-se uma economia de consumo de vapor de 79,6% (5,3% do consumo global da planta). No custo total anual há uma redução 77,5%, após a síntese da rede. A taxa de retorno para o investimento proposto é de apenas 3 meses.

Palavras-chave: Análise Pinch, Integração Energética, Máxima Recuperação de Energia.

Abstract: In this paper, a case study of energy integration in extraction phase in a soybean oil factory was performed. Based on the thermal potential change, two hot and two cold currents were selected from a set of streams of soybean oil extraction phases. A first hot current (Q1) transports crude oil with 110 and 80°C as input and output temperatures, respectively, while the second one (Q2) transports water that comes out from a boiler with a 90°C input temperature and it needs to be reduced to 55°C output temperature. A first cold current (F1) transports water that comes out from a decanter and it needs to be heated from 40 to 90°C, while the second one (F2) transports a oil-hexane (70% - 30%) mixture with 60°C input and 90°C output temperatures. The Pinch Analysis was chosen as a synthesis methodology for the heat exchanger network synthesis. A cost analysis was carried out, verifying a 79,6% steam consumption economy, after the pinch analysis-based energy integration, performing a 77,5% (5.3% overall consumption of plant) annual total cost reduction and showing a utilities investment return on three months.

Keywords: Pich Analysis, Energy Integration, Maximum Energy Recovery.

¹ Programa de Pós-graduação *Stricto Sensu* em Engenharia Química da Universidade Estadual do Oeste do Paraná – UNIOES-TE. Rua da Faculdade, 645. Jardim La Salle. CEP 85902-000. E-mail: f.espinoza@terra.com.br

1. INTRODUÇÃO

A energia utilizada em processos de transformação está intrínseca em todas as considerações e análises feitas na elaboração e/ou otimização de uma planta industrial. O setor industrial volta grande parte de sua atenção à eficiência energética do processo, uma vez que ela é um importante componente do custo e, hoje em dia, além de se considerar o aspecto energético é preciso ainda levar em conta os aspectos ambientais. O calor não utilizado em um processo representa não somente um desperdício de combustível, mas também significa que será necessária maior quantidade de água de resfriamento e conseqüentemente mais poluição será gerada.

Dentro de qualquer indústria, aproveitar a energia térmica entre as correntes de processo, através de integração energética entre geradores e trocadores de calor e o sistema de arrefecimento é o caminho mais eficaz para se buscar a economia desejada. A síntese de rede de trocadores de calor (RTC) para integração energética de processos consiste em estabelecer uma determinada distribuição para um conjunto de trocadores, na qual o objetivo é obter a máxima recuperação energética (MRE) com um número mínimo de utilidades (NMU). Para a síntese de uma RTC podem ser utilizados métodos matemáticos ou métodos heurísticos (Análise Pinch).

Nos últimos anos surgiram diversos trabalhos com foco de aplicação industrial, nos mais variados setores. No processo de produção de papel e celulose (Sasazawa *et al.*, 2000), em uma planta de óleo de soja (Maluf, 2003), em usinas de açúcar e álcool (Higa e Bannwart, 2003), no setor de energia (Pires, 2003), na etapa de extração por solvente de uma fábrica de produção de farelo branco de soja (Cereto, 2004), na área de refino e combustíveis (Moreira *et al.*, 2007), na área petrolífera (Yoon e Park, 2007; Beninca, 2008; Rossi e Bannwart, 2009) e no refino e processamento de óleo (Paraíso, 2001).

Este trabalho apresenta um caso de aplicação de integração energética em uma planta de processamento de óleo vegetal, na etapa de extração do óleo. A metodologia adotada na síntese de RTC foi a Análise Pinch, através de um programa computacional em linguagem Fortran. Após a síntese de RTC foi realizada uma análise da viabilidade econômica, na qual a integração se mostrou financeiramente viável.

2. METODOLOGIA

A Análise Pinch foi a metodologia selecionada para alcançar a máxima (MRE) do processo, ou seja, encontrar a melhor forma de troca térmica entre as correntes quentes e frias aproveitando, assim, a energia do próprio processo para as operações de troca térmica.

Utilizando os conceitos da Análise Pinch foi desenvolvido um programa computacional em linguagem Fortran. O programa foi elaborado em forma modular, sendo composto por um programa principal e cinco módulos, conforme ilustrado na Figura 1.

