

SÍNTESE ENERGÉTICA DE UMA REDE DE TROCADORES DE CALOR DE UM PROCESSO DE REFINO DE ÓLEO DE SOJA

Energetic synthesis of a network of heat exchangers in a soybean oil refining process

José Luis Potrich Anapolski¹; Maria Luiza Sperb Indrusiak²

¹ Eng^o Mecânico pela UNISINOS; mestrando em Engenharia Mecânica pela Universidade Federal do Rio Grande do Sul (UFRGS), Porto Alegre, RS, Brasil. E-mail: zeanapolski@gmail.com

² Escola Politécnica, PPG Eng. Mecânica - UNISINOS. E-mail: mlsperb@unisinis.br

Data do recebimento: 03/11/2014 - Data do aceite: 07/05/2015

RESUMO: A síntese da integração energética de uma rede de trocadores de calor, através da aplicação do método do ponto de estrangulamento energético – *Pinch* – foi realizada em uma planta de refino de óleo de soja. O método consiste em promover a recuperação de calor entre as correntes de processo para minimizar o consumo de utilidades. No caso estudado, o consumo de utilidades tornou-se igual a zero, ou seja, a recuperação de calor entre as correntes de processo foi suficiente para atender as demandas de aquecimento e resfriamento das mesmas. A análise de viabilidade foi realizada pelo método do Valor Presente Líquido, onde os equipamentos – as novas redes de trocadores integradas – foram analisados somente com base no custo de aquisição e instalação, apresentando viabilidade econômica com retorno do investimento inferior a dois anos.

Palavras-chave: Integração Energética. *Pinch*. Otimização da Energia.

ABSTRACT: The synthesis of energy integration of a network of heat exchangers, through the Pinch Design Method, was carried out in a soybean oil refinery. The method consists in promoting heat recovery among the process streams to reduce utilities consumption. In the case studied the consumption of utilities became zero, that means, the heat recovery among the streams was enough to attend the heating and cooling demands. The viability analysis was performed through the Net Present Value Method, in which the equipment – the new integrated networks of heat exchangers- were analyzed based on the acquisition and installation costs, presenting an economic viability investment return in less than two years.

Keywords: Energy Integration. Pinch. Energy Optimization.

Introdução

A conservação da energia industrial é um dos pontos mais importantes para a sustentabilidade do planeta. Algumas práticas comuns de conservação, como isolamento térmico e retorno de condensado em processos de geração de vapor já são largamente utilizadas na indústria, enquanto que a integração energética em redes de trocadores de calor é estudada há mais de trinta anos e vem produzindo soluções com expressiva economia de energia. No entanto, é pouco difundida na indústria em função do relativo alto custo computacional envolvido. A síntese de processos, em especial a síntese energética em trocadores de calor consiste em integrar as transferências de calor entre os fluidos, visando um menor consumo de utilidades para realização do aquecimento e/ou resfriamento exigidos pelo processo. A síntese de trocadores de calor pode ser classificada em duas grandes áreas de estudo. A primeira utiliza modelos matemáticos de programação linear e não linear e a segunda baseia-se em conceitos termodinâmicos somados às regras heurístico-evolutivas. A utilização conjunta dos conceitos termodinâmicos e heurísticas levou ao desenvolvimento do método de síntese energética, conhecido como estrangulamento térmico ou “pinch” (GUNDERSEN e NAEISS, 1987).

Neste trabalho obteve-se uma rede otimizada de trocadores de calor, baseada no método do ponto de estrangulamento térmico (*pinch*), segundo as condições operacionais de um processo de refino de óleo de soja.

Síntese Energética em Redes de Trocadores de Calor

A síntese energética consiste em métodos sistemáticos para o projeto de processos in-

tegrados, aplicáveis em sistemas industriais, onde o maior foco é o uso eficiente da energia, com a conseqüente redução dos impactos ambientais (GUNDERSEN, 2002).

A síntese de uma rede de trocadores de calor (RTC) através do ponto de estrangulamento térmico *pinch*, metodologia aplicada neste trabalho, é um problema de programação não linear inteira mista, que não é objetivo deste estudo. Uma solução alternativa consiste no uso da tecnologia *pinch*, onde sub-redes são formadas sequencialmente a partir do ponto de *pinch* com a interferência direta do projetista. A busca pela RTC através da síntese sequencial pode não apresentar o resultado ótimo, mas uma solução próxima da ótima (PERLINGEIRO, 2005). O método tem sido aplicado com sucesso em problemas complexos de engenharia (CERETO, 2004).

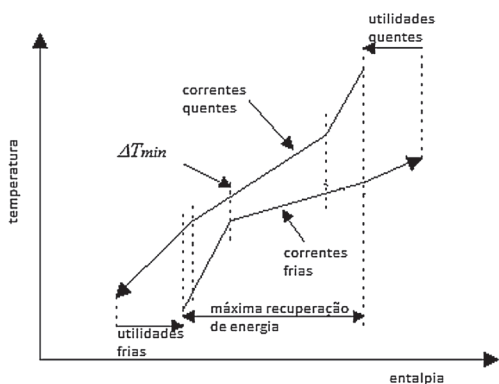
A primeira etapa da metodologia *pinch* consiste em determinar o consumo mínimo de utilidades, o que exige respeitar a fronteira *pinch*, caso ela exista. A rede inicial é montada para este consumo mínimo. Então, busca-se a otimização da rede através da aglutinação dos trocadores de calor, verificando a possibilidade de redução do número de trocadores e, conseqüentemente, do custo total.

Os princípios básicos que governam a tecnologia *pinch* são as curvas compostas apresentadas, primeiramente, por Huang e Elshout, (1976); o diagrama de grades das correntes apresentado no trabalho de Linnhoff e Flower, (1978); o ponto de estrangulamento energético (*pinch*) apresentado no trabalho de Linnhoff, Mason e Wardle, (1979); e a grande curva composta desenvolvido por Linnhoff (LINNHOF, 1993). Simultaneamente desenvolveu-se um princípio de melhor visualização e de fácil aplicação que envolve os anteriores, desenvolvido por Linnhoff, (LINNHOF, 1979) aplicada sob o mesmo princípio da curva composta, chamada cascata de calor. Essa última ilustra

por meio de um algoritmo a ideia básica que está contida no algoritmo tabular proposto por Linnhoff e Flower (1978) (apud GUNDERSEN e NAESS, 1987).

