

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE MARINGÁ
CENTRO DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE MESTRADO EM ENGENHARIA QUÍMICA

**INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA DA ETAPA DE SEPARAÇÃO DO SOLVENTE DO
PROCESSO DE EXTRAÇÃO DE ÓLEO DE SOJA**

Ricardo Cardoso
Eng^o Químico, UEM, 1995
Orientador: Prof. Dr. Mauro A. da S. S.
Ravagnani

Dissertação de Mestrado submetida à
Universidade Estadual de Maringá,
como parte dos requisitos necessários
à obtenção do Grau de Mestre em
Engenharia Química, área de
Desenvolvimento de Processos.

Maringá – PR – Brasil
Junho de 1999

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE MARINGÁ
CENTRO DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE MESTRADO EM ENGENHARIA QUÍMICA

Esta é a versão final da dissertação de Mestrado apresentada por Ricardo Cardoso perante a Comissão Julgadora do Curso de Mestrado em Engenharia Química em 29 de junho de 1999.

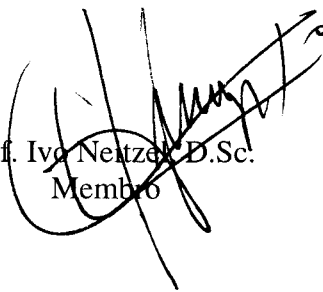
COMISSÃO JULGADORA



Prof. Mauro Antonio da Silva Sá Ravagnani, Dr. Eng.
Orientador



Prof. Carlos Augusto Guimarães Perlingeiro, Ph.D.
Membro



Prof. Ivo Neitzke, D.Sc.
Membro

CARDOSO, RICARDO

Integração Energética da Etapa de Separação do Solvente do Processo de Extração de Óleo de Soja [Paraná] 1999

XIII, 65 p. 29,7 cm (PEQ/UEM, M. Sc., Engenharia Química, 1999)

Dissertação – Universidade Estadual de Maringá-PEQ

1. Integração Energética

2. Análise *Pinch*

I. PEQ/UEM II. Título (série)

À minha esposa Valéria, pelo seu
carinho e compreensão

AGRADECIMENTOS

À COAMO, pela cooperação;

À Klabin – Paraná, pelo apoio;

Ao amigo e professor Mauro pela
orientação

ÍNDICE

1 - INTRODUÇÃO.....	1
2 – REVISÃO DA LITERATURA.....	4
3 – O AJUSTE DE REDES DE TROCADORES DE ALORC.....	10
3.1 - INTRODUÇÃO.....	11
3.2 - A INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA DE PROCESSOS.....	12
3.2.1 – Síntese de Processos.....	12
3.2.2 - Redes de Trocadores de Calor.....	13
3.2.3 - A Integração Energética.....	13
3.3 - A ANÁLISE PINCH.....	15
3.3.2 - 1ª etapa: Definição de Metas.....	15
3.3.2.1 - Curvas Compostas.....	15
3.3.2.2 - Tabela do Problema (TP).....	17
3.3.2.3 - O Ponto de Estrangulamento Energético (PEE).....	17
3.3.2.4 - Número Mínimo de Unidades (NMU).....	19
3.3.2.5 - Área Mínima (Amin).....	20
3.3.3 - 2ª etapa: Síntese da rede.....	21
3.3.3.1 - Representação da Rede.....	21
3.3.3.2 - O Método do Ponto de Estrangulamento (MPE).....	22
3.3.4 - 3ª Etapa: Evolução da Rede.....	24
3.3.4.1 - O Diagrama da Força Motriz (DFM).....	24
3.3.4.2 - A Análise do Problema Remanescente (APR).....	26
3.3.4.3 - Identificação e Quebra de Laços.....	26
3.3.5 - Otimização do ΔT_{min} antes da síntese da rede.....	28
3.4 – O RETROFIT.....	30
3.4.1 - Descrição das metas no Retrofit.....	30
3.4.2 - Determinando as Metas.....	33
3.4.3 - Procedimentos para o Retrofit.....	34
4 – O PROCESSO DE EXTRAÇÃO DE ÓLEO DE SOJA.....	37
4.1 – INTRODUÇÃO.....	38
4.2 – HISTÓRICO.....	38

4.3 – O ÓLEO DE SOJA	38
4.4 – O PROCESSO DE EXTRAÇÃO	39
5 – O CASO ESTUDADO.....	41
5.1 - INTRODUÇÃO	42
5.2 - DESCRIÇÃO DO PROCESSO.....	42
6 - RESULTADOS.....	48
6.1 - A REDE DE TROCADORES.....	49
6.2 - APLICAÇÃO DA ANÁLISE PINCH.....	50
7 – DISCUSSÃO DOS RESULTADOS E CONCLUSÕES.....	58
8– REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	62

ÍNDICE DE FIGURAS

- Figura 3.1 – Diagrama da Cebola 13
- Figura 3.2 - O Diagrama TH 16
- Figura 3.3 –(a)efeito da troca de calor através do PEE(b)efeito do fornecimento de utilidade fria acima do PEE. (c) efeito do fornecimento de utilidade quente abaixo do PEE 18
- Figura 3.4 - Intervalos de Entalpia 20
- Figura 3.5 - Diagrama de Grade 21
- Figura 3.6 - Laço de Troca Térmica 22
- Figura 3.7 - Diagrama da Força Motriz 25
- Figura 3.8 - Representação de um trocador sobre o DFM 26
- Figura 3.9 - Identificação do laço de troca térmica (T2-T4) 27
- Figura 3.10 - Quebra do laço (remoção de T4) 27
- Figura 3.11 - Restauração do ΔT_{min} , por meio de um caminho entre A e R 28
- Figura 3.12 - Otimização do ΔT_{min} 29
- Figura 3.13 – Transferência de Calor Cruzada 31
- Figura 3.14a - Diagrama área-energia e possibilidades de ajuste 32
- Figura 3.14b - Relação economia-investimento-retorno para o melhor ajuste 33
- Figura 3.15 – Curva limite para o projeto 34
- Figura 3.16 – Região de melhor ajuste 35
- Figura 5.1 – Etapas do Processo de Óleo de Soja 43
- Figura 5.2 – Sistema de Destilação 45
- Figura 5.3 - Absorção do hexano 46
- Figura 6.1 – Diagrama de Grade 52
- Figura 6.2 - Rede atual 52
- Figura 6.3a – Violação do ΔT_{min} 53
- Figura 6.3b – Desenvolvimento da Rede 54
- Figura 6.4 – Layout simplificado atual 55
- Figura 6.5 – Rede Proposta 56
- Figura 6.6 – Layout simplificado do proposto 57

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 6.1 – Identificação das Correntes 49

Tabela 6.2 – Capacidades Térmicas 50

Tabela 6.3 – A Rede Existente 50

Tabela 6.4 – Tabela do Problema 51

Tabela 6.5 – Rede Proposta 57

Tabela 7.1 - equipamentos 59

Tabela 7.2 - economia 60

NOMENCLATURA

Amin – Área mínima de troca térmica

APR- Análise do Problema Remanescente

CC – Curvas Compostas

CP – Capacidade Térmica x vazão mássica

CPQ – Capacidade Térmica da corrente quente

CPF – Capacidade Térmica da corrente fria

DFM – Diagrama da Força Motriz

GCC – Grande Curva Composta

h_i - Coeficiente de película da corrente i

L – Laço de troca térmica

MPE - Método do Ponto de Estrangulamento

MRE – Máxima Recuperação de Energia

NF – Número de correntes frias

NMU – Número mínimo de unidades de troca térmica

NQ – Número de correntes quentes

PEE – Ponto de Estrangulamento Energético

Q_i – Fluxo de Calor da corrente i

RTC – Rede de Trocadores de Calor

TP – Tabela do Problema

ΔT_{min} – Menor diferença de temperatura praticada entre os terminais de um trocador de calor.

INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA DA ETAPA DE SEPARAÇÃO DO SOLVENTE DO PROCESSO DE EXTRAÇÃO DE ÓLEO DE SOJA

AUTOR: RICARDO CARDOSO

ORIENTADOR: PROF. DR. MAURO A. DA S. S. RAVAGNANI

Dissertação de Mestrado; Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química; Universidade Estadual de Maringá; Av. Colombo, 5790, BL E46 – 09; CEP: 87020-900 – Maringá – PR, Brasil, defendida em 29 de junho de 1999. 64 p.

RESUMO

Neste trabalho foi realizado um ajuste energético da rede de trocadores de calor da planta de extração de óleo de soja da Cooperativa Agropecuária Mouraoense, situada em Campo Mourão no estado do Paraná.

Para o desenvolvimento deste trabalho, foi levantado em campo a rede de trocadores de calor do sistema de extração de óleo bruto, em operação contínua, a qual estava localizada mais especificamente nos sistemas de destilação de miscela e absorção de hexano. À estes equipamentos foi somado o resfriador situado na saída do secador de óleo. A rede foi então constituída de 10 equipamentos de troca térmica, sendo 1 aquecedor, 2 permutadores e 7 resfriadores

No tratamento dos dados da rede identificada neste trabalho foram utilizados os conceitos e ferramentas da Análise Pinch. Primeiramente foi identificado a menor diferença de temperatura entre os terminais dos trocadores da rede (ΔT_{min}), e para este foi determinado o ponto de estrangulamento energético (PEE) da rede em estudo através do procedimento algorítmico da tabela do problema, a qual forneceu também

as metas para o consumo ótimo de utilidades quentes e frias. Na sequência, a rede existente foi representada num diagrama de grade identificando um aquecedor que cruzava o PEE. O ajuste foi realizado utilizando o método do ponto de estrangulamento energético (MPE) para a realocação dos trocadores que cruzavam o PEE, sendo a necessidade energética restante suprida, primeiramente por meio de cruzamentos das correntes do processo e finalmente pelo fornecimento de utilidades.

A rede proposta neste trabalho possui o número mínimo de unidades, não apresenta nenhum laço de troca térmica e como resultado energético consome 85,71% de utilidade quente e 2,38% de utilidade fria a menos que a rede existente.

ENERGETIC INTEGRATION OF SOLVENT RECOVERY IN SOYBEAN OIL EXTRACTION PROCESS

AUTHOR: RICARDO CARDOSO

SUPERVISOR: DR. MAURO A. DA SILVA SÁ RAVAGANANI

MSc. Dissertation; Chemical Engineering Post-graduate program; Universidade Estadual de Maringá; Av. Colombo, 5790, BL. E46 – 09; CEP: 87020 – 900 – Maringá – PR, Brasil, June, 29, 1999. 65p.

ABSTRACT

In this work it was undertaken a heat exchange network energetic adjustment of a soybean oil extraction plant. This plant belongs to the “Cooperativa Agropecuária Mouraoense” and is located at Campo Mourão city in the state of Paraná.

In order to develop this work, it was carried out a field analysis to identify the heat exchange network of the crude oil extraction section, under continuous operation. This network was located more specifically in the sections of miscella distillation and hexane absorption. It was added to these equipment a cooler located in the outlet of the oil dryer. So, the network consisted of 2 heat exchangers, 1 heater and 7 coolers.