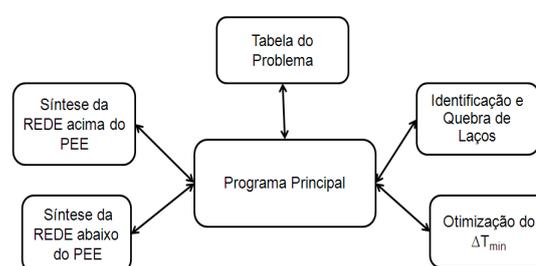


Figura 1 - Diagrama de blocos para o programa desenvolvido

O programa principal gerencia os demais módulos. As propriedades físicas devem ser fornecidas na temperatura média aritmética a qual é obtida a partir das temperaturas de entrada e de saída das correntes de processo. Os dados de entrada referentes às correntes são: número de correntes quentes e frias, temperatura de entrada e saída ($^{\circ}\text{C}$), produto entre vazão mássica e Capacidade Calorífica (CP) ($\text{W}/^{\circ}\text{C}$), coeficiente de transferência de calor convectivo ($\text{W}/\text{m}^2\text{ }^{\circ}\text{C}$) e o fator de incrustação ($\text{m}^2\text{ }^{\circ}\text{C}/\text{W}$).

Primeiramente é acionado o módulo da otimização do ΔT_{min} . Em seguida, é acionado o módulo Tabela do Problema, no qual determina-se o consumo mínimo de energia e divide-se o problema em duas regiões, uma acima e outra abaixo do Ponto de Estrangulamento Energético (PEE). Feito isto, o programa principal irá acionar o módulo síntese da rede, onde será realizado o procedimento de síntese para as duas regiões, obtendo-se assim a rede para a MRE, que poderá ser evoluída. Esta evolução é feita no módulo de identificação e quebra de laços. Os resultados são fornecidos em forma de tabelas, podendo ser

impresso a Tabela do Problema e a rede evoluída contendo as temperaturas de entrada e saída, além do CP (produto entre vazão mássica e Capacidade Calorífica) da corrente quente e fria à qual pertence cada trocador.

3. ESTUDO DE CASO

A integração energética foi proposta para a etapa de extração de óleo de uma fábrica de óleo vegetal em operação na Região Oeste do Paraná, com produção média de 15000 ton/mês. Inicialmente foram avaliadas todas as correntes principais da etapa de extração, conforme apresentado na Figura 2. A Tabela 1 apresenta um resumo da avaliação realizada, onde são apresentadas as especificações das correntes que compõem a etapa de extração desta planta em operação.

Desta análise prévia, verificou-se a possibilidade de se realizar o processo de integração energética em quatro correntes (assinaladas em pontilhado vermelho na Figura 2), sendo duas correntes quentes e duas correntes frias. Duas dessas correntes fazem parte da separação da mistura líquida óleo e hexano, e as outras duas estão localizadas na parte final do processo de extração, na parte onde a água é aquecida até 90 °C para evaporar os gases de hexano e depois segue para o sistema de tratamento de efluentes. As especificações das quatro correntes são apresentadas na Tabela 2.

A primeira corrente quente denominada de Q1 (corrente 4, na Figura 2), consiste em uma corrente de óleo bruto que sai do evaporador 22 com vazão de 4,4 ton/h e temperatura de entrada de 110 °C e segue para o hidratador, sendo já preparada para a etapa seguinte que é o refino. A segunda corrente quente, denominada de corrente Q2 (corrente 17, na Figura 2), consiste em uma corrente de água com vazão de 4,0 ton/h que sai de um evaporador de solvente à temperatura de entrada de 90 °C e saída de 55 °C. A corrente F1 (corrente 16, na Figura 2) consiste em uma corrente de água que sai do decantador a uma vazão de 4,0 ton/h e a uma temperatura de 40 °C, que recebe o fluxo da coluna 60S1 e do condensador 19. A corrente F2 (corrente 2, na Figura 2) consiste em uma corrente de miscela (mistura 70 % óleo e 30 % hexano) que segue para a coluna 18S e tem uma vazão de 5,5 ton/h com temperatura de entrada de 60 °C e temperatura de saída de 90 °C.

A Corrente Q1 vai para a etapa seguinte, hidratação, à temperatura de 110 °C. Necessita ser resfriada e seguir para a degomagem a menos de 90 °C, pois neste processo utiliza-se a degomagem com água (hidratação), que é favorecida a temperaturas abaixo de 100 °C. Neste caso uma menor temperatura (entre 70 e 80 °C) irá produzir uma melhor degomagem por facilitar a hidratação dos fosfatídeos. A corrente Q2 consiste na água que sai do fervedor (17), que deve ser aquecida até 90 °C. Esta corrente é direcionada para a estação de tratamento de efluentes e não deve chegar ao efluente nesta temperatura, sendo ideal ser resfriada pelo menos até 55 °C. Tendo em vista que é uma vazão de 4 ton/h, se esta corrente pudesse trocar calor com uma corrente fria teria um potencial de fornecer 163 kW/h.