Curvas compostas são perfis de temperatura-entalpia da disponibilidade térmica no processo (correntes quentes) e da demanda térmica (correntes frias), juntas em uma representação gráfica, conforme exemplificado na Fig. 1. A composição das curvas é feita adicionando-se as mudanças de entalpia nos respectivos intervalos de temperatura. As curvas são sobrepostas com uma separação igual ao intervalo mínimo de temperatura heurísticamente estabelecido ou temperatura de abordagem (ΔT_{min}). A análise do gráfico indica a energia térmica recuperada pela integração e a quantidade de energia que ainda será necessária, fornecida pelas utilidades quente e fria.

Figura 1 - Curvas compostas e integração energética.



Fonte: adaptado de Santos e Zemp, 2000.

O algoritmo tabular, somado ao princípio da cascata de calor, tem o objetivo de identificar o ponto de estrangulamento térmico e definir a demanda mínima por utilidades para promover o aquecimento e ou resfriamento das correntes, uma vez estipulada a temperatura de abordagem (ΔT_{min}) (LINNHOFF; FLOWER, 1978).

A primeira etapa do algoritmo consiste em distribuir as correntes de processo (quentes e frias) em intervalos de temperatura de abordagem com uma escala igual ao ΔT_{min} . A partir das temperaturas das correntes e dos valores dos intervalos é construído o diagrama de intervalos de temperatura em ordem decrescente.

Em cada intervalo realiza-se um balanço de energia entre as correntes, constatando o resíduo térmico positivo ou negativo, como indica a Equação 1:

$$R_k = R_{k-1} + \sum_{i=1}^{NQ} Q_{i,k} - \sum_{j=1}^{NF} Q_{j,k} \quad (01)$$

onde k é o intervalo considerado; R_k é o resíduo do intervalo calculado; R_{k-1} é o resíduo do intervalo anterior; $Q_{i,k}$ e $Q_{j,k}$ são os resíduos térmicos das correntes quente i e fria j no intervalo k considerado; NQ é o número de correntes quentes e NF é o número de correntes frias. Através dos resíduos verifica-se a demanda por utilidades quente ou fria, bem como a formação do ponto de estrangulamento térmico. Para o intervalo no qual o resíduo tornar-se negativo emprega-se a utilidade quente e toma-se como o ponto de estrangulamento térmico. Quando o resíduo térmico for positivo, transfere-se para o intervalo seguinte, desta maneira ocorrendo a recuperação de calor entre as correntes. A partir do ponto de estrangulamento não deverá ocorrer transferência de calor acima e abaixo deste. Caso o algoritmo não for respeitado, então a demanda mínima por utilidades será violada, prejudicando a recuperação entre as correntes quentes e frias.

O ponto de estrangulamento energético define a fronteira térmica entre as correntes do processo. O princípio do método é garantir que não ocorra qualquer transferência de calor entre as correntes através dessa fronteira, garantindo, assim, que o consumo mínimo de

utilidades seja mantido (LINNHOFF, 1993). Caso a fronteira não for respeitada, ocorre o maior emprego de utilidade quente ou fria, acarretando em prejuízo na rede (PERLIN-GEIRO, 2005).

O ponto de estrangulamento energético permite ao projetista adotar os pares de correntes junto ao trocador de integração para cada intervalo de temperatura, determinado através de heurísticas (ΔT_{min}), de acordo com a experiência do projetista. Os pares de correntes são arranjados a partir do ponto de estrangulamento energético de forma sequencial, formando as sub-redes. No entanto, o ponto de estrangulamento térmico pode não ocorrer para o caso em que o consumo de utilidades tornar-se igual a zero. Tal fato permite concluir que a demanda por aquecimento e resfriamento das correntes é suportada pela própria recuperação de calor entre as correntes de processo (LINNHOFF et al., 1994).

Material e Métodos

Através da metodologia do ponto de estrangulamento energético foi realizada a integração energética na planta industrial selecionada, desta forma, promovendo a recuperação de calor entre as correntes do processo.

Após a análise da integração energética do processo, foi realizada a análise de viabilidade econômica, pelo método do Valor Presente Líquido (*VPL*).

Foi selecionada, para realização do estudo de caso, uma empresa que processa óleo de soja, produzindo, em média, 2,6 toneladas mensais para o consumo humano.