Concepts and tools of a pinch analysis were used to treat data of the identified network. First, it was identified the low temperature difference (ΔT_{\min}) between the exchangers end streams of the network and this (ΔT_{\min}) it was determined the pinch point of the network. This was carried out by means of problem table algorithm procedure, which also produced the goals for optimal hot and cold utilities consumption. Following, the actual network was represented in a grid diagram being identified a heater crossing the pinch point. The adjustment was carried out by using the pinch design method to relocate exchanger crossing the pinch point. In doing this the remaining energetic need was first supplied the crossing of process streams and only after supplied by utilities..

The propose network has a minimal number of units and presents no loops. As result this network consumes 85,71% of a hot utility and 2,38% of a cold utility less than the existent network.

1 - INTRODUÇÃO

O Brasil, no decorrer das últimas décadas, consolidou-se como um dos maiores produtores de grãos de soja do mundo, sendo que a partir dos anos setenta, motivadas pela grande expansão na produção e pela política de promoção da exportação de um produto de maior valor agregado, muitas empresas instalaram-se na região centro-sul do país iniciando o aproveitamento industrial da soja, produzindo seus dois principais derivados: o óleo e o farelo de soja.

O Estado do Paraná, por localizar-se nesta região do país, possui uma economia baseada na agricultura e na agroindústria, tendo assim, como em boa parte do país, muitas indústrias de óleo de soja em funcionamento a mais de vinte anos e que apresentam problemas estruturais, o que onera seus custos de produção e acarreta perda de competitividade. Um dos principais fatores de aumento de custos é o consumo excessivo de utilidades.

Para a solução de problemas como este e impulsionado pela crise energética do final da década de setenta, a síntese de redes de trocadores de calor e integração energética tornou-se, nas duas últimas décadas, uma das áreas mais estudadas da síntese de processos industriais. Se a crise energética foi o que motivou o desenvolvimento da área, fator explicado pelo grande número de publicações até o final dos anos oitenta, a necessidade de redução de custos para a manutenção da competitividade num mercado globalizado, com redução de barreiras alfandegárias e fim de subsídios governamentais, entre outros, é o que mantém hoje a preocupação com a integração energética de processos

Integrar energeticamente consiste basicamente em utilizar primeiro o calor disponível nas correntes quentes, que são as correntes que precisam ser resfriadas, para aquecer as correntes frias, para daí fazer uso de utilidades se houver necessidade de resfriamento ou aquecimento das correntes para que estas atinjam as temperaturas exigidas no processo.

Para a obtenção de redes ótimas e processos energeticamente integrados, pode-se optar basicamente entre duas escolas: a dos métodos matemáticos e a Análise Pinch.

No presente trabalho foi realizado um estudo sobre a integração energética de um processo de extração de óleo de soja, através de um ajuste em RTC existente baseado na Análise Pinch, tendo como objetivo principal a redução do consumo de utilidades.

Na realização deste ajuste foram utilizadas as ferramentas da Análise Pinch que determinam as metas para redes ótimas, e em seguida uma adaptação para ajuste em redes

existentes do Método do Ponto de Estrangulamento (MPE) utilizado para síntese de redes novas.

Primeiramente foi identificado a RTC do caso estudado, procurando especificar suas características como composição, capacidades térmicas e necessidades do processo. Com estas informações, e fazendo uso de uma ferramenta da Análise Pinch denominada de Tabela do Problema (TP), foi identificado o Ponto de Estrangulamento Energético (PEE) da rede existente, sendo também determinadas as metas para o consumo de utilidades.

Em seguida, a rede existente foi representada graficamente num Diagrama de Grade, o que possibilitou a identificação dos trocadores que cruzavam o PEE. Estes trocadores foram retirados da rede e o MPE foi aplicado para a alocação dos novos trocadores, onde levou-se em consideração tanto o reaproveitamento dos trocadores em uso como a utilização de trocadores existentes que se encontravam fora de operação.

Por fim, foi verificada a existência de laços de troca térmica com o objetivo de garantir o número mínimo de unidades de troca térmica.

A seqüência deste trabalho apresenta, no capítulo 2, uma revisão dos artigos publicados na literatura sobre síntese de redes de trocadores de calor, Análise Pinch, ajustes de redes existentes e economia de energia em processos de extração de óleos vegetais.

O capítulo 3 detalha as ferramentas da Análise Pinch, o Método do Ponto de Estrangulamento e o ajuste energético de redes existentes.

Nos capítulos 4 e 5 são apresentados, respectivamente, uma introdução ao processo de extração de óleo de soja e ao caso estudado. Neste capítulo a atenção é voltada para os sistemas que formam a rede de trocadores de calor identificada na planta estudada.

A identificação da rede, dos dados de processo e a realização do ajuste são apresentados no capítulo 6. No capítulo 7, é realizada a discussão dos resultados conjuntamente com as conclusões obtidas e sugestões para trabalhos futuros.

No tratamento dos dados industriais levantados, foi utilizado o *software* “*Supertarget*” da *LinnhoffMarch Co.*

Os dados contidos neste trabalho são de aplicação industrial e foram fornecidos pela Indústria de Óleo de Soja da Cooperativa Agropecuária Mouraoense Ltda - Coamo, com sede em Campo Mourão, estado do Paraná.

2 – REVISÃO DA LITERATURA

Neste capítulo apresenta-se uma revisão de trabalhos publicados abrangendo: síntese de redes de trocadores de calor, ajuste de redes existentes e o processo de fabricação de óleos vegetais com ênfase em economia de energia.

Os métodos para ajuste de redes de trocadores de calor existentes foram desenvolvidos a partir dos processos de síntese de redes de trocadores de calor (RTC), que é parte integrante da síntese de processos, sendo um de seus ramos mais estudados. O grande interesse por RTC é justificado pela necessidade industrial de reduzir custos de capital e operação de uma planta, necessidade esta gerada na década de 70 e início dos anos 80 pela crise energética e mantida até hoje pelo desafio constante da competitividade.

A mais completa revisão sobre RTC é apresentada em GUNDERSEN e NAESS (1988), que descreve o estado da arte dos métodos de síntese de RTC até o ano de sua publicação. Segundo os autores os métodos para a síntese de RTC foram desenvolvidos por duas grandes escolas. A primeira, mais automática, utiliza métodos matemáticos de programação linear e não linear. A segunda, que possui maior iteração com o projetista, combina conceitos termodinâmicos e regras heurísticas e é denominada *Análise Pinch*, sendo esta a que apresenta, de longe, a maior lista de bons projetos industriais visando a integração energética de processos.

Ainda segundo estes autores, o primeiro a considerar a formulação do problema da síntese de RTC foi Hwa em 1965, utilizando a técnica de programação separável para resolver o problema. Os reais pioneiros desta área foram, no entanto, Rudd e seus colaboradores na Universidade de Wisconsin, e Hohmann e Lockhart na Califórnia, sendo que Hohmann foi o primeiro a introduzir, em sua tese de doutorado em 1971, o critério da determinação do consumo mínimo de utilidades antes da síntese da rede, além de propor uma regra heurística para a determinação do número mínimo de trocadores de calor em uma malha (NMU). Seu trabalho teve pouco reconhecimento na época, uma vez que até então trabalhava-se exclusivamente com métodos matemáticos, para os quais seu trabalho trouxe pouca contribuição, mas foi de grande importância para a solução de problemas industriais de síntese de RTC, ao passo que os métodos puramente matemáticos foram fracassando na resolução dos problemas daquela época, e seus conceitos aproveitados no desenvolvimento da *Análise Pinch*.

NISHIDA et al. (1977), propuseram um método algorítmico-evolutivo que garantia além da máxima recuperação de energia (MRE) para uma determinada temperatura de

aproximação entre as correntes nos terminais do trocador, ΔT_{min} , a minimização da área de transferência de calor utilizando um algoritmo para a obtenção da área mínima (A_{min}) e a minimização do custo global da rede, utilizando regras evolutivas.

UMEDA et al.(1978) descreveram um método de conceituação termodinâmica no qual o balanço energético da rede é apresentado em forma gráfica em um diagrama de temperatura contra energia no qual eram plotadas as curvas que representam a energia disponível para as correntes quentes e frias. Neste diagrama, denominado diagrama de energia disponível, foi identificado um ponto de estrangulamento energético (PEE) na rede, localizado no ponto onde as duas curvas se tocavam. Vem deste trabalho a relação do grau de recuperação de calor em uma RTC com o PEE e a estreita ligação deste com o ΔT_{min} .

LINNHOFF e FLOWER (1978) desenvolveram um método para a síntese de RTC fundamental para o desenvolvimento da *Análise Pinch*, uma vez que é introduzido neste trabalho o algoritmo da tabela do problema (TP), a partir do qual pode-se identificar as demandas máximas de utilidade quentes e frias necessárias para a MRE. Este método é composto por duas etapas. Na primeira o problema é dividido em intervalos de temperatura, e, para cada intervalo, é sintetizada uma subrede. As subredes são agrupadas formando uma rede preliminar. A partir daí, com as metas fornecidas pela TP, a rede preliminar é evoluída, numa segunda etapa, utilizando algumas técnicas evolutivas.

LINNHOFF et al. (1979) apresentaram em detalhe os principais pontos tratados na síntese de RTC, como o significado do ΔT_{min} , o número mínimo de unidades, o uso de utilidades, divisão de correntes, restrições e modificações de dados.

Em LINNHOFF et al. (1982) é introduzida a grande curva composta (GCC), cujo conceito é explicado pela cascata de calor. As aplicações neste trabalho envolvem múltiplas utilidades, otimização de sistemas gasosos, PEE para as utilidades e modificações no processo.

SCHUMACHER (1983) apresentou o estado da arte para o consumo de energia em um processo completo de extração de óleo de soja, que incluía a secagem das sementes, preparação extração, destilação, dessolventização, secagem e resfriamento do farelo e degomagem. Em seu trabalho não é citado RTC, mas somente modificações em equipamentos e processos. Ele constrói três situações para o consumo de vapor por tonelada de semente. A primeira é a situação histórica provinda da década de 50. A segunda

como sendo o estado da arte até a época, cuja principal contribuição foi a utilização dos vapores do dessolventizador-tostador (DT) para aquecimento do primeiro estágio de destilação da miscela. Finalmente no terceiro panorama o autor propõe alterações no processo, como a utilização do vapor de flash para aquecimento do segundo estágio de destilação da miscela. Cita ainda a existência de novos equipamentos, como o novo terceiro estágio de destilação que utiliza vapor com eficiência maior, equipamentos que previnem a entrada de ar no extrator, de tal maneira que em plantas bem operadas e conservada quase que somente gases não condensáveis passam pelo sistema de absorção para recuperação de hexano. Como consequência, este sistema só precisa ser operado em reinício de operação. Estes equipamentos não são detalhados no trabalho. O autor descreve ainda possibilidades de economia de energia no processo de dessolventização e secagem do farelo, principalmente com DT que operam a temperaturas de 66 a 68 °C. Constrói ainda um diagrama no qual relaciona a temperatura do DT com o consumo de vapor. Com estas alterações, esta terceira situação consumiria 177 kg de vapor por tonelada de semente e perda de hexano menores que 1 kg/ton de semente, enquanto que o estado da arte encontrava-se entre 300 a 360 kg de vapor por tonelada de semente, 26 a 32 kWh e 1,5 a 2,5 kg de hexano consumido.