A corrente F1, que consiste de água oriunda do decantador, recebe o fluxo dos condensadores 19 e 23, e necessita ser aquecida até 90 °C para eliminação dos gases residuais de hexano. O aquecimento desta corrente que tem vazão de 4,0 ton/h e consome 232,5 kW/h, energia esta provida atualmente com utilidade quente. A corrente F2, que consiste na miscela, entra na coluna 18S e necessita ser aquecida a 90 °C e seu aquecimento consome 98 kW/h, energia esta também fornecida atualmente com utilidade quente. As duas correntes frias F1 e F2, geram um gasto de energia de 330,6 kW/h, levando-se em consideração que a fábrica de óleo trabalha em geral em regime de 24 horas/dia, 335 dias por ano, este consumo atinge um valor de 2658 MW/ano aproximadamente.

Após definição das correntes e suas necessidades energéticas, antes da síntese da RTC, foi realizado a otimização do ΔT_{\min} utilizando o procedimento proposto por Ahmad e Linnhoff (1985). O cálculo foi feito estabelecendo-se metas para o consumo de utilidades, número de unidades, área de transferência de calor e custo total anual. O procedimento de cálculo consiste em encontrar a MRE e calcular a área mínima de troca térmica para a rede a ser sintetizada. Este cálculo é baseado no diagrama temperatura x entalpia (TH), apresentado por Tjoe e Linnhoff (1984), onde os intervalos de entalpia no diagrama TH são obtidos para cada mudança de inclinação nas curvas compostas. Assim, aplicando o escoamento em contracorrente às curvas compostas, Tjoe e Linnhoff (1984) chegaram a seguinte expressão para à área mínima.

$$A_{\text{MIN}} = \sum_{i=1}^n \frac{1}{FT_i \cdot MLDT_i} \cdot \left(\sum_{j=1}^m \frac{q_j}{h_j} \right)_i \quad (1)$$

Sendo, n = número de intervalos; m = número de correntes; q_j = energia transferida pelas correntes j (quentes e frias) existentes no intervalo i ; h_j = coeficiente de transferência de calor convectivo (incluindo incrustação) das correntes j , também presentes no intervalo i ; $MLDT_i$ = média logarítmica da diferença de temperatura para cada intervalo, calculada para o escoamento em contracorrente; FT_i = fator de correção para o MLDT do intervalo i .

O custo de capital de uma RTC é função da área de transferência de calor e do número de equipamentos de troca térmica. Desta forma, uma boa estimativa para o custo de capital depende da maneira como estas variáveis estão relacionadas. Geralmente, o custo de capital está relacionado aos trocadores da seguinte forma:

$$CEQ = a + b \cdot A^c \quad (2)$$

Sendo A é a área de troca térmica e a , b e c são constantes, sendo que $0 < c \leq 1$.

O custo total da rede, relativo aos trocadores, será a soma dos custos de cada trocador. No entanto, na fase de determinação do ΔT_{min} ótimo a rede ainda não é conhecida e o custo deverá ser estimado em função da área mínima e do número de unidades. Segundo Ahmad e Linnhoff (1985), o custo relativo ao capital pode ser dado por:

$$CEQ = U_{\text{MIN}} \cdot \left[a + b \cdot \left(\frac{A_{\text{MIN}}}{U_{\text{MIN}}} \right)^c \right] \quad (3)$$

Sendo U_{MIN} = número mínimo de unidades; A_{MIN} = área mínima de transferência de calor; a , b , c = constantes.

O custo anual relativo ao capital é calculado utilizando-se uma taxa de atratividade i e assumindo-se um tempo de vida útil para os equipamentos T , no qual o capital será depreciado. Assim:

$$CEQ_{\text{ANUAL}} = CEQ \cdot \frac{1}{T} \cdot (1+i)^T \quad (4)$$

O custo relativo às utilidades é calculado em função dos custos e consumos mínimo das utilidades quente e fria.

$$CENER = HOP \cdot \left(\sum_{i=1}^n (UTQ \cdot CQ) + \sum_{i=1}^m (UTF \cdot CF) \right) \quad (5)$$

Sendo HOP = horas de operação da planta por ano; UTQ = consumo da utilidade quente kW; UTF = consumo da utilidade fria kW; CQ = custo da utilidade quente (dólares/kW); CF = custo da utilidade fria (dólares/kW).

Assim, o custo total anual é dado por:

$$CT_{\text{ANUAL}} = CEQ_{\text{ANUAL}} + CENER \quad (6)$$

Utilizando-se o programa computacional, foi feita a iteração para se achar o ΔT_{min} ótimo, e trabalhou-se na faixa de 5-30 °C, variando-se a temperatura de 5 em 5 °C. A temperatura na qual se obteve o menor custo foi a de valor 10 °C; portanto, o ΔT_{min} ótimo para essas quatro correntes em análise é de 10 °C, como se observa na Figura 3.