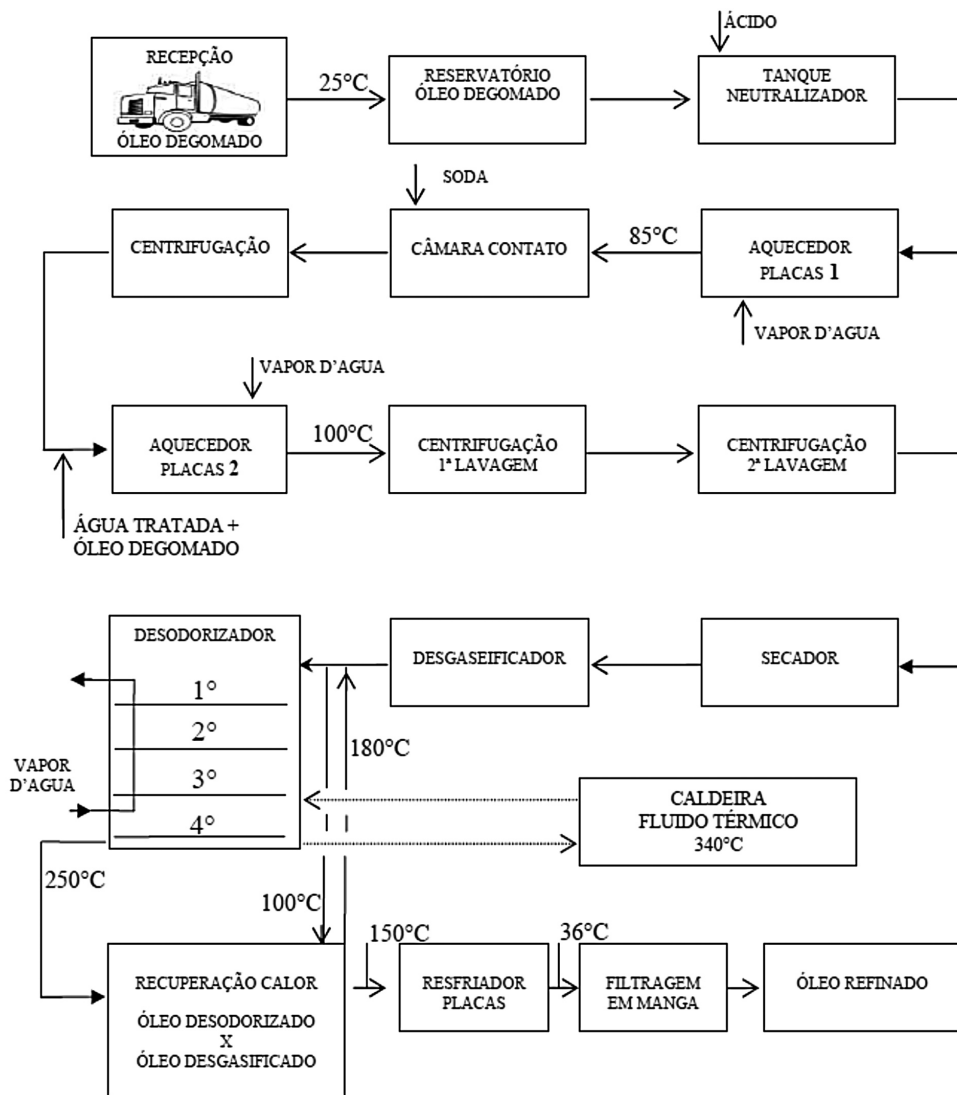
Para o levantamento das informações apontadas anteriormente foi necessário, primeiramente, o conhecimento do fluxograma de processo, conforme Fig. 2. O fluxograma

de processo da refinaria inicia a partir do tanque de armazenagem de óleo degomado de soja, no estado líquido. A empresa recebe o óleo degomado de soja e o armazena em tanques. Logo após, o óleo degomado é enviado ao tanque agitador de neutralização, onde é adicionado ácido fosfórico para hidratação e remoção das gomas. O óleo é bombeado com uma vazão de 18,27 m³/h para aquecimento em um trocador de placas 1 (AQ1) onde o vapor saturado sob pressão absoluta de 0,4 MPa promove o aquecimento do óleo degomado de 25 °C até 85 °C. O óleo aquecido entra na câmara de contato, onde é adicionado hidróxido de sódio (soda cáustica) para que os ácidos graxos livres sejam neutralizados, pois prejudicam o processo de refino. A próxima etapa é a de centrifugação, na qual o óleo a 85 °C é separado da goma. O óleo neutralizado, a uma vazão de 18,18 m³/h a 85 °C é aquecido até 100 °C com vapor saturado por intermédio do aquecedor de placas 2 (AQ2). Logo, o óleo é bombeado às centrífugas para realizar a primeira e a segunda lavagem com o objetivo de eliminar o excesso de hidróxido de sódio (soda cáustica). A lavagem é realizada com água quente, onde há aproveitamento da água proveniente da primeira lavagem.

O óleo neutralizado, com uma vazão de 18 m³/h a 100 °C segue para o secador estático, que tem o objetivo de remover a parcela de água restante da lavagem. Em seguida, o óleo segue para o desgaseificador, onde os gases são eliminados por um segundo sistema de vácuo. O óleo desgaseificado é levado ao desodorizador na temperatura de 100 °C, sendo aquecido através de dois trocadores de calor casco & tubos na região superior da torre de desodorização.

Na próxima etapa, o óleo desodorizado, a 250 °C, é bombeado para uma bateria de trocadores de calor para recuperação de calor, aquecendo o óleo desgaseificado de 100 °C até 180 °C. O óleo desodorizado deixa a recuperação de calor a 150 °C, sendo resfriado

Figura 2 - Fluxograma de processo da refinaria de óleo de soja da planta industrial.



no trocador de placas até 36 °C com água de resfriamento. A água entra a 15 °C e sai a 45 °C, sendo encaminhada para a torre de resfriamento. Em seguida, o óleo resfriado a 36 °C é filtrado, armazenado e embalado.

Quanto à flexibilidade dos parâmetros operacionais do processo analisou-se, junto com a engenheira responsável pela planta, as temperaturas das correntes de processo. Desta forma, as temperaturas das correntes

são irrealizáveis tais como indicadas na Tab. I, com exceção da corrente Q2. Essa pode ser resfriada à temperatura mais baixa possível, pois o óleo torna-se pouco susceptível à oxidação. Em contrapartida, a filtração fica um pouco prejudicada pelo aumento da viscosidade do óleo com a baixa temperatura (MIYASAKA e MEDINA, 1981).

O óleo degomado que a planta recebe, é processado na etapa de degomagem, em

que ocorre uma redução da taxa de massa à medida que o óleo degomado é refinado. Portanto tornou-se necessário conhecer as taxas de massa das correntes de processo estudadas, uma vez que somente os valores para o óleo refinado eram conhecidos. As perdas de massa foram definidas com base em resultados experimentais realizados por Stinghen, 1998, em um processo similar ao presente, que indicou as seguintes perdas percentuais: processo de centrifugação, 5% e no processo de lavagem, 0,15% do total de óleo processado. As taxas de massa das correntes F1 e F2 foram calculadas desta forma.

Caracterização das Correntes e Consumo de Utilidades do Processo

Anteriormente à execução do projeto de integração energética, foi determinado o consumo de utilidades que a planta apresenta, para comparação com o consumo atingido após a aplicação da integração energética ao processo. Através do levantamento dos dados da planta foi possível caracterizar as correntes de processo, bem como as utilidades conforme apontado nas Tab. I e II.

Tabela I - Dados das correntes de processo.