GAVIN (1983) faz uma série de considerações sobre a conservação de energia, partindo de óleos vegetais crus, nas diversas etapas do processo de “acabamento”, como a refinação, o branqueamento e a desodorização. Em seu trabalho, ele ressalta as condições de operação necessária e medidas de conservação de energia em uso ou propostas por refinarias americanas.

JURISTOWSZKY (1983) introduziu um estudo sobre a economia de energia comparando vários processos de extração com solventes. Os principais processos estudados foram o processo convencional, com condicionamento e extração com solvente, o processo de extração direta, sem condicionamento, e condicionamento a frio seguido de extração com solvente.

LINNHOF e HINDMARSH (1983) apresentaram um novo método para a síntese de RTC denominado *Pinch Design Method* ou Método do Ponto de Estrangulamento (MPE), baseado em conceitos e ferramentas anteriormente desenvolvidas, como a TP, determinação da MRE e PEE. Neste método as metas do consumo de utilidades bem como o PEE são determinados na TP. Com o PEE, a rede é dividida em duas regiões independentes, uma acima e outra abaixo deste. As duas subredes são sintetizadas partindo

do PEE e caminhando na direção contrária a ele. O método apresenta critérios para orientar a alocação de trocadores para correntes que estão no PEE como o número de correntes quente e frias em cada região e desigualdade de capacidades térmicas entre trocas individuais e todas as restantes, tudo para que não ocorra a violação do ΔT_{min} nem a transferência de calor através do PEE ou o fornecimento de utilidade desnecessária. Um diferencial desta metodologia, é que quando existe mais de uma possibilidade para integração, o projetista tem liberdade de escolha, baseado em sua experiência.

SU e MOTART (1984) introduziram um método algorítmico evolutivo para RTC. O método foi baseado na busca e quebra de laços de troca térmica nas redes iniciais. O método reduz o número de unidades de troca térmica sem aumentar o consumo de utilidades.

HARALDSSON(1985) apresentou possibilidade de conservação de energia em refinarias de óleo, com ênfase dada aos óleos de palma e de coco. Em uma das partes de seu trabalho discute a conservação por meio de trocadores de calor regenerando calor entre correntes do processo. O autor afirma que com o atual preço do vapor, energia elétrica e depreciação de capital disponível, é fácil projetar o sistema de maneira a minimizar o custo total. Não cita um método, deixando o crédito do sucesso do projeto à experiência do projetista

TJOE e LINNHOFF (1986) apresentaram uma metodologia para o ajuste de RTC em operação baseada na “filosofia de metas” da Análise Pinch, sendo como esta caracterizada pelo alto grau de iteração com o usuário. Por tratar-se de rede em operação o parâmetro principal para a avaliação é o tempo de retorno do investimento demandado pela readequação da RTC. Os autores fazem observações sobre a correta inicialização do ΔT_{min} para o procedimento de otimização deste, para que se possa garantir o melhor ajuste para a rede existente. O caso estudado neste trabalho foi o da unidade de destilação da segunda maior refinaria de petróleo do Reino Unido, de propriedade da Shell Ltda.

AHMAD e LINNHOFF (1986) apresentaram a aplicação do conceito de otimização de sistemas integrados de energia antes da síntese da rede, *Supertargeting*, a uma planta de solventes químicos. São avaliadas ainda condições econômicas para regiões diferentes.

LINNHOFF e AHMAD (1990) descreveram metodologia generalizada para o projeto de redes de trocadores de calor quase-ótimas. O método é baseado na escolha da meta com relação a custos e otimização destas antes da realização do projeto. Na primeira etapa do trabalho é utilizado um modelo de custo simples para custo de capital. Na

segunda etapa, modelos de custos de capital mais complexos são abordados, explorando diferença entre coeficientes de película, equações não lineares para custo, trocadores de calor não totalmente contracorrente e materiais de construção e tipo de trocadores não uniformes.

LINNHOFF (1993) fez uma revisão do estado da arte da aplicação da Análise Pinch em processos industriais, citando oito áreas onde o desenvolvimento é mais recente, sendo que em LINNHOFF (1994) é apresentada a Análise Pinch com ênfase na redução de custos de capital na emissão de poluentes.

RAVAGANANI (1994) utiliza o Método do Ponto de Estrangulamento e o conceito de identificação e quebra de laços de troca térmica, que combinaram a matriz incidência descrita por PETHE et al. (1989) e o critério de níveis de laço de SU e MOTARD (1984), para construir um programa computacional para a síntese de RTC ao qual foi incorporado o dimensionamento termo-hidraulico dos equipamentos.

BRESCANSIN (1997) propôs uma metodologia para o ajuste de RTC que leva em consideração diversos aspectos operacionais da rede existente, que vem facilitar a atuação do projetista. Foi introduzida neste trabalho uma “ferramenta” denominada Matriz Possibilidade de Integração, utilizada quando da necessidade de se integrar mais de um sistema. O trabalho desenvolvido sobre a RTC da plataforma de Pampo, de propriedade da PETROBRÁS, apresentou um excelente tempo de retorno de 11 meses para um investimento de US\$ 1,46 milhões, com uma economia anual de US\$ 1,50 milhões.

3 – O AJUSTE DE REDES DE TROCADORES DE ALORC

3.1 - Introdução

Neste capítulo é realizada uma revisão dos princípios necessários para a realização de ajuste em redes de trocadores de calor existentes, denominado *Retrofit*.

Primeiramente é feita uma introdução a respeito da Síntese de Processos, conceituação de redes de trocadores de calor (RTC) e integração energética de processos industriais.

Em seguida tópicos da Análise Pinch, escola adotada neste trabalho, são abordados. Estes tópicos, que versam sobre a síntese de RTC, são necessários para o entendimento do ajuste, uma vez que as metodologias descritas na parte final deste capítulo fazem uso dos princípios desenvolvidos para a construção de redes novas, sendo que estas metodologias servirão de base para a realização do ajuste proposto neste trabalho, e que será descrito no capítulo 6

3.2 - A Integração Energética de Processos

3.2.1 – Síntese de Processos

A Integração Energética é um campo amplo de aplicação da otimização da energia utilizada em todas as etapas de um processo industrial. Um processo desta natureza pode ser encarado como sendo um sistema composto por um subsistema principal com base no qual outros subsistemas serão criados e dimensionados. Assim, um processo químico pode ser dividido nos seguintes subsistemas:

- subsistema reacional - é a parte principal de um processo químico. É no reator que se determina a quantidade de produto formado, a qual juntamente com as características da mistura entre os produtos desejáveis e não desejáveis, reagentes não convertidos e inertes determinam o tipo e dimensionam o processo de separação. Possui características energéticas próprias de acordo com as reações que se processam em seu interior as quais determinam a necessidade de se fornecer ou retirar calor do subsistema;
- subsistema de separação - está ligado diretamente ao subsistema reacional. É de grande importância no processo, pois determina o grau de pureza do produto final, e a possibilidade de reaproveitamento de reagentes não convertidos. Um exemplo comum da complexidade, do ponto de vista energético, deste subsistema é a destilação, já que neste processo tem-se que fornecer calor para fracionar a mistura em líquido e vapor na base de uma coluna de destilação, e retirar calor para condensar o vapor obtido no topo desta;
- subsistema de troca térmica - baseado essencialmente na necessidade de aquecer ou resfriar as correntes que entram e saem dos subsistemas anteriores;
- subsistema de geração de utilidades - deve complementar as necessidades energéticas do processo após a atuação do subsistema de troca térmica, através do fornecimento de utilidades quentes e frias.

Na Síntese de Processos a divisão feita acima é conhecida como *Diagrama da Cebola* como o apresentado em SMITH (1995), que está representado na figura 3.1.

A Integração Energética de Processos consiste portanto na integração de todos os subsistemas do processo de maneira a minimizar o consumo de energia e conseqüente custo de capital com equipamentos para o processo integrado.

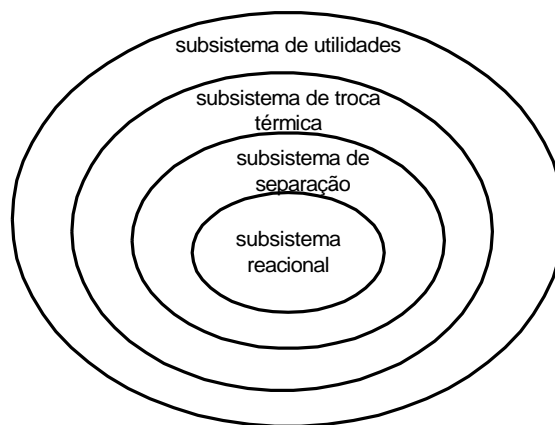


Figura 3.1 – Diagrama da Cebola

Neste trabalho tem-se como objetivo apresentar metodologias que permitam esta otimização.

3.2.2 - Redes de Trocadores de Calor

Os processos industriais, em sua grande maioria, apresentam correntes que precisam ser aquecidas e correntes que necessitam de resfriamento, sendo estas correntes denominadas frias e quentes, respectivamente. Este aquecimento e resfriamento é realizado por meio de trocadores de calor que utilizam tanto a recuperação de energia entre as correntes do processo, no qual o excesso de calor das correntes quentes é transferido para as correntes frias, como também energia externa ao processo, na qual uma corrente auxiliar, denominada utilidade, fornece ou retira energia conforme a necessidade da corrente em análise. Os equipamentos que se utilizam do primeiro processo são denominados recuperadores, enquanto os que fazem uso do segundo são conhecidos como aquecedores, se fornecem, ou resfriadores, se retiram energia do processo. Assim, a Rede de Trocadores de Calor (RTC) é o conjunto de todos os trocadores, aquecedores e resfriadores de uma planta industrial.

3.2.3 - A Integração Energética

Integrar energeticamente consiste basicamente em utilizar primeiro o calor disponível nas correntes quentes para aquecer as correntes frias, para daí fazer uso de

utilidades se houver necessidade de resfriamento ou aquecimento das correntes para que estas atinjam as temperaturas exigidas no processo.

Devido a restrições termodinâmicas, nem sempre é possível transferir todo o calor disponível nas correntes quentes para as correntes frias. O problema torna-se complexo quando, à estas restrições, são somados o grande número de combinações possíveis de cruzamento entre correntes, o sequenciamento dos trocadores na rede, a possibilidade de ocorrer mudança de fase e variação das propriedades físicas com a temperatura. Esta gama de variáveis e combinações tornou a integração energética um assunto muito estudado, motivada pelo grande interesse industrial focado na possibilidade de redução de custos de operação e de capital, por meio da minimização do consumo de utilidades e do número de trocadores, tanto para redes novas como para as já existentes.

Na busca da solução deste problema, a Síntese de Redes de Trocadores de Calor com consumo mínimo de energia e número mínimo de trocadores de calor, surgiram duas grandes escolas: a dos métodos matemáticos, que utiliza técnicas de programação linear e não linear, e a conhecida como *Análise Pinch*, baseada em conceitos termodinâmicos.

A *Análise Pinch*, devido à sua facilidade de aplicação e entendimento, que proporciona grande interface com o projetista, será a linha seguida no desenvolvimento deste trabalho.

3.3 - A Análise Pinch

Para se Integrar Energeticamente um processo utilizando os conceitos termodinâmicos da Análise Pinch, três etapas bem distintas devem ser seguidas:

- definição de metas ou pré análise;
- síntese da rede;
- evolução da rede.