Os dados utilizados de custos com utilidades foram característicos da região do Paraná. Os valores das variáveis utilizadas para o cálculo dos custos são apresentados na Tabela 3.

Após o cálculo do ΔT_{min} ótimo, o próximo passo foi a construção da Tabela do Programa, apresentada na Tabela 4, e da cascata energética para este mesmo ΔT_{min} , apresentada na Figura 4.

Avaliando a Tabela 4, observa-se que há a necessidade de 91 kW de utilidades quentes para suprir a necessidade de aquecimento das correntes frias. Ocorreu neste caso, com ΔT_{min} ótimo de 10 °C, que toda a troca térmica entre correntes ocorre apenas na zona acima do PEE.

Em seguida fez-se a análise, utilizando o programa computacional, das possibilidades de integração e alocação de trocadores nas correntes. Notou-se que as correntes F1 e F2 têm necessidades entálpicas de 232,5 kW e 98,1 kW, respectivamente. A corrente Q1 tem 78,1 kW para trocar enquanto a corrente Q2 tem 168,2 kW. Como a corrente Q2 tem a restrição de não poder trocar calor com a corrente F2, então, a combinação deve ser feita com a corrente F1, podendo assim ceder todo o seu calor (168,2 kW). A corrente Q1 trocaria calor então, com a corrente F2, cedendo 78,1 kW. Ao fim da análise optou-se pela utilização de dois trocadores de calor e as necessidades remanescentes de aquecimento seriam supridas por utilidades quentes, que são equipamentos já existentes na linha. Pela Figura 4 observa-se que não haverá consumo de utilidades frias. A temperatura de saída da corrente Q2 pode ser reduzida

de 55 para 50 °C. Assim o calor trocado no trocador 2 aumentaria de 162,8 kW para 186,0 kW e a corrente F1 teria uma temperatura de saída de 80 °C, e ainda reduz-se a quantidade de utilidade quente para aquecer a corrente F1 de 69,8 kW para 46,6 kW. A Figura 5 apresenta o diagrama de grade da rede proposta pela , para o ΔT_{\min} de 10 °C.

O trocador 1 vai integrar a corrente Q1 com a corrente F2 , trocando 76,8 kW, energia que é atualmente suprida por utilidades quentes. Pelo cálculo projetado, este trocador terá uma área de troca térmica de 7,0 m², segundo empresa especializada em fabricação de equipamentos deste porte. A corrente Q1 atingirá sua temperatura final de 80°C, enquanto que a corrente F2 atingirá a temperatura final de 83,5°C, sendo necessário ainda consumir 21,3 kW através de utilidades quentes para se atingir a temperatura final desejada de 90°C. O trocador 2 vai integrar a corrente Q2 de com a corrente F1, trocando 186 kW, energia que também é suprida por utilidades quentes. A área de troca térmica deste trocador será de 8,2 m², também segundo empresa especializada em fabricação de equipamentos. A corrente Q2 atingirá a temperatura final de 50 °C, temperatura razoável para ser enviado para a estação de tratamento de efluentes. Já a corrente F1 atingirá a temperatura de 80 °C, sendo necessário o consumo de 46,6 kW, através de utilidade quente para se atingir a temperatura final de 90 °C. Observa-se que no sistema não haverá consumo de utilidade fria.

O custo total dos 2 trocadores será de R\$ 16460,00, segundo orçamento realizado por uma empresa especializada em fabricação de equipamentos. O trocador de calor é do tipo placas paralelas de aço inox.

A Figura 6 representa a rede proposta, com dois trocadores de calor integrados à planta. Na Figura 6(a) está evidenciada a troca de calor realizada pelo trocador 1, entre as correntes Q1 e F2, e na Figura 6(b) evidencia-se a troca de calor realizada pelo trocador 2, entre as correntes Q2 e F1.

O comparativo entre os resultados antes e após a integração energética. São apresentados na Tabela 5. A economia de consumo de vapor obtida é de 79,6% em relação ao modelo sem a integração energética, o que significa uma redução de 5,3% de redução do consumo global de vapor da planta, gerando uma economia de R\$ 91120,00/ano em vapor. A redução de custo total obtida na

integração energética proposta é de R\$ 88655,60/ano, que equivale a 77,5% de redução em relação ao custo, sem a integração, considerando-se uma planta que opera 24h/dia, 335 dias/ano, com eficiência operacional de 95%. O custo anual de capital é de R\$ 2465,00. A taxa de retorno para o investimento proposto é de apenas 3 meses.