Corrente	Código	C_p (kJ/(kg °C))	$\rho_{\text{médio}}$ (kg/m ³)	\dot{m} (kg/h)	T_e (°C)	T_s (°C)	Equipamento
Óleo Desodorizado	Q1	1,966	----	----	250	150	Recuperação
Óleo Desodorizado2	Q2	1,966	871	15.678,00	150	36	Resfriador RF1
Destilado	Q3	----	----	----	60	48	Desodorizador
Óleo Degomado1	F1	1,966	897	16.388,19	25	85	Aquecedor 1 AQ1
Óleo Degomado2	F2	1,966	872	15.852,96	85	100	Aquecedor 2 AQ2
Óleo Desodorizado1	F3	1,966	----	----	100	250	Desgasificador
Óleo Desgasificado	F4	1,966	----	----	100	180	Recuperação

Tabela II - Dados das utilidades aplicadas nas correntes analisadas.

Utilidade	T_e (°C)	T_s (°C)	h (kJ/kg)	Equipamento
Água Resfriamento	15	45	125,46*	RF1
Vapor Saturado	140	140	2.144,70	AQ1
Vapor Saturado	140	140	2.144,70	AQ2

*Variação de entalpia.

Fonte: Çengel e Boles (2001).

As propriedades físico-químicas do óleo de soja foram obtidas através de extrapolação de dados experimentais (Brock et.al., 2008, Perkins, 1995 apud Paraíso, 2001), com base na temperatura média de cada corrente.

Feito o reconhecimento do processo, verificou-se a possibilidade de integração entre as correntes Q2, F1 e F2 compostas pelos equipamentos RF1, AQ1 e AQ2, respectivamente. Foi então determinada a demanda por utilidades necessária para promover o aquecimento e o resfriamento das referidas correntes.

Assim, a taxa de massa de vapor nos aquecedores AQ1 e AQ2 e a taxa de massa de água no resfriador RF1 foram determinadas por balanço de energia, conforme a Eq 2:

$$m = \frac{q}{(h_s - h_e)} \quad (02)$$

onde q é a taxa de calor; m é a taxa de massa; h_s é a entalpia de saída; h_e é a entalpia de entrada. Como os processos ocorrem sob pressão constante, a variação de entalpia pode ser determinada por $C_p \Delta T$. Os resultados encontram-se na Tab. III.

Tabela III – Consumo de utilidades do processo.

Utilidade	Vazão (kg/h)	Equipamento
Água Resfriamento	28.007,50	RF1
Vapor Saturado	901,36	AQ1
Vapor Saturado	217,98	AQ2

Integração Energética do Processo

A análise do processo indicou a possibilidade de integração das correntes entre as etapas de neutralização e refino do óleo de soja conforme Fig 2, compostos pelos equipamentos: AQ1; AQ2; RF1. Assim, as correntes que podem ser integradas termicamente são: Q2, F1 e F2. Já as correntes Q1, Q3, F3 e F4 pertencem à etapa de desodorização, qualquer alteração destas correntes acarretaria em um novo projeto da torre, o que está além do escopo deste trabalho.

A partir da aplicação do algoritmo tabular desenvolvido por Linnhoff (1979), uma vez definida a variação mínima de temperatura de abordagem igual a 10°C – um valor heurístico e usual em projetos de integração – juntamente com os dados contidos nas Tab. I, II e III, foi possível obter o efeito cascata de calor, conforme indicam as Fig. 3 e 4 e as Tab. IV e V. A Tab. V apresenta os resultados obtidos através da aplicação do algoritmo tabular.

Analisando-se a Fig. 3, pode-se perceber que o intervalo 1 é composto somente pela corrente Q2. Desta maneira, os Intervalos 1 e 2 podem ser unidos em um único intervalo de integração. Os intervalos 3 e 4 formam as sub-redes para a condição expressa em cada intervalo dada a caracterização de cada corrente que a compõe.

A Fig. 5 representa as sub-redes formadas de maneira sequencial, embora não tenha ocorrido o ponto de estrangulamento térmico.

A partir da união das sub-redes apresentadas na Fig. 5, dá-se a formação da rede inicial de trocadores de calor. Assim, a partir da formação das sub-redes é necessário determinar a respectiva área mínima de troca térmica, demonstrado a seguir.

Figura 3 - Diagrama de intervalos de temperatura. Intervalos de 1 a 4.

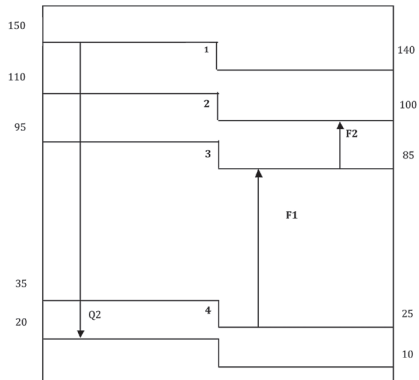


Figura 4 - Efeito cascata de calor.

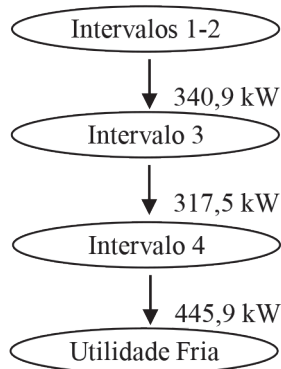


Tabela IV - Dados das correntes quente e frias.

Corrente	Te (°C)	Ts (°C)	Cp (kJ/(kg°C))	m (kg/h)	mCp (kW/°C)
Q2	150	20	1,966	15.678,00	8,56
F1	25	85	1,966	16.388,19	8,95
F2	85	100	1,966	15.852,96	8,66

Tabela V - Cálculo dos resíduos térmicos através do balanço de energia.