A primeira etapa envolve a determinação do consumo mínimo de utilidades, do número mínimo de unidades de troca térmica, da área mínima de troca térmica e do custo global anual mínimo. Na segunda define-se os cruzamentos entre as correntes e o sequenciamento dos trocadores, para que na última etapa, a evolução desta rede obtida permita atingir os objetivos determinados na primeira etapa.

3.3.2 - 1ª etapa: Definição de Metas.

Nesta etapa são estabelecidos os objetivos, que permitem a obtenção de uma rede de trocadores de calor com a máxima recuperação de energia(MRE), com o menor número de unidades(NMU) e área de troca térmica mínima (A_{min}), gerando assim uma RTC com custo global mínimo.

Para determinar estes objetivos foram desenvolvidas ferramentas baseadas nos conceitos da Análise Pinch, que obedecem à Primeira e a Segunda leis da Termodinâmica. Assim, através de duas destas ferramentas, as Curvas Compostas (CC) e a Tabela do Problema (TP), pode-se determinar o consumo mínimo de utilidades e a área mínima. Tanto as CC quanto a TP fornecem também o Ponto de Estrangulamento Energético (PEE), conceito fundamental da Análise Pinch, sobre o qual baseia-se a síntese da rede.

3.3.2.1 - Curvas Compostas

As Curvas Compostas compõem um método gráfico apresentado na forma de um diagrama TH (Temperatura X Calor). Neste diagrama são plotadas duas curvas

conhecidas como Curva Composta Quente e Curva Composta Fria, formadas a partir de balanços de energia no conjunto de correntes quentes e frias, respectivamente. Estes balanços são feitos em intervalos de temperatura determinados pelas temperaturas de entrada e saída de todas as correntes do processo do conjunto, e plotadas no diagrama obedecendo uma dada diferença de temperatura mínima de aproximação entre estas correntes (ΔT_{min}).

Assim a Curva Composta Fria, descrita em LINNHOFF e FLOWER (1978), representa a quantidade de calor que deve ser fornecida para o aquecimento de todas as correntes frias desde a temperatura de entrada até a requerida pelo processo. Por sua vez, a Curva Composta Quente representa o montante que deve ser retirado das correntes quentes para que estas atinjam suas temperaturas de saída. Portanto, como pode ser visto na figura 3.2, na região em que ocorre a superposição das duas curvas, o calor em excesso nas correntes quentes supre as necessidades energéticas das correntes frias. À esquerda, na região extrema, onde se tem apenas a curva composta quente, o calor deve ser retirado com utilidades frias, enquanto que à direita, onde se tem no extremo somente a curva composta fria, o calor deve ser fornecido pelo uso de utilidades quentes.

O ponto em que estas curvas estão mais próximas é o PEE e as temperaturas correspondentes a este ponto nas curvas compostas quentes e frias são denominadas temperatura PEE quente e fria, respectivamente, sendo a diferença entre elas igual ao ΔT_{min} .

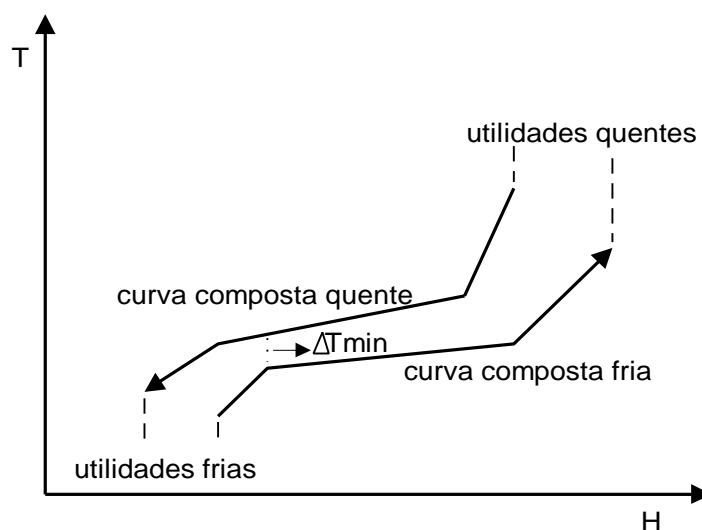


Figura 3.2 - O Diagrama TH

3.3.2.2 - Tabela do Problema (TP)

Esta tabela é gerada por meio de um procedimento algorítmico alternativo ao diagrama TH, que fornece a demanda mínima de utilidades e a temperatura do PEE para um dado ΔT_{min} , por um método de fácil aplicação e implementação computacional.

A Tabela do Problema, apresentada por LINNHOFF e FLOWER (1978), é construída através da distribuição de todas as correntes do processo em intervalos de temperatura. Estes intervalos são obtidos por meio das temperaturas de entrada e saída das correntes, diferenciando as temperaturas das correntes quentes e frias por um valor igual ao ΔT_{min} . Em seguida é feito um balanço térmico para cada intervalo de temperatura e posteriormente constrói-se uma cascata de calor, através da transferência do calor disponível em cada intervalo ao intervalo abaixo. Assim, se o balanço de energia de um intervalo for negativo, deve-se adicionar calor ao sistema com o uso de utilidades quentes, sendo este resultado positivo a quantidade de calor que deve ser transferida para o intervalo abaixo. Proceder-se desta maneira até o último intervalo de temperatura, descrevendo toda a cascata de calor.

A cascata é construída de maneira que todo o calor necessário por meio de utilidades quentes seja fornecido no início do processo como o primeiro valor da cascata, garantindo com isso a não ocorrência de valores negativos, permitindo a identificação do PEE no intervalo que apresentar o valor zero, ou seja quando não houver fluxo de calor entre dois intervalos. Devido a este mecanismo o último valor da tabela representa o calor que deve ser removido do processo por utilidades frias.

3.3.2.3 - O Ponto de Estrangulamento Energético (PEE)

O PEE, determinado tanto no diagrama TH como na TP, é uma barreira que limita o grau de integração energética no processo, ou seja, constitui-se um gargalo do ponto de vista de recuperação de energia.

A identificação do PEE, como já foi comentado anteriormente, pode ser feita tanto pela tabela do problema, onde o fluxo de calor é igual a zero na cascata de calor, como

pelas curvas compostas, na maior proximidade entre as curvas compostas quente e fria, separação feita apenas pelo ΔT_{min} como mostrado na figura 3.2.

O PEE permite a divisão do problema em duas regiões com balanços energéticos independentes, sendo uma acima e outra abaixo dele. Na região acima do PEE o subsistema atua como sumidouro de calor, já que nesta região requer-se apenas processos de trocas e de aquecimento por meio de utilidades quentes. Já na região abaixo do PEE o subsistema atua como fonte de calor necessitando somente de processos de troca e de resfriamento.

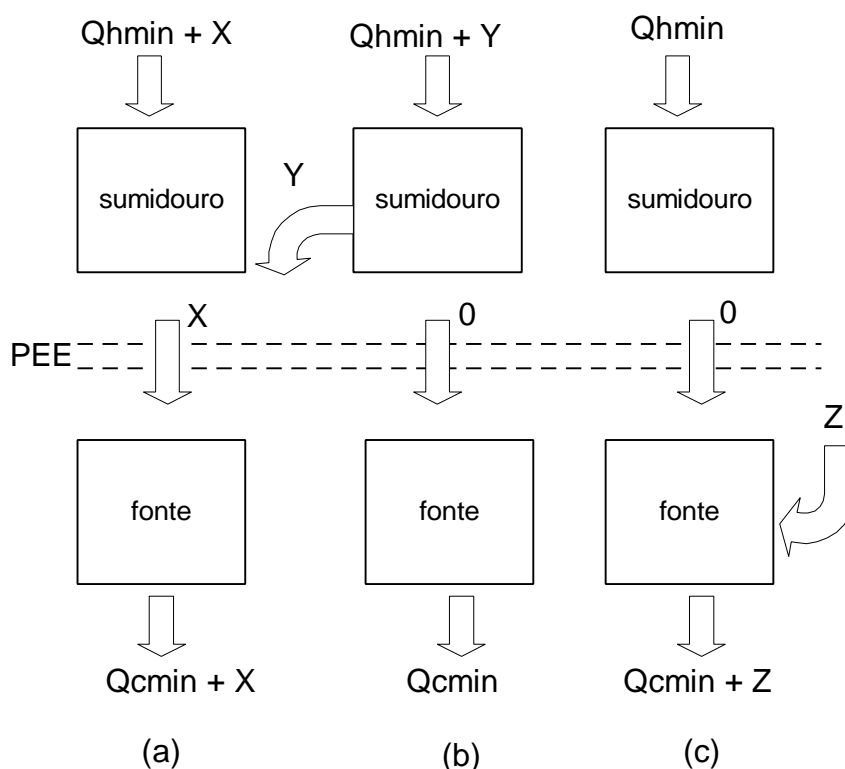


Figura 3.3 – (a) efeito da troca de calor através do PEE. (b) efeito do fornecimento de utilidade fria acima do PEE. (c) efeito do fornecimento de utilidade quente abaixo do PEE

Como estas regiões têm balanços térmicos independentes, deve-se obedecer suas características energéticas, caso contrário ocorrerá um acréscimo de utilidades além da quantidade mínima pré determinada. Assim, se utilidades frias forem fornecidas acima do PEE, esta quantidade de calor deve ser repostada com o acréscimo de utilidades quentes, já que nesta região o subsistema necessita de todo o calor disponível (sumidouro), ao passo que se utilidades quentes forem fornecidas abaixo do PEE será necessário o acréscimo de utilidades frias para remover esta quantidade de calor, pois nesta região se tem calor além da necessidade de aquecimento das correntes frias. Devido também à independência dos

balanços térmicos, se calor for transferido de uma corrente quente acima para uma corrente abaixo do PEE, haverá a necessidade de se acrescentar utilidades quentes para satisfazer o balanço térmico acima do PEE, e de acrescentar utilidades frias para satisfazer o balanço térmico abaixo do PEE. Estes efeitos estão representados na figura 3.3.

Assim, pode-se descrever três regras, conforme LINNHOFF e HINDMARSH (1983), que garantem o consumo mínimo de energia em uma RTC:

- Não usar utilidades frias acima do PEE;
- Não usar utilidades quentes abaixo do PEE;
- Não transferir calor através do PEE.

3.3.2.4 - Número Mínimo de Unidades (NMU)

Na obtenção do custo global mínimo, deve-se reduzir tanto o custo com energia como custo de capital. Como este último é fortemente influenciado pelo número de trocadores existentes no processo, deve-se levar em consideração que cada trocador tem relacionado a si fundações, tubulações, válvulas, manutenção, mão-de-obra entre outros fatores. A redução do custo de uma rede está diretamente ligada à obtenção do menor número possível de unidades de troca térmica.

O NMU é obtido através do teorema de Euler para Redes, equação 3.1, cuja a adaptação às RTC, conforme LINNHOFF et al. (1982), fornece:

$$U = N + L - S \quad (\text{equação 3.1})$$

onde:

U é o número de unidades de troca térmica;

N é o número de correntes, incluindo as utilidades;

L é o número de laços de troca térmica na rede;

S é o número de problemas independentes na rede.