4. CONCLUSÕES

Neste trabalho foi realizado um estudo de caso da otimização energética, utilizando a Análise Pinch, da etapa de extração de uma fábrica de óleo de soja em operação, com produção média de 15000 ton/mês. Foi constatada, após a integração energética, uma redução no custo com utilidades anual de 79,6% e no custo total anual de 77,5%.

Verificou-se que o custo de vapor tem relação direta com o tipo de matéria-prima usada na caldeira. No caso estudado foi utilizado madeira, cujo cultivo e renovação é complexo e demorado. Assim, verifica-se um duplo benefício com a integração energética: o econômico e o ambiental.

Desta forma, comprovou-se a eficácia do programa computacional e também da Análise Pinch na integração energética de processos quando aplicadas à plantas em operação, pois além da aplicação simples e da forte interação com o engenheiro de processo é possível obter resultados cuja economia de energia térmica seja muito significativa, contribuindo desta forma para processos industriais mais eficientes.

5. NOMENCLATURA

a	Constante;
A_{\min}	Área mínima de transferência de calor (m ²);
b	Constante;
c	Constante;
C_{capital}	Custo capital (dólares);
C_{energ}	Custo energético (dólares/kW);
C_{EQ}	Custo com equipamentos;
C_{EQanual}	Custo com equipamentos anual;
C_{F}	Custo da utilidade fria (dólares/kW);
C_{global}	Custo global (dólares);
CP	Capacidade calorífica (kW/°C);

cont.

CPF	Capacidade térmica das correntes frias ou correntes ramificadas (kW/°C);
CPQ	Capacidade térmica das correntes quentes ou correntes ramificadas (kW/°C);
C_Q	Custo da utilidade quente (dólares/kW);
$C_{util.}$	Custo com utilidades;
H_{OP}	Horas de operação da planta por ano;
i	Taxa de atratividade;
L	Número de laços (<i>loops</i>);
M	Vazão mássica da corrente (kg/h);
MRE	Máxima recuperação energética (kW);
NMU	Número mínimo de utilidades;
PEE	Ponto de estrangulamento energético;
RTC	Rede de trocadores de calor;
SR	Sub-rede;
T	Temperatura (°C);
t	Tempo de vida útil dos trocadores de calor (anos);
U	Número de equipamentos de troca térmica;
U_{min}	Número mínimo de unidades trocadoras de calor;
U_{minMRE}	Número mínimo de unidades trocadoras de calor para uma máxima recuperação energética;
UT_F	Consumo da utilidade fria (kW);
UT_Q	Consumo da utilidade quente (kW);
ΔH	Varição de entalpia (kW);
ΔT	Varição de temperatura (°C);
ΔT_1	Diferença de temperatura em um extremo do intervalo (°C);
ΔT_2	Diferença de temperatura no outro extremo do intervalo (°C);
ΔT_{min}	Diferença de temperatura mínima entre os terminais do trocador (°C).

REFERÊNCIAS

- AHMAD, S. LINNHOFF, B. (1985). Overall cost targets for heat Exchange networks. IChemE Annual Res. Meeting, p. 51 – 56.
- BENINCA, M. (2008). Integração energética de uma planta de eteno com aspectos de flexibilidade: Aplicação da Análise Pinch em conjunto com a otimização matemática. Dissertação Mestrado apresentada na Faculdade de Engenharia Química da Universidade Federal do Rio grande do Sul.
- CERETO, A.C. (2004). Integração da Rede de Trocadores de Calor em Extração por Solvente para a Produção de Farelo Branco de Soja. Dissertação de Mestrado apresentada na Faculdade de Engenharia Química da Universidade Federal do Rio Grande do Sul.
- HIGA, M. BANNWART, A.C. (2003). Avaliação energética em usina de açúcar e álcool utilizando a Análise Pinch. Revista Iberoamericana de Ingeniería Mecánica. Vol. 9 (3), p. 95-101.
- MALUF, J.U. (2003). Integração energética da etapa de extração de óleo de soja da Cocamar. Dissertação de Mestrado apresentada na Faculdade de Engenharia Química da Universidade Estadual de Maringá.
- MOREIRA, A. M. PELLANDA, A. P. VELOZ, C.S.C. BRUTIMAVICIUS, P. J.; PORTO, M. F.; AHÓN, V. R. R.; COSTA, A. L. H. (2007). Estudo da integração energética de uma unidade de destilação atmosférica e a vácuo. 4º PDPETRO 4.2.0198.4-1, Campinas.
- PARAÍSO, P.R. (2001). Modelagem e análise do processo de obtenção do óleo de soja. Tese de Doutorado apresentada na Faculdade de Engenharia Química da Universidade Estadual de Campinas.
- PIRES, V.F.M. (2003). Análise energética global de um processo petroquímico. Dissertação de Mestrado apresentada na Faculdade de Engenharia Química na - Universidade Estadual de Campinas, Campinas.
- ROSSI, L.F.S.; BANNWART, A.C. (2009). Otimização da etapa de pré-aquecimento de uma carga de uma unidade de craqueamento catalítico, fazendo uso da programação matemática e da Metodologia Pinch na recuperação energética de redes. Pesquisa Operacional para o Desenvolvimento. Vol.1 (1), p.21-32.
- SASAZAWA, R.S.; RAVAGNANI, M. A. S. S.; PESCH, L. R. (2000). Integração energética no processo de papel e celulose. Congresso Iberoamericano de investigacion em celulosa y papel.