INTERVALO K	Rk ₋₁ (kW)	ΣQ ⁱ (kW)	ΣQ _j (kW)	R _k (kW)	Ação Algorítmica
1	0	342,4	0	342,4	R1 transferido para intervalo 2
2	342,4	128,4	129,9	340,90	R2 transferido para intervalo 3
3	340,90	513,6	537	317,5	R3 transferido para intervalo 4
4	317,5	128,4	0	445,9	R4 consumido por utilidade fria

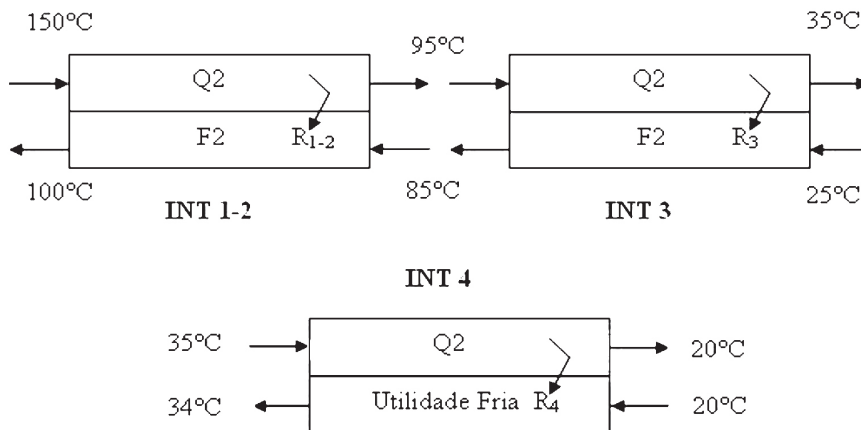
Após promover o efeito cascata de calor entre as sub-redes, uma vez conhecidos os resíduos térmicos R_k, foi possível obter a respectiva área mínima de troca, A, pela Eq. 3 considerando um trocador do tipo casco e tubos em contracorrente.

$$q = R_k = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \quad (03)$$

onde U é o coeficiente global de transferência de calor do trocador considerado e ΔT_{ml} é definido pela Eq. (4)

A partir das condições de operação das correntes de processo dadas para Q2, F1 e F2 que compõe as sub-redes INT1-2 e INT3 foi possível obter a especificação dos trocadores a placas fornecidos por fabricantes.

Figura 5 - Formação das sub-redes: INT 1-2; INT 3 e INT4 e da rede de trocadores de calor.



Considerando que as temperaturas de entrada e saída e a taxa de massa dos fluidos quente e frio são conhecidas, os cálculos foram realizados para trocadores de calor do tipo casco & tubos em contracorrente baseados na norma TEMA, tubo BWG grau 16 e diâmetro equivalente de 3/4 de polegadas, diâmetro interno da carcaça de 12 polegadas, 2 passes no casco e 8 passes nos tubos, passo de 1” e arranjo triangular.

Para estimativa da área de troca e verificação do desempenho das sub-redes INT 1-2; INT 3 e INT 4, foi feita a verificação das propriedades físico-química dos fluidos, o cálculo da variação de temperatura média logarítmica para trocador em contracorrente ΔT_{ml} , dos coeficientes convectivos de transferência de calor e do coeficiente global através das correlações apropriadas.

Uma vez que se conhecem as temperaturas de entrada e saída dos fluidos quentes e frios a ΔT_{ml} pode ser expressa por (INCROPERA e DEWITT, 2003):

$$\Delta T_{ml} = F \cdot \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \quad (04)$$

onde F é o fator de correção; ΔT_1 e ΔT_2 são, respectivamente, a variação de temperatura em cada uma das extremidades do trocador de calor em contra corrente.

O cálculo do coeficiente global de transferência de calor U de cada sub-rede foi determinado por (INCROPERA e DEWITT, 2003):

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_i} \cdot \frac{A_e}{A_i} + \frac{A_e \cdot \ln \left(\frac{A_e}{A_i} \right)}{2\pi k l} + \frac{1}{h_e} + R_i + R_e} \quad (05)$$

onde h_i e h_e são os coeficientes de transferência de calor convectivos - no interior dos tubos h_i - e do lado da carcaça h_e ; A_i é a área de escoamento interno dos tubos e A_e no lado da carcaça; R_i é a resistência à incrustação no interior dos tubos e R_e no lado da carcaça.

Para determinar h_i e h_e é preciso calcular o número Reynolds dos tubos e da carcaça expressos por (INCROPERA e DEWITT, 2003):

$$Re_t = \frac{m \cdot d_i}{\mu \cdot A_{tubos}} \quad (06)$$

$$A_{tubos} = \frac{\pi \cdot d_i^2}{4} \cdot \frac{Ntt}{Npt} \quad (07)$$

$$Re_c = \frac{m \cdot D_h}{\mu \cdot A_{casco}} \quad (08)$$

$$A_{casco} = \frac{D_i}{P} \cdot c' \cdot Ld \quad (09)$$

onde: d_i - diâmetro interno dos tubos; A_{tubos} - área interna dos tubos; Ntt - número total de tubos; Npt - número de passe dos tubos; D_h - diâmetro hidráulico; D_i - diâmetro interno da carcaça; Ld - espaçamento entre as chicanas; P - passo.

O regime de escoamento de cada uma das sub-redes foi classificado conforme Tab. VI.

Tabela VI - Classificação do regime de escoamento.

SUB-REDE	Re _{tubos}	Re _{carcaça}
INT 1-2	17590 – Turbulento	800
INT 3	2889 - Transição	261

Assim, os coeficientes convectivos hi e he foram determinados através das respectivas correlações: de Nusselt, para escoamento no interior de tubos (Eq. 10 a 13) e Coulburn para o escoamento no lado interno da carcaça (Eq. 14 e 15).

$$Nu_{INT1-2(Q2)} = 0,023 \times Re^{4/5} \times Pr^n \quad (10)$$

onde $n = 0,3$ quando ocorre resfriamento no volume de controle e $n = 0,4$ quando ocorre aquecimento no volume de controle.

$$Nu_{INT3(F1)} = \frac{\left(\frac{f}{8}\right) \cdot (Re-1000) \cdot Pr}{1 + 12,7 \cdot \left(\frac{f}{8}\right)^{0,5} \cdot \left(Pr^{2/3} - 1\right)} \quad (11)$$

$$f = (0,79 \ln Re - 1,64)^2 \quad (12)$$

$$Nu = \frac{hi \cdot di}{K} \quad (13)$$

$$jH = \frac{he \cdot De}{K} \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{K}\right)^{-1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_p}\right)^{-0,14} \quad (14)$$

$$Tp = \frac{1}{2} \left[\left(\frac{te + ts}{2} \right) + \left(\frac{Te + Ts}{2} \right) \right] \quad (15)$$

onde: Nu - número de Nusselt; Re - número de Reynolds; Pr - número de Prandtl; f - fator de atrito dado pelo Diagrama de Moody; hi - coeficiente convectivo no interior dos tubos; id - diâmetro interno dos tubos; K - condutividade térmica do fluido; he coeficiente convectivo do lado carcaça; De - diâmetro equivalente da carcaça; Cp - calor específico; m - viscosidade à temperatura média; m - viscosidade à temperatura da parede; Tp - temperatura da parede; te e ts - temperaturas de entrada e saída do fluido frio; Te e Ts - temperaturas de entrada e saída do fluido quente.