Como em geral S, que é o número de subredes que pode ser obtido quando uma corrente quente e uma corrente fria se satisfazem termicamente, é igual a 1, e quando L, que pode ser definido como um laço de troca térmica, onde um caminho fechado traçado dentro da rede partindo de um trocador e retornando a este mesmo trocador, for igual a zero, a equação acima reduz-se a equação 3.2.

$$U_{\min} = N - 1 \quad (\text{equação 3.2})$$

Para uma melhor entendimento, um exemplo de laço será mostrado após a introdução da representação esquemática de uma RTC, na figura 3.6.

3.3.2.5 - Área Mínima (A_{min})

A obtenção do NMU, por si só, não garante o custo de capital mínimo para uma dada MRE. É preciso garantir que estes trocadores tenham suas áreas de troca térmica otimizadas, ou seja, devem ter uma área próxima da área mínima necessária na síntese da rede. Esta A_{min} é determinada, segundo TOWNSEND e LINNHOFF (1984), aplicando-se a equação 3.3 aos intervalos de entalpia do diagrama TH, como na figura 3.4, obtidos para cada mudança de inclinação nas curvas compostas:

$$A_{min} = \sum_j^{\text{intervalos}} \frac{1}{\Delta T_{LM,j}} \left(\sum_i^{\text{correntes}} \frac{q_i}{h_i} \right)_j \quad (\text{equação 3.3})$$

onde:

j são os intervalos de entalpia;

i são as correntes do processo;

ΔT_{lm} é a diferença média logarítmica para as correntes i no intervalo j ;

q_i e h_i são, respectivamente, a quantidade de calor disponível ou necessária e o coeficiente de película para a corrente i no intervalo j .

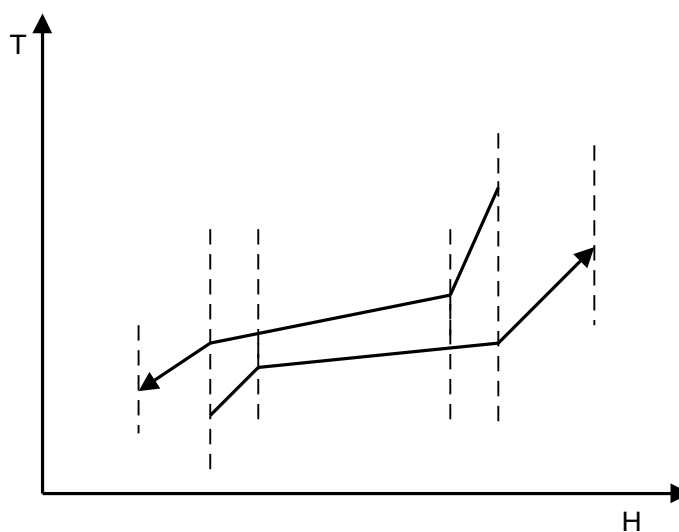


Figura 3.4 - Intervalos de Entalpia

3.3.3 - 2ª etapa: Síntese da rede

3.3.3.1 - Representação da Rede

Dentre as diversas alternativas para a representação esquemática de uma RTC, a mais conhecida é o Diagrama de Grade introduzida por LINNHOFF e FLOWER (1978), no qual as correntes quentes, localizadas na parte superior, são representadas por setas que partem da esquerda para a direita, e as correntes frias, por setas que partem da direita para a esquerda. Os trocadores são identificados por uma linha vertical que une dois círculos localizados nas correntes envolvidas. Os aquecedores e resfriadores são representados por círculos na corrente onde ocorre o aquecimento ou o resfriamento.

Um exemplo do Diagrama de Grade pode ser visto na figura 3.5, onde a linha tracejada vertical indica o PEE. Os números abaixo e entre os trocadores representam a quantidade de energia transferida e as temperaturas intermediárias.

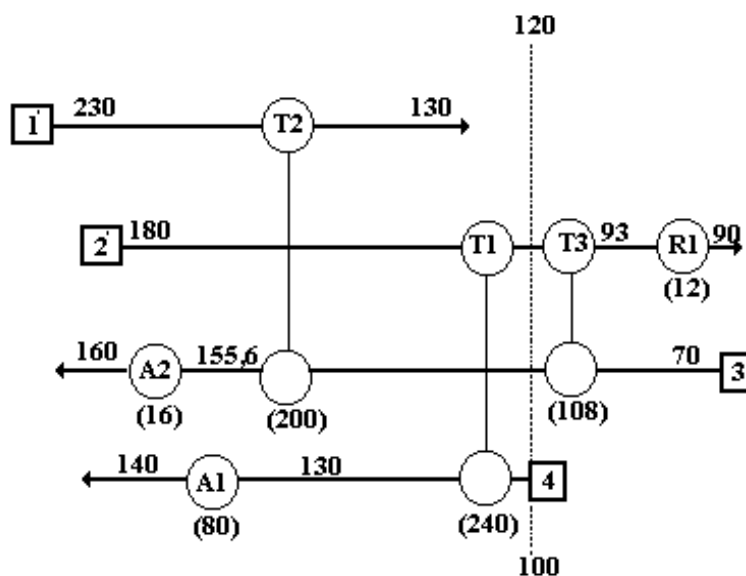


Figura 3.5 - Diagrama de Grade

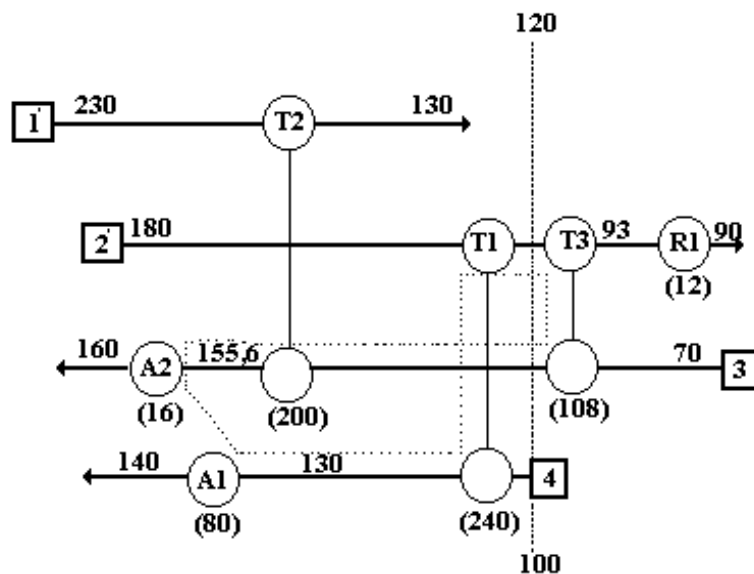


Figura 3.6 - Laço de Troca Térmica

3.3.3.2 - O Método do Ponto de Estrangulamento (MPE)

Para a síntese de redes de trocadores de calor, o método desenvolvido na Análise Pinch, conhecido como Método do Ponto de Estrangulamento (MPE), apresentada por LINNHOFF e HINDMARSH (1983), garante a obtenção de redes com a Máxima Recuperação de Energia (MRE) através do uso de informações fornecidas da pré análise, como o consumo mínimo de utilidades e a localização do PEE, determinadas pelo diagrama TH ou pela TP, trabalhadas em conjunto com algumas regras simples propostas no método.

O MPE é aplicado apenas quando o problema apresenta um PEE, pois uma vez identificado este ponto divide-se o problema em duas regiões, acima e abaixo do PEE, e procede-se a síntese da rede para cada uma delas, partindo do PEE e caminhando no sentido contrário a ele, evitando assim a transferência de calor através dele.

A aplicação do método se restringe a informar as opções de troca entre as correntes que cruzam o PEE, identificadas através de regras heurísticas, que informam também a

necessidade ou não de se dividir correntes, dando liberdade ao projetista de aliar a sua experiência em processos para obter maior segurança e controlabilidade na rede.

A primeira regra diz respeito ao número de correntes que cruzam o PEE. Devido à impossibilidade, do ponto de vista da MRE, de se fornecer utilidades frias acima do PEE e utilidades quentes abaixo deste, deve-se então garantir que se tenha, no mínimo, uma corrente quente para cada corrente fria na região acima do PEE, e uma corrente fria para cada corrente quente na região abaixo deste, ou seja, devem ocorrer as seguintes desigualdades:

- $NQ \geq NF$, acima do PEE;
- $NQ \leq NF$, abaixo do PEE ,

onde;

NQ é o número de correntes quente que cruzam o PEE;

NF é o número de correntes frias que cruzam o PEE.

Caso uma destas desigualdades não seja satisfeita em sua respectiva região, deve-se proceder a divisão de correntes de modo a atender à desigualdade.

Uma outra regra que deve ser observada diz respeito às capacidades térmicas das correntes. Para que não ocorra uma violação do ΔT_{min} fixado no início do processo, a capacidade térmica (CP) das correntes que se aproximam do PEE deve ser menor ou igual à das correntes que se afastam dele. Caso contrário, deve haver divisão de correntes para a solução deste problema. Esta regra pode ser descrita pelas seguintes desigualdades:

- $CPQ \geq CPF$, acima do PEE;
- $CPQ \leq CPF$, abaixo do PEE.

onde:

CPQ é a capacidade térmica das correntes quentes ou ramificadas que cruzam o PEE ;

CPF é a capacidade térmica das correntes frias ou ramificadas que cruzam o PEE.

A terceira e última regra a ser observada é a das capacidades térmicas globais, que estabelece que o somatório dos CP das correntes frias restantes não pode ser menor que as capacidades térmicas das correntes que trocam calor, corrente quente e fria, respectivamente. Caso contrário, deve haver divisão de correntes.

Para trocas entre correntes que não estão no PEE, o projetista tem a liberdade de aplicar ou não o MPE.

Após a síntese de cada subrede, acima e abaixo do PEE, elas são acopladas formando uma única rede com a MRE.

3.3.4 - 3ª Etapa: Evolução da Rede

Uma vez aplicado o MPE, tem-se a garantia de que a rede obtida possui a Máxima Recuperação de Energia (MRE), isto é, tem seu custo energético minimizado.

Mas a Integração Energética, como já dito antes, tem como objetivo a obtenção de RTC com custo global mínimo, e assim, além da MRE deve-se garantir que a rede possua um baixo custo de capital, já que este é o fator determinante na avaliação do custo fixo de uma RTC. Em outras palavras deve-se evoluir a rede até as metas fixadas na primeira etapa, ou valores próximos a estes. Portanto além da meta relativa ao consumo de utilidades, é preciso garantir a otimização do número de equipamentos e da área de troca destes.

Para a evolução da rede foram desenvolvidas algumas ferramentas dentro da Análise Pinch. Duas delas, o Diagrama da Força Motriz e a Análise do Problema Remanescente, que avaliam a eficiência dos trocadores em uma RTC com relação à energia e à área utilizada, podem ser incorporadas ou não ao MPE, isto é, podem ser usadas durante a síntese ou aplicadas na rede pronta. Existe ainda uma terceira ferramenta baseada na quebra dos laços de troca térmica, permitindo uma otimização do número de unidades de troca térmica.

3.3.4.1 - O Diagrama da Força Motriz (DFM)

O DFM é uma técnica qualitativa utilizada para verificar se os trocadores alocados em uma rede estão fazendo bom uso de sua força motriz, que consiste na diferença de temperatura entre seus terminais, uma vez que este uso está diretamente ligado à área de troca utilizada pelo trocador.