TJOE, T. N. LINNHOFF, B. (1984). Using Pinch Technology for Process Retrofit. Chemical Engineering, Vol. 93, p. 47-60.

YOON, S.G.; LEE, J.; PARK, S. (2007) Heat integration analysis for an industrial ethilbenzene plant using Pinch Analysis. Applied Thermal Engineering. Vol. (27), p. 886-893.

ANEXO – Tabelas e Figuras

Tabela 1 - Especificações das correntes da etapa de extração

Corrente	Descrição	Vazão (t/h)	T _{ent} (°C)	T _{saida} (°C)	C _p (kW/kg°C)
0	Massa expandida	22	60	60	0,60
1	Miscela entrada 60	22	60	60	0,51
2	Miscela entrada 18	5,5	60	90	0,51
3	Miscela entrada 22	4,5	90	110	0,51
4	Óleo bruto hidratado	4,4	110	80	0,52
5	Óleo bruto hidratado	4,4	80	80	0,52
10	Óleo degomado para armazenagem	4,4	80	35	0,56
11	Gases de hexano	17,5	80	45	0,53
12	Gases de hexano	0,1	80	45	0,53
13	Vapor	4	120-180	90	---
14	Farelo tostado	16,3	30-40	30-40	---
15	Água + hexano	18,6	30	40	0,70
16	Água decantada	4	40	90	1,0
17	Água saída do fervedor	4	90	40	1,0
18	Óleo absorção	2	16	20	0,50
19	Óleo desorção	2	90	88	0,50
20	Hexano líquido + água	3	50	50	0,70
21	Gases de hexano + vapor	8	90	80	0,53
22	Condensado hexano + vapor	7	60	60	0,70
23	Gases de hexano + vapor	1	80	70	0,53
24	Hexano líquido	28,6	50	50	0,53
25	Utilidade água	400	24	26	1,0
26	Utilidade água	400	26	28	1,0
27	Utilidade água	400	28	30	1,0
28	Utilidade água	400	30	32	1,0
29	Hexano gás	0,2	40	80	0,54
30	Vapor indireto (até 4 kgf/cm ²)	0,24	145	120	
31	Vapor direto (7 kgf /cm ²)	0,082	170	160	----
32	Hexano gás	0,2	90	90	0,53
33	Vapor	0,24	170	160	---