Considerando-se a resistência à incrustação igual a 0,003 no caso de óleos pesados, foi possível determinar os coeficientes locais hi e he , assim como o coeficiente global de transferência de calor U e a área de troca, conforme indicado na Tab. VII.

Tabela VII - Coeficientes convectivos, coeficiente global U e área de troca de cada sub-rede.

Sub-redes	Rk (kW)	hi (W/(m ² °C))	he (W/(m ² °C))	U (W/(m ² °C))	A (m ²)
INT 1-2	340,9	1330	538	112	126,29
INT 3	317,5	639,15	481,22	101,22	313,65

O comprimento total linear dos tubos e o comprimento do casco, estes podem ser expressos pelas Eq. 16 e 17 (INCROPERA, DEWITT, 2003) e apresentados na Tab VIII:

$$L_{TOTALTUBOS} = \frac{Rk}{U \cdot Ntt \cdot \pi \cdot di \cdot \Delta Tml} \quad (16)$$

$$L_{casco} = \frac{L_{TOTALTUBOS}}{Npt} \quad (17)$$

Tabela VIII - Comprimento total de tubos e comprimento do casco.

SUB-REDE	Ntt	Npt	L_{tubos} (m)	L_{casco} (m)
INT 1-2	70	8	37	4,5
INT 3	70	8	91	11,3

Com base nas condições de operação de cada corrente integrada entre as sub-redes INT1-2 e INT3 pode-se obter do fabricante a especificação dos trocadores de calor a placas. A partir da aplicação da Eq. 5 e através da área de troca especificada, pode-se estimar o coeficiente global associado às sub-redes INT1-2 e INT3, conforme indicado na Tab. IX.

Tabela IX - Área de troca especificada e coeficiente global para trocador a placas.

SUB-REDE	Rk (kW)	ΔTml (K)	A (m ²)	U (W/(m ² K))
INT 1-2	340,9	11,8	62,62	461,35
INT 3	317,5	10,5	155,6	194,33

Análise da Viabilidade Econômica

Para busca da RTC otimizada, adotou-se o critério econômico, no entanto pode-se partir para análises mais detalhadas, tais como controle, segurança e flexibilidade de parâmetros operacionais, os quais não serão aqui, abordados. O critério para cálculo dos custos envolvidos varia com o local e no tempo, assim como os custos unitários de combustíveis para aquecimento através de utilidades (PERLINGEIRO, 2005).

A viabilidade econômica é realizada sobre dois projetos:

- Projeto de trocadores de calor de placas para as sub-redes INT1-2 e INT3;
- Projeto de trocadores de calor do tipo casco e tubos para as sub-redes INT1-2 e INT3.

O critério econômico adotado para análise da viabilidade de ambos os projetos foi o Método do Valor Presente Líquido (VPL), sendo esse o mais empregado para análise

de viabilidade em projetos de engenharia. O *VPL* é definido como a soma das entradas e saídas financeiras de um fluxo de caixa referente ao ano na data zero corrigido a uma certa taxa de desconto, conforme as Eq. 18 e 19 (CASAROTTO e KOPITTKKE, 2000).

$$VPL = -[R\$ Investimento] + \left[F \cdot \frac{(1+i)^n - 1}{i(1+i)^n} \right] \quad (18)$$

onde *F* é o valor futuro constante de entrada no fluxo de caixa ao longo do período analisado *n* (CASAROTTO e KOPITTKKE, 2000). O valor do juro, *i*, foi tomado igual à taxa mínima de atratividade, que é a taxa de desconto para a qual o investidor considera que está obtendo ganhos financeiros. Sua determinação para o caso de empresas é complexa, além disto, depende da política de dividendos. A adoção de uma *TMA* igual a 10% ao ano é um valor conservador, considerando que a empresa não possui aplicações atuais, uma vez que a *TMA*, teoricamente, deveria render no mínimo a mesma taxa das aplicações correntes da organização (CASAROTTO e KOPITTKKE, 2000). Neste sentido, uma *TMA* igual a 10% ao ano foi aplicada na presente análise.

O termo *F* da Eq. 18 foi tomado como o valor financeiro obtido através da redução do consumo de utilidades resultante da integração energética, ou seja, é tomada como a entrada de caixa. Este valor pode ser determinado, segundo alguns critérios de custo para a geração das utilidades quentes e frias, como: vapor de baixa pressão de distribuição (de 690 kPa até 1380 kPa) igual a R\$ 60,00 para cada tonelada de geração (CERETO, 2004); e água de resfriamento disponível a 10 °C (volume específico 0,001 m³/kg) igual a R\$ 25,00 para cada mil metros cúbicos de geração (STINGHEN, 1998).

Sendo assim, com base nos valores da redução do uso de utilidades apresentados na Tab. V e seus respectivos custos, e ainda considerando 2016 horas anuais de operação, o custo total anual de utilidades pode ser obtido conforme Tab. X.

Assim, ao se analisar o fluxo de caixa ao longo de cinco anos, e considerando os custos de instalação das novas sub-redes INT1-2 e INT3 como sendo o dobro do valor dos equipamentos de cada projeto analisado, então os *VPL* para os projetos em análise podem ser obtidos a partir da aplicação das Eq. 18 e 19, conforme indicam as Tab. XI e XII. Os custos das sub-redes são apresentados nos apêndices A e B, contidos no trabalho de conclusão do primeiro autor deste artigo.