Para se obter o DFM, conforme LINNHOFF e VREDEVELD (1984), plota-se a diferença de temperatura entre as curvas compostas quente e fria, que é a força motriz ideal

(ΔT), para cada valor de temperatura da curva composta fria, o que pode ser visto na figura 3.7, para depois representar cada trocador individualmente neste gráfico, conforme a figura 3.8.

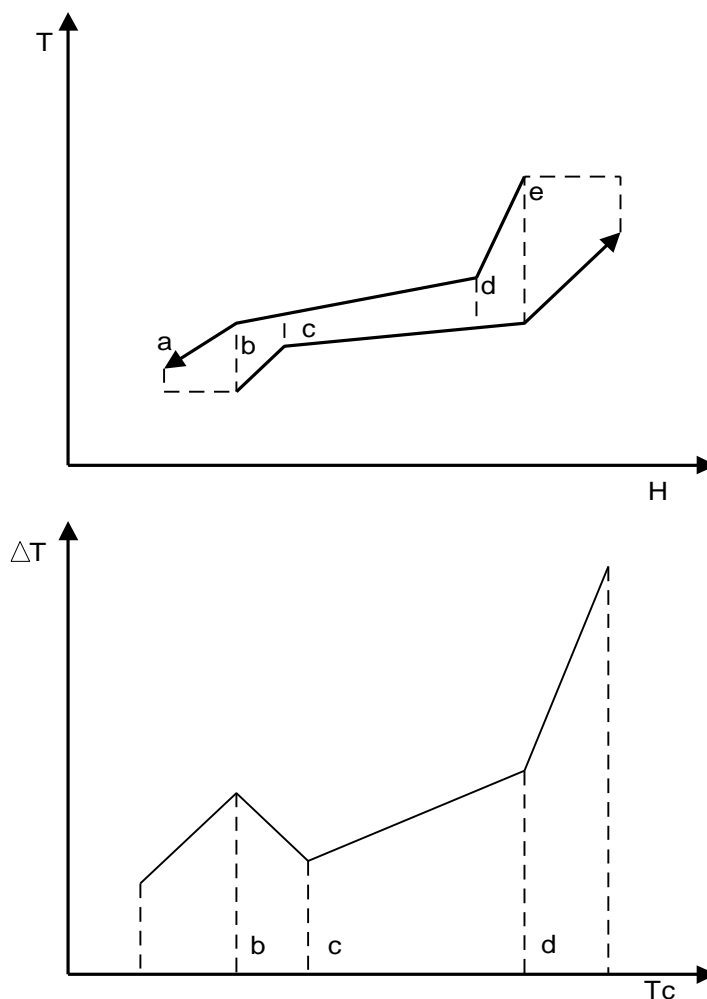


Figura 3.7 - Diagrama da Força Motriz

O DFM indica o aproveitamento ideal da força motriz permitindo uma análise do desempenho real de cada trocador, ou seja, se ele está utilizando mais, menos ou a força motriz exata que lhe é disponível na região de temperatura em que está localizado. Desta forma, se um trocador utilizar um ΔT maior que o ideal terá uma área maior que a necessária, ao passo que se o ΔT for menor que o ideal o trocador terá área menor que a necessária, mas obrigará unidades subsequentes a terem ΔT menores, aumentando a área global da rede.

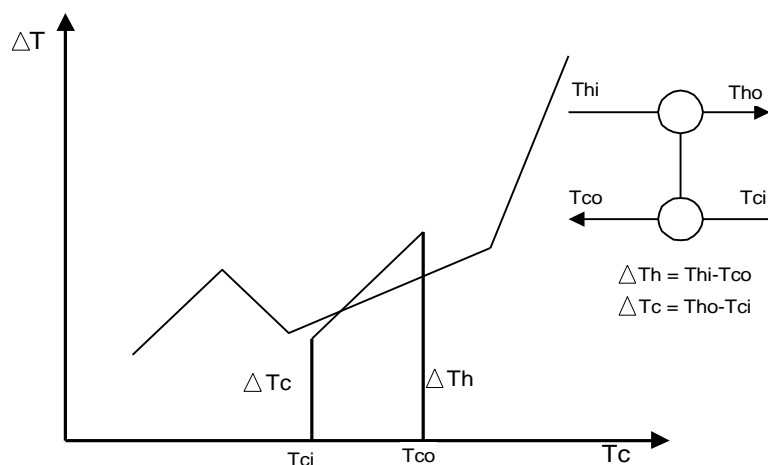


Figura 3.8 - Representação de um trocador sobre o DFM

3.3.4.2 - A Análise do Problema Remanescente (APR)

Como o DFM fornece apenas uma informação qualitativa, é preciso determinar quantitativamente quanto a área de um trocador está distante de seu objetivo.

Partindo do MPE, a APR foi desenvolvida, conforme AHMAD (1985), com o propósito de verificar a consistência de um cruzamento duvidoso feito durante a fixação dos objetivos visando a MRE. Isto é feito submetendo os dados das correntes remanescentes após um dado cruzamento ao algoritmo da TP. Os objetivos para MRE permanecerão os mesmos, mostrando se os cruzamentos já realizados estão de acordo com eles, ou se a demanda de energia será aumentada, sendo que neste caso o cruzamento não está compatível com a MRE.

A APR permite também minimizar o custo de capital, removendo um cruzamento já realizado e submetendo o problema remanescente a análises de custos, mostrando o quanto o trocador em análise influenciará o custo total da rede, através do seu custo de capital.

3.3.4.3 - Identificação e Quebra de Laços

Depois da rede ser sintetizada e otimizada através do DFM e da APR, ela pode ser ainda melhorada por meio da identificação e quebra de laços de troca térmica, pois a

existência de um laço em uma rede implica na utilização de uma unidade a mais além do número mínimo de trocadores previsto na primeira etapa. Portanto quebrando um laço reduz-se o número de trocadores. Um laço de troca térmica foi identificado na figura 3.6.

A quebra de um laço é realizada retirando-se um trocador que compõe o laço, preferencialmente o que possua menor carga térmica, e redistribuindo a quantidade de calor que este troca aos demais trocadores do laço. Caso ocorra, devido a esta redistribuição, uma violação do ΔT_{min} em algum trocador, este deve ser restaurado através de um caminho entre uma utilidade quente e uma utilidade fria, conhecido como *path*, acrescentando energia em um aquecedor e retirando num resfriador, sendo que deve-se analisar a relação entre a economia de capital (eliminação do trocador) e o gasto adicional de energia. Se na redistribuição algum trocador do laço apresentar um ΔT negativo deve-se realocar novamente o trocador eliminado e repetir o procedimento retirando outro trocador do laço. Um exemplo de identificação, quebra de laço e restauração do ΔT_{min} pode ser visto nas figuras 3.9, 3.10 e 3.11, respectivamente.

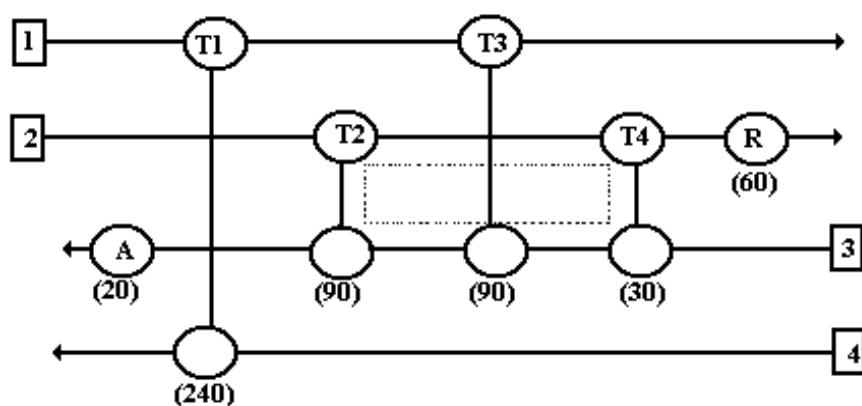


Figura 3.9 - Identificação do laço de troca térmica (T2-T4)

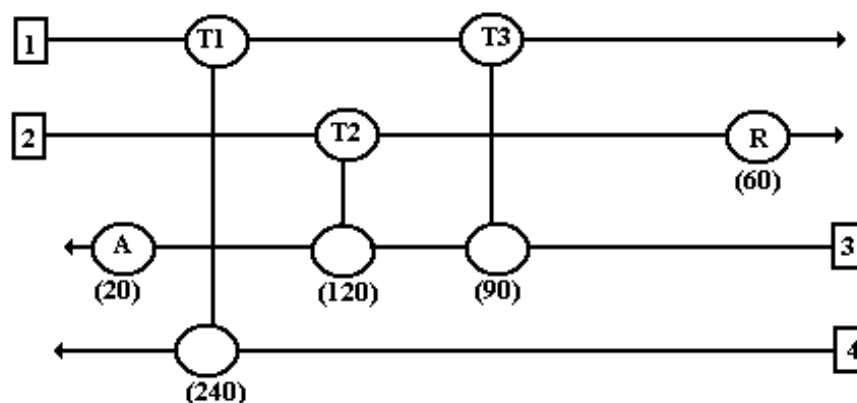


Figura 3.10 - Quebra do laço (remoção de T4)

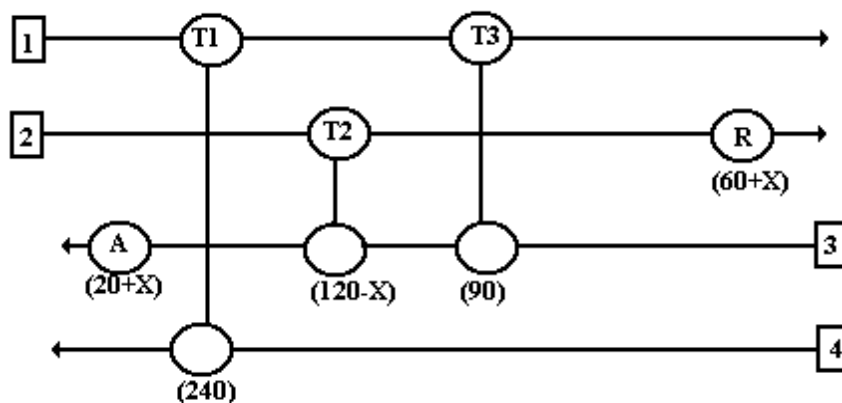


Figura 3.11 - Restauração do ΔT_{min} , por meio de um caminho entre A e R

3.3.5 - Otimização do ΔT_{min} antes da síntese da rede

Na grande maioria dos processos industriais, para a geração de uma rede de trocadores de calor, o valor do ΔT_{min} é arbitrado previamente. No entanto, por mais vasta que seja a experiência do projetista, a escolha de um valor ótimo para o ΔT_{min} é um processo difícil, pois o ΔT_{min} ótimo é aquele que leva a um custo global mínimo, considerando custos com energia e com capital.

O ΔT_{min} determina a máxima recuperação de calor, ou seja, a necessidade mínima de aquecimento ou resfriamento externo. Com o aumento do ΔT aumenta a demanda por utilidades, mas diminui a área de troca térmica, ao passo que a sua diminuição diminui a demanda de utilidades mas aumenta a área de troca térmica necessária.