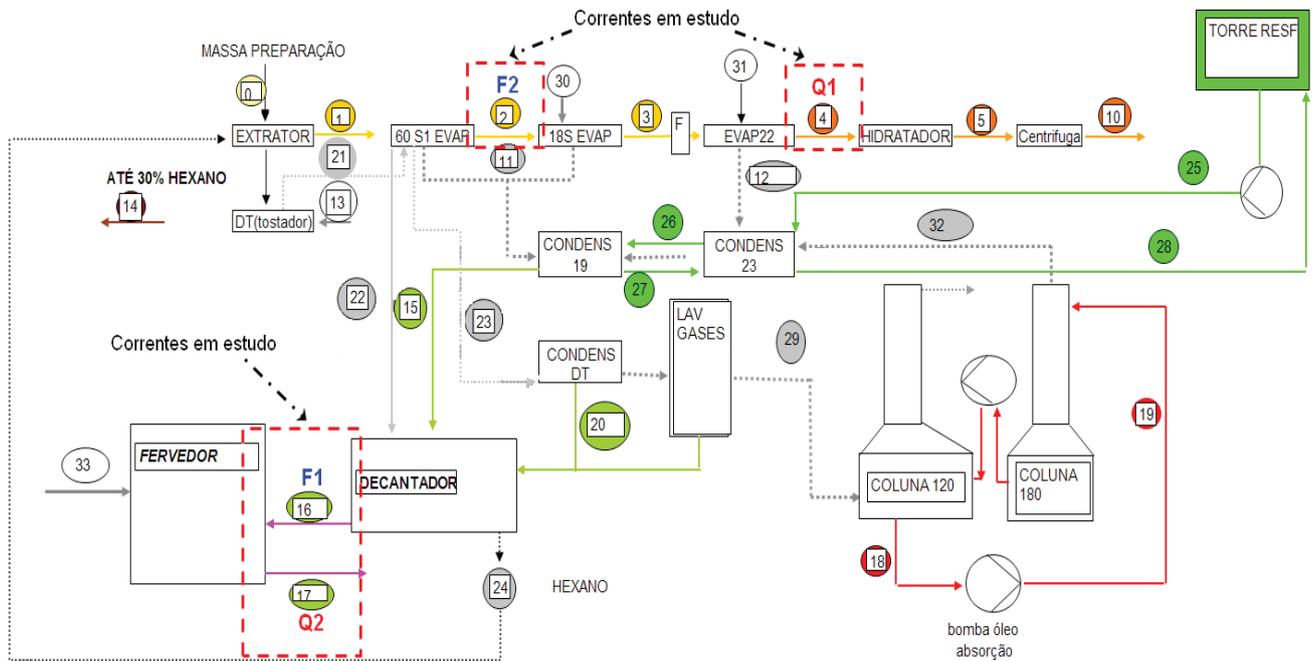


Figura 2 - Representação gráfica da etapa de extração da planta de óleo de soja

Tabela 2 - Correntes priorizadas no estudo e suas especificações

Corrente	Vazão mássica (t/h)	MCp^* (kW/°C)	$T_{Entrada}$ (°C)	$T_{Saída}$ (°C)	Q (kW)
Q1 - Quente - óleo bruto hidratador (4)	4,4	2,56	110	80	-76,8
Q2 - Quente - água saída fervedor (17)	4,0	4,65	90	55	-162,8
F1 - Fria - água decantada (16)	4,0	4,65	40	90	232,5
F2 - Fria - miscela entrada (2)	5,5	3,27	60	90	98,1
*vazão mássica x Capacidade Calorífica					

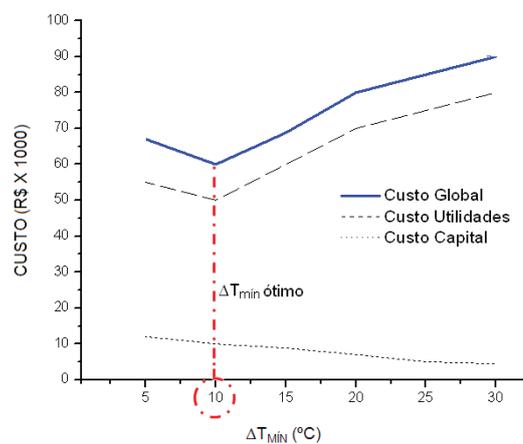


Figura 3 - Variação do custo com ΔT_{\min} ótimo

Tabela 3 - Valores das variáveis utilizadas para os cálculos

Variável	Valor Utilizado
H_{op}	7638 (h/ano)
UT_Q	1.830.064,8 (kW)
C_Q	0,02 (R\$/kW.h)
UT_F	2.521.303,8 (kW)
C_F	0,0015 (R\$/kW.h)
a	4816,5 (R\$)
b	2755,1 (R\$/m ²)
c	0,8
A	15,2 (m ²)
i	0,08
t	10 (anos)

Tabela 4 - Tabela do problema para o caso estudado, utilizando ΔT_{min} de 10 °C

	Corrente Fria (°C)		Corrente Quente (°C)		Déficit (kW)	Acúmulo (kW)		Fluxo de calor (kW)	
	F1	F2	Q1	Q2		Entrada	Saída	Entrada	Saída
	100		110						
SR1	90		100		-25,6	0	25,6	91	116,5
SR2	80		90		53,6	25,6	-28	116,5	63
SR3	70		80		7,1	-28	-35,1	63	55,9
SR4	60		70		32,7	-35,1	-67,8	55,9	23,3
SR5	45		55		0	-67,8	-67,8	23,3	23,3
SR6	40		50		23,3	-67,8	-91	23,3	0