Resultados e Discussão

O método escolhido para aplicação ao objeto de estudo, a síntese energética pelo ponto de estrangulamento térmico aplicado com o auxílio do algoritmo tabular e o efeito cascata de calor permitiram uma execução eficaz, quando esse foi aplicado a uma natureza combinatória de poucas soluções possíveis. Pois é em função da natureza combinatória que a rede de trocadores RTC sintetizada apresentou uma redução do uso de utilidades, mas esta pode ser somente uma rede sintetizada dentre outras soluções possíveis. Pois vale ressaltar que, para uma corrente fria e outra quente, resulta apenas uma solução, ao passo que para uma corrente quente e duas frias, o problema admite cinco soluções possíveis com pelo menos um trocador de integração (PERLINGEIRO, 2005).

O ponto de estrangulamento energético define a fronteira térmica entre as correntes do processo. Uma das formas de visualizá-lo é numericamente, quando o resíduo térmico R_k resultante do balanço de energia entre as correntes quentes e frias torna-se negativo.

Tabela X - Custo de utilidades de vapor saturado e água de resfriamento.

Utilidade	Equipamento	Consumo (kg/h)	Consumo Anual (m ³)	Custo Anual do Equipamento	Custo Total Anual de Utilidades
Água de Resfriamento	RF1	28.007,50	56.463,12	R\$ 1.411	
Vapor Saturado	AQ1	901,36	1.817,14 t	R\$ 109.028	R\$137.984
Vapor Saturado	AQ2	217,98	459,06 t	R\$ 27.544	

Tabela XI - Fluxo de caixa Projeto de trocadores do tipo placas (valores em reais).

	ANO 0	ANO 1	ANO 2	ANO 3	ANO 4	ANO 5
ENTRADAS	137.984	137.984	137.984	137.984	137.984	137.984
SAÍDAS	-240.022	0	0	0	0	0
VPL			+ 283.046			

Tabela XII - Fluxo de caixa Projeto de trocadores do tipo casco e tubos (valores em reais).

	ANO 0	ANO 1	ANO 2	ANO 3	ANO 4	ANO 5
ENTRADAS	137.984	137.984	137.984	137.984	137.984	137.984
SAÍDAS	-119.145	0	0	0	0	0
VPL			+ 403.923			

Entretanto, este fato não ocorreu. O princípio do estrangulamento reside no fato de garantir que não ocorra qualquer transferência de calor entre as correntes anteriores e posteriores ao ponto, desta maneira pode-se garantir que a recuperação de calor na rede seja a máxima (LINNHOFF et al., 1994).

Como o ponto de estrangulamento térmico não ocorreu, o consumo mínimo de utilidades tornou-se igual a zero, o que é muito positivo em termos de redução energética. Tal evento permite concluir que a demanda por aquecimento e resfriamento das correntes foi suportada pela própria recuperação de calor entre as correntes quentes e frias.

A integração energética do processo de refino de óleo de soja pôde ser iniciada uma vez definidas as correntes de processo a serem integradas, no caso Q1, F1 e F2. As correntes

restantes pertencem à etapa de desodorização e em função da complexidade como esta opera, se decidiu não incluí-las no projeto de integração energética, pois qualquer alteração do fluxo das correntes do desodorizador poderia comprometer o funcionamento da torre de desodorização, acarretando em um novo projeto da torre, o que estaria fora do escopo deste trabalho.

Através da união de algumas ferramentas, tais como: conceitos termodinâmicos, algoritmo tabular e a cascata de calor foi possível realizar o cálculo da integração energética, uma vez definido a variação de temperatura de aproximação, ΔT_{min} , como sendo igual a 10°C. Este valor é usual em projetos de integração, sendo um valor de uso heurístico, o qual permitiu apresentar uma solução ótima para o problema proposto, ou pelo menos uma

das soluções ótimas possíveis, pois o ΔT_{min} poderia ser alterado, sem maior rigor quanto ao seu uso, impactando no custo de projeto do equipamento. A sua melhor aplicação também é associada à experiência do projetista e ao conhecimento dos parâmetros que podem influir negativamente e/ou positivamente no processo que se estudou. Neste sentido, a sua melhor aplicação foi obtida através do conhecimento do processo de refino de óleo de soja, constatando-se que não houve qualquer restrição quanto às temperaturas a que as correntes integradas foram submetidas.

Foi através da aplicação do algoritmo tabular sob condições de temperatura de entrada e saída fixadas - por necessidade do processo de refino - que pôde-se visualizar a recuperação de calor entre as correntes de processo, ocorrendo a integração energética. Sendo assim, formou-se uma primeira RTC compostas por três sub-redes: INT1-2, INT3 e INT4. Estas foram especificadas para dois tipos de trocadores de calor sendo do tipo casco e tubos e a placas.

Na especificação das sub-redes para trocadores de calor tipo casco e tubos, avaliando-se a efetividade de cada sub-rede pode-se constatar que a INT4 estava superdimensionada, apresentando uma área de troca excessivamente grande. Além disto, a demanda por aquecimento da corrente F1 foi suprida através da sub-rede INT3, o que levou a descartar a aplicação da sub-rede INT4. As demais sub-redes apresentaram uma efetividade com um valor entre zero e um, tornando-se viável aplicá-las. Suas áreas de troca foram estimadas através da análise do escoamento baseada em correlações obtidas para trocadores industriais constantes na literatura referenciada. Da mesma maneira que a aplicação da sub-rede INT4 foi descartada para casco e tubos esta novamente pode-se descartar, pois a demanda por aquecimento da corrente F1 é atendida através da carga térmica que contém a sub-rede INT3.

Para busca da RTC ótima, adotou-se o critério econômico, no entanto pode-se partir para análises mais detalhadas, tais como controle, segurança e flexibilidade de parâmetros operacionais, os quais não foram aqui abordados.