Além da variação de energia e de área, explicada pela maior ou menor proximidade das curvas compostas, deve-se considerar também a variação do número mínimo de unidades, uma vez que este é função das correntes que cruzam o PEE, e este valor pode ser alterado, já que o PEE varia para cada ΔT_{min} .

Assim para se encontrar um ΔT_{min} ótimo deve-se fazer um balanço entre energia, área e número mínimo de unidades, ou seja, deve-se plotar a função custo global anual, obtida pela soma do custo de energia com custo de capital, sendo este último a combinação do custo com relação à área de troca e a variação do número mínimo de unidades, para diversos valores de ΔT_{min} , e determinar qual o ΔT que fornece o custo global mínimo. Um exemplo deste diagrama pode ser visto na figura 3.12.

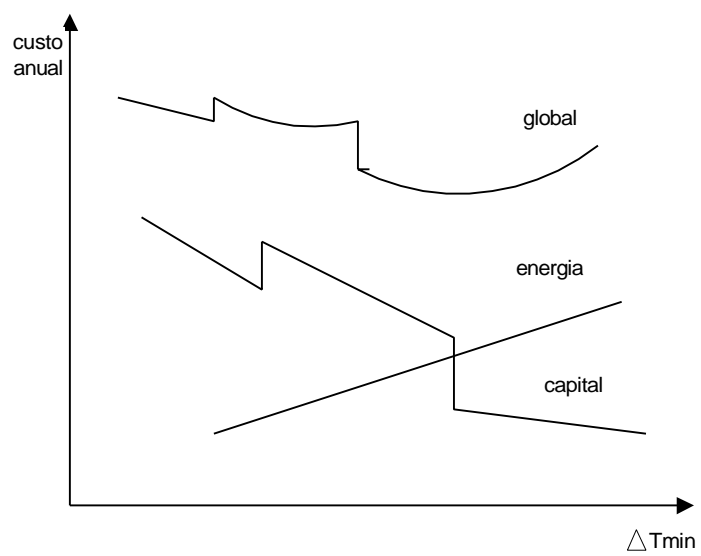


Figura 3.12 - Otimização do ΔT_{min}

3.4 – O Retrofit

Nesta seção são apresentadas metodologias para a realização da integração energética de plantas em operação, também denominado *Retrofit*.

Quando se pensa em ajuste de plantas a primeira idéia que se tem é que se fará do processo existente um processo similar ao projeto ótimo obtido se a rede estivesse sendo projetada. Mas um bom ajuste deve explorar oportunidades e pode levar a processos bastante diferentes do projeto ótimo.

Na tentativa de se resolver este problema apareceram três grandes escolas:

- *Retrofit* por inspeção - examina a planta e seleciona um projeto intuitivamente, mas não se tem a certeza deste projeto obtido ser , ou mesmo estar próximo, do melhor ajuste;
- Pesquisa computacional - por meio de programas computacionais de síntese de processos pode-se gerar diversas alternativas de projetos novos, no intuito que um destes seja similar à planta existente. Este tipo de ajuste pode consumir muito tempo computacional, ser caro e ainda assim não fornecer a melhor alternativa;
- Análise Pinch - aplicam-se os princípios da Análise Pinch e incorporando-se o processo existente durante o projeto. Esta metodologia tem fornecido bons resultados nas aplicações industriais, mas por ser uma improvisação da metodologia utilizada para projetos novos, deve-se usar a experiência em projetos para obter um bom resultado;

As metodologias de ajuste estudadas neste trabalho são baseadas nos conceitos termodinâmicos da Análise Pinch mantendo a filosofia de metas que no contexto do ajuste implica em metas para a economia de energia, custo de capital e tempo de retorno do investimento que o ajuste necessita.

3.4.1 - Descrição das metas no *Retrofit*

O primeiro objetivo de um ajuste deve ser a melhoria da eficiência da área existente na rede. Isto é possível quando minimiza-se as trocas cruzadas (*criss-crossing*), ou seja, otimizando trocadores que utilizam força motriz (ΔT) maior que a disponível

para ele, enquanto aproxima-se as curvas compostas, diminuindo-se o ΔT , aumentando a economia de energia.

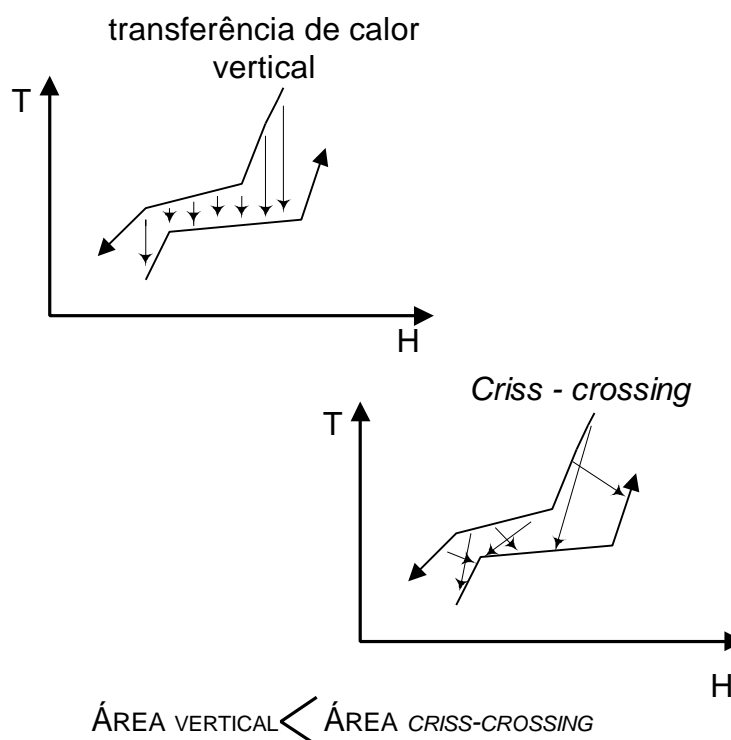


Figura 3.13 – Transferência de Calor Cruzada

A figura 3.13 faz a comparação entre as trocas de calor vertical e cruzada. As setas entre as curvas compostas representam os trocadores. Trocas verticais tendem a minimizar a área de troca térmica, enquanto que *criss-crossing* aumentam a demanda por área.

Pode-se representar as diversas possibilidades de projetos ótimos para um mesmo processo através de um diagrama energia - área, figura 3.14a, o qual descreve a área necessária para cada nível de energia requerida. Esta curva é representada pela linha sobre a qual estão os pontos A, B e C. O ponto X representa a rede existente, que por apresentar *criss-crossing*, possui uma área maior que a necessária para a dada energia requerida. O ponto B representa o projeto ótimo que seria obtido se fosse projetada uma nova rede para este processo, pois neste ponto têm-se o custo total (capital e energia) mínimo. No ponto A tem-se a maior recuperação de energia possível, uma vez mantida a área da rede existente, ao passo que no ponto C tem-se a menor área possível se mantido o grau de recuperação de energia. Abaixo da curva, sobre a qual estão estes pontos,

tem-se a região onde os projetos são inviáveis, pois um projeto não pode ser melhor que a meta.

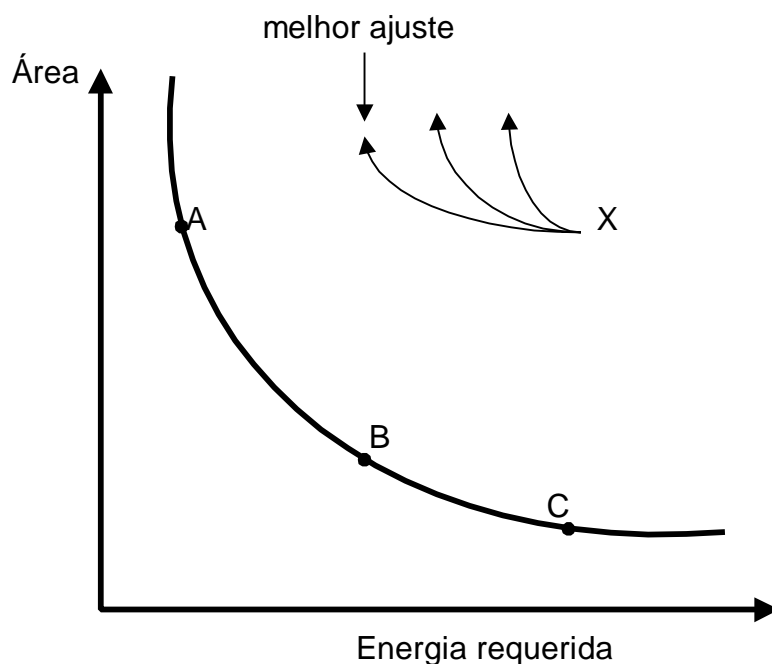


Figura 3.14a - Diagrama área-energia e possibilidades de ajuste

O caminho ideal a ser seguido no ajuste, uma vez que o *Retrofit* não descarta área, seria ir horizontalmente de X até A, recuperando a máxima energia possível para a área existente. Na prática, porém, tem-se usualmente que investir algum capital para fazer mudanças numa rede existente, aumentando sua área. Isto é representado pelas curvas que partem do ponto X na figura 3.14a. E dentre todas as possibilidades de ajuste, a melhor é fornecida pela curva mais próxima aos projetos ótimos, pois quanto mais próxima esta curva menor o investimento para uma dada economia.

Conforme pode-se observar nesta figura, quando aumenta-se a inclinação da curva do melhor ajuste, aumenta-se a recuperação de energia mas aumenta-se também a área da rede, ou seja, o nível de investimento aumenta com a inclinação desta curva, o que implica em um acréscimo no período de retorno.

Fazendo uso de custos de energia e de área, a curva do melhor ajuste pode ser transformada numa relação entre economia e investimento, o que pode ser visto na figura 3.14b. Essa curva relaciona a economia anual de energia ao investimento e prazo de

retorno, sendo que estas constituem as metas para um ajuste. Ou seja, o projeto é desenvolvido a partir do estabelecimento de um desses critérios. Dois exemplos são apresentados na figura 3.14b. No primeiro, a meta é investir a1, e conseqüentemente ter-se-á para este investimento uma economia b1 com retorno em 1 ano. Na segunda o que se quer é um ajuste com prazo de retorno de 2 anos, permitindo assim obter uma economia b2 com um investimento a2.