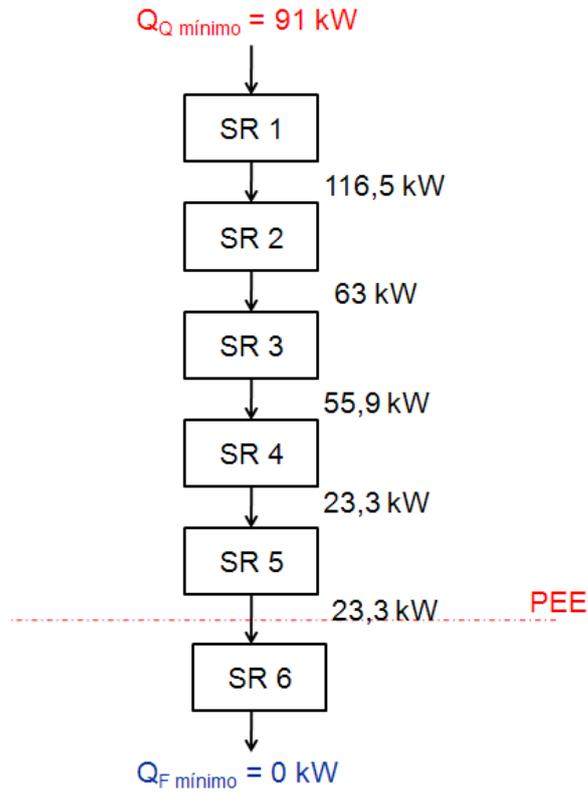


Figura 4 - Cascata energética para $\Delta T_{\text{mín}}$ de 10 °C

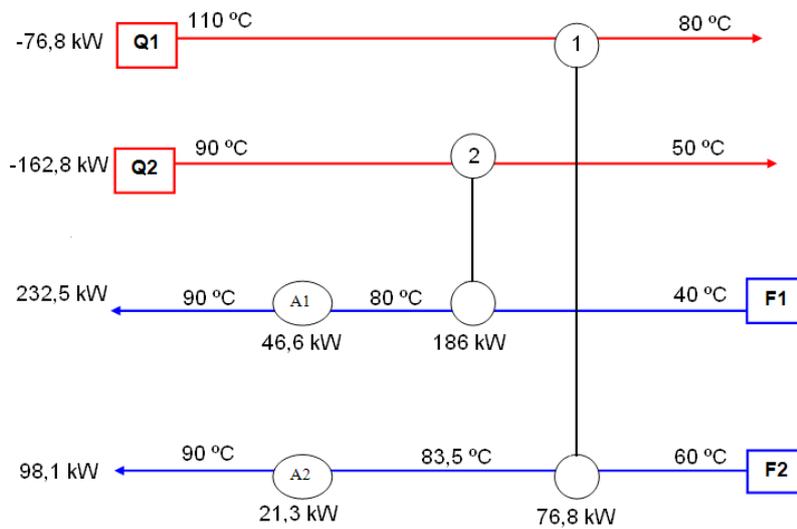


Figura 5 - Diagrama de grade da rede proposta para $\Delta T_{\text{mín}}$ de 10 °C, reduzindo a temperatura da corrente Q2 de 55 °C para 50 °C

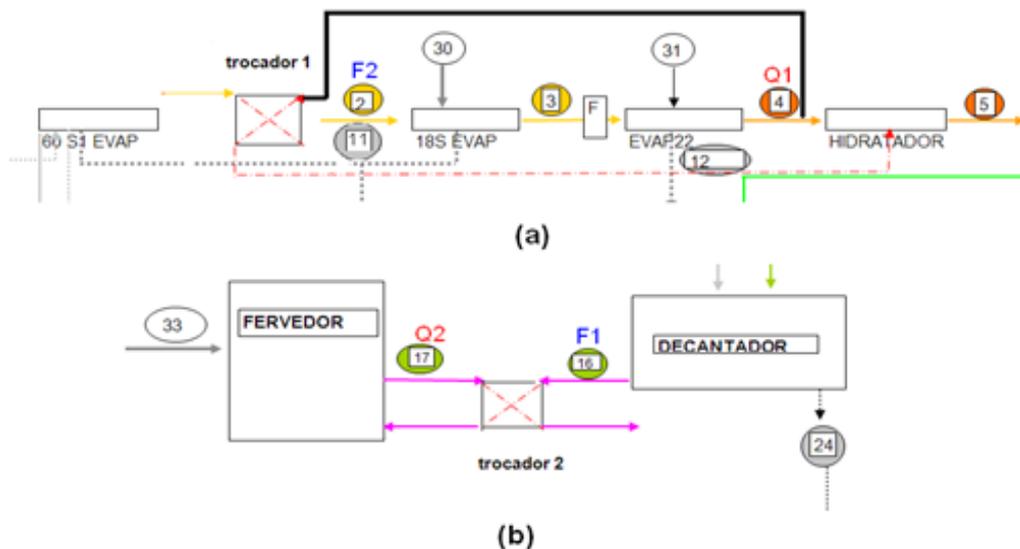


Figura 6 - Representação gráfica das correntes de processo da etapa de extração da planta de óleo de soja, com dois trocadores integrados

Tabela 5 - Comparativo custo antes e depois da proposta de otimização da rede

	Custo utilidades anual (R\$)	Custo de capital anual (R\$)	Custo total anual (R\$)
Antes da integração	114.455,6	----	114.455,6
Após a integração	23.334,9	2.465,0	25.799,9
Redução de custo	91.120,6	----	88.655,6
% total de redução	79,6	----	77,5