Aplicando-se o método do valor presente líquido aos dois projetos da RTC a placas e casco e tubos foi possível definir a rede ótima que melhor se aplica ao processo de refino de óleo de soja entre as etapas de degomagem e desodorização. A partir de uma entrada de caixa equivalente à economia anual devido à exclusão do consumo de utilidades atingida através da integração, ambos os projetos foram viáveis de aplicação, pois apresentaram um *VPL* maior que zero. Considerando que a adoção de uma *TMA* igual a 10% ao ano tenha sido um valor conservador, isto leva a crer que ambos os projetos analisados poderiam apresentar um *VPL* ainda superior ao atingido.

Embora os projetos tenham apresentado uma diferença significativa quanto aos valores de *VPL*, a decisão sobre a RTC ótima foi tomada com base na facilidade de manutenção e limpeza que dispõe um trocador do tipo placas, pois o tempo de manutenção é substancialmente menor, quando comparado a um trocador casco e tubos. Além do que, a empresa em que se aplicou o trabalho é do setor alimentício e as normas regulamentadoras são rígidas quanto às condições em que operam os equipamentos beneficiadores de produtos alimentares.

Conclusão

A partir da aplicação do método do ponto de estrangulamento térmico em conjunto com conceitos termodinâmicos e a partir do algoritmo tabular e cascata de calor foi possível obter a máxima integração energética das correntes, onde não se observou a ocorrência do ponto de estrangulamento térmico. Através deste evento, pode-se concluir que a

demanda por aquecimento e resfriamento das correntes integradas é suprida através da própria recuperação de calor entre as mesmas, acarretando na exclusão das utilidades quente e fria, as quais anteriormente eram utilizadas para aquecer e resfriar as correntes que foram integradas. Sendo assim, o consumo de vapor saturado e água de resfriamento torna-se igual a zero, após a aplicação da integração.

Embora o princípio do método baseie-se na ocorrência do gargalo térmico, a sua inexistência não determina a inutilidade do método, ao contrário, pois toda análise realizada permanece válida e leva a um resultado ainda mais positivo do ponto de vista da otimização

energética atingida, dos impactos ambientais que são reduzidos e consequentemente do ponto de vista econômico.

Realizando-se a análise de viabilidade econômica percebeu-se que ambos os projetos são viáveis de implementação, onde o fator decisivo foi a agilidade que dispõe o equipamento para realizar as manutenções e limpeza, as quais são frequentes na indústria alimentícia. Neste sentido, pode-se concluir que o trocador do tipo placas se torna mais atrativo para implementação do projeto, embora seu *VPL* seja consideravelmente inferior ao projeto dos trocadores casco e tubos.

REFERÊNCIAS

- BROCK, J.; NOGUEIRA, M. R.; ZAKRZEWSKI, C.; CORAZZA, F. C.; OLIVEIRA, J. V. **Ciência e Tecnologia de Alimentos** (Campinas), v.28, n.3, p. 564-570, 2008.
- CASAROTTO, N.; KOPITTKE, B. H. **Análise de Investimentos**. 9 ed. São Paulo: ATLAS, 2000.
- ÇENGEL, Y. A.; BOLES, M. A. **Termodinâmica**. 3 ed. Lisboa: Mac Graw-Hill, 2001.
- CERETO, A. C. **Integração Energética da Rede de Trocadores de Calor em Extração por Solvente para a Produção de Farelo Branco de Soja**. Universidade Federal do Rio Grande do Sul. 2004.
- GUNDERSEN, T; NAESS, L. The synthesis of cost optimal heat exchanger networks: an industrial review of state of the art. **Computers & Chemical Engineering**, Great Britain, v. 12, n. 6, p. 503-530, 1987.
- GUNDERSEN, T. **Process Integration**. International Energy Agency. 2002. Disponível em: <<http://www.iea.org/>>. Acesso em: 25 ago. 2010.
- HUANG, F.; ELSHOUT. R. Optimizing the Heat Recovery of Crude Units. **Chem. Eng. Prog.**, v. 72, n.7, 1976.
- INCROPERA, F. P.; DE WITT, D. P. **Transferência de Calor e de Massa**. 5 ed. Rio de Janeiro: LTC, 2003.
- LINNHOFF, B.; MASON, D. R.; WARDLE, I. Understanding heat exchanger networks. **Computers & Chemical Engineering**, v. 3, n. 1-4, p. 295-302, 1979.
- LINNHOFF, B. **Thermodynamic Analysis in the Design of Process Networks**. PhD thesis, University of Leeds, UK, 1979
- LINNHOFF, B; FLOWER, J. R. Synthesis of Heat Exchanger Networks: I. Systematic Generation of Energy Optimal Networks. **AIChE Journal**, v. 24, n. 4, p. 633, 1978. doi: 10.1002/aic.690240411
- LINNHOFF, B; HINDMARSH, E. The pinch design method of heat exchanger networks. **Chemical Engineering Science**, v.38, n.5, p. 745-763. 1983.

LINNHOFF, B. Pinch Analysis A State of the Art Overview: Techno-economic analysis. **Chemical engineering research & design**, v. 71, n.5, p. 503-522, 1993.

MIYASAKA, S.; MEDINA, J. **A Soja no Brasil**. 1 ed. Campinas: Ital, 1981.

PARAISO, P. R. **Modelagem e Análise do Processo de Obtenção do Óleo de Soja**. Universidade Estadual de Campinas. 2001.

PERKINS, E. G. **Composition of soybeans and soybean products**: Practical handbook of soybean processing and utilization, 1995:

PERLINGEIRO, C. A. G. **Engenharia de Processos**: Análise, Simulação, Otimização e Síntese de Processos Químicos. São Paulo: Blucher, 2005.

SANTOS, L.C.; ZEMP, R.J.. Energy and capital targets for constrained heat exchanger networks. *Braz. J. Chem. Eng.*, São Paulo , v. 17, n. 4-7, p. 659-670, Dec. 2000 . Available from <http://www.scielo.br/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0104-66322000000400030&lng=en&nrm=iso>. access on 04 June 2015. <http://dx.doi.org/10.1590/S0104-66322000000400030>.

STINGHEN, A. O. **Estratégias de Otimização de Processos**. Tese de Doutorado UNICAMP Universidade Estadual de Campinas. 1998