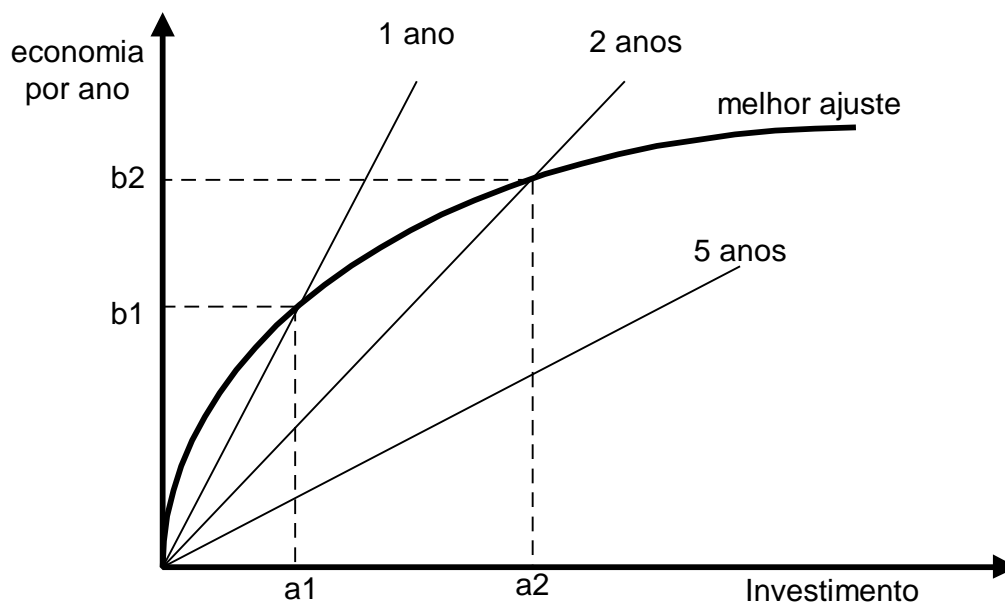


Figura 3.14b - Relação economia-investimento-retorno para o melhor ajuste

3.4.2 - Determinando as Metas

Como a curva que fornece o melhor ajuste é de difícil determinação, já que é uma função do *layout* da planta e das restrições do processo, e é a partir desta que constrói-se a relação economia - investimento - retorno, uma aproximação desenvolvida foi definir uma “ eficiência de área”, α , igual à razão entre a área mínima requerida (meta) e a existente para uma dada recuperação de energia.

$$\alpha = \left(\frac{A_{\text{meta}}}{A_{\text{existente}}} \right)_{\text{Energia existente}} \quad (\text{equação 3.4})$$

Em uma rápida análise vê-se que α será 1 quando a área existente for a área mínima, ou seja, quando não existir *criss-crossing*.

A partir desta definição, e considerando-se α constante para qualquer nível de recuperação de energia, obtêm-se a curva mostrada na figura 3.15. Como esta curva representa um limite para o projeto, pode-se descrever quatro regiões distintas no diagrama área - energia: uma região onde os ajustes são impraticáveis; duas regiões onde os ajustes serão de economia duvidosa; e uma quarta região onde bons ajustes deverão aparecer, conforme figura 3.16.

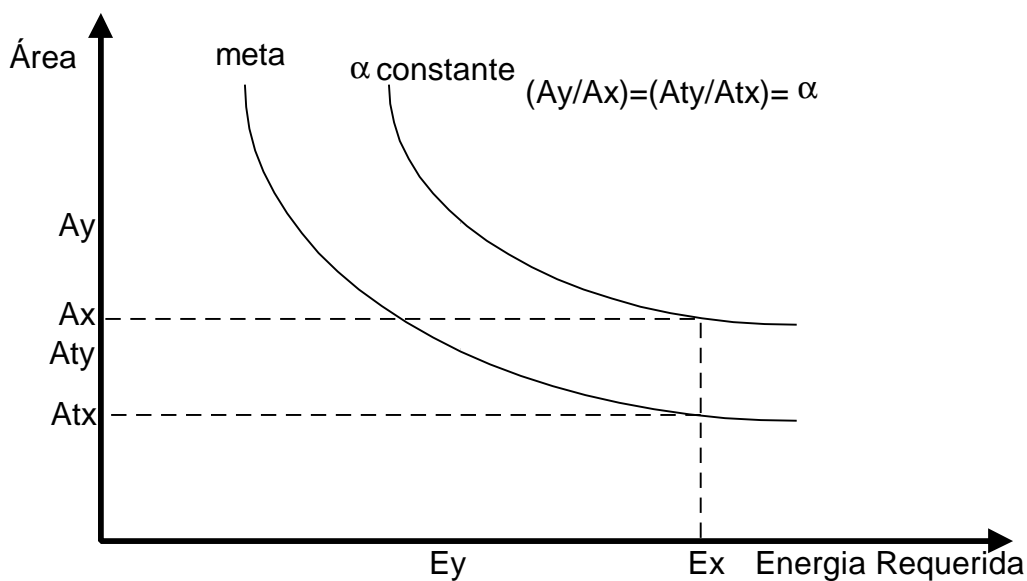


Figura 3.15 – Curva limite para o projeto

3.4.3 - Procedimentos para o *Retrofit*

Uma vez descritas as metas, faz-se necessária uma metodologia que garanta a obtenção destas. Para tanto a metodologia, caracterizada por um alto grau de interação com o usuário, desenvolvida por TJOE e LINNHOFF (1986) é descrita a seguir:

- ◆ Identificar os trocadores que trocam energia através do PEE - isto é feito através do desenho da rede existente no diagrama de grade, utilizando o ΔT_{min} determinado

por meio do diagrama economia - investimento – retorno, já que este define a economia de energia e esta, por sua vez, dá a posição reativa das curvas compostas determinando o PEE e o ΔT_{min} ;

- ◆ Eliminar os trocadores que cruzam o PEE;
- ◆ Completar a rede - neste ponto deve-se, se preciso, posicionar novos trocadores, e quando possível reutilizar os trocadores removidos anteriormente;
- ◆ Fazer a evolução da rede .

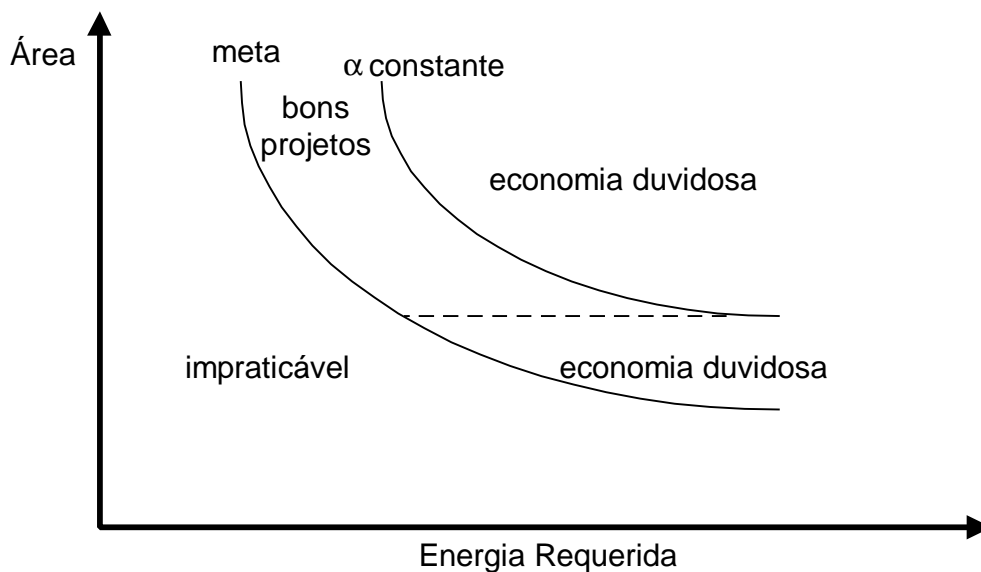


Figura 3.16 – Região de melhor ajuste

Em BRESCANSIN (1997) encontra-se uma metodologia alternativa à apresentada acima, também baseada nos conceitos da Análise Pinch, mas que oferece um grau de detalhamento não encontrada em TJOE e LINNHOFF (1986). O autor propõem um total de treze passos para a realização do ajuste, que incluem:

- ◆ obtenção das folhas de dados (*data sheet*) dos trocadores, e levantamento das condições atuais de operação e conservação dos equipamentos;
- ◆ cálculo do ΔT_{min} ótimo, e desenho do diagrama de grade da rede existente;
- ◆ remoção dos trocadores que cruzam o PEE e realocação dos trocadores existente mesmo que exista a necessidade de uma nova alternativa que viole o ΔT_{min} ;
- ◆ complemento da rede com trocadores novos, seguido da eliminação dos laços e da APR;

- ◆ simulação dos trocadores visando a reavaliação da rede que foi completada através dos coeficientes globais e de película proveniente dos trocadores antigos, estimando custos e verificando o tempo de retorno para cada trocador novo ou relocado;
- ◆ em processo iterativo, otimizar os coeficientes individuais, determinando então a melhor alternativa de ajuste.

Neste trabalho é proposta a construção de uma matriz denominada matriz das possibilidades de integração para a determinação da melhor alternativa, quando existe a necessidade de integração de mais de um sistema, uma vez que a partir desta é possível identificar a viabilidade de integração entre os sistemas existentes.

4 – O PROCESSO DE EXTRAÇÃO DE ÓLEO DE SOJA

4.1 – Introdução

A função do presente capítulo é introduzir o processo sobre o qual foi realizado o trabalho, o processo de extração de óleo de soja.

Para tanto, é apresentado um breve histórico do cultivo e industrialização do soja para a obtenção do óleo. Em seguida algumas características de sua composição e seus principais usos são apresentados. Na parte final do capítulo é feita uma rápida descrição do processo, uma vez que maiores detalhes serão apresentados no capítulo seguinte.

4.2 – Histórico

Segundo DUTTON (1981), a primeira fábrica de óleo de soja nos E.U.A. surgiu em 1911 e processava as sementes através da prensagem hidráulica, sendo que o processo de extração com solvente desenvolveu-se entre 1923 e 1925, e já em 1945 a produção de óleo de soja superava pela primeira vez a produção de óleo de algodão.

No Brasil, a soja, que foi introduzida na Bahia em 1882, conforme PREGNOLATTO (1981), teve seu grande desenvolvimento como cultura nas décadas de 1960 e 1970, quando o país passou a ser um dos maiores produtores mundiais, tendo como principais estados produtores Rio Grande do Sul, Paraná, São Paulo e Santa Catarina. Esta situação foi consolidada nestas duas últimas décadas, ocorrendo no panorama nacional, um grande aumento de área cultivada na região centro-oeste do país.

A reboque deste desenvolvimento agrícola veio a necessidade de agregação de valor e conseqüente industrialização da soja para a obtenção de óleo vegetal e reaproveitamento do farelo. Como o desenvolvimento agrícola, o industrial se deu no centro sul, devido à disponibilidade de matéria-prima, sendo que os estados desta região são hoje os maiores produtores de óleo de soja do país.

4.3 – O Óleo de Soja

O óleo de soja pode ser visualizado como um solvente no qual numerosos componentes estão dissolvidos, alguns benéficos e outros não. Uma vez que esse solvente (óleo de triglicerídio puro) pode se decompor, o óleo de soja é processado para remover a

maior parte dos componentes indesejáveis e reter aqueles que são benéficos sem que ocorra a decomposição do óleo, de acordo com SLEETER (1981). Os principais componentes do óleo de soja são ácidos graxos saturados e insaturados, e segundo PREGNOLATTO (1981), apresentam em sua distribuição (base mássica) principalmente ácido palmítico (11,2%), ácidos oleicos (22,9%) e ácidos linoleicos (54,3 %).

De acordo com SERRATO (1981) a Associação Americana de Soja em 1980 citava a soja como responsável por 53% do total de óleo de semente no mundo, sendo o óleo de soja empregado principalmente em saladas, margarinas, cozimento e fabricação de outros produtos comestíveis.

4.4 – O Processo de Extração

Apesar de existência de pequenas plantas que operam com prensagem, o processo mais difundido é a extração com o emprego de solvente. Este processo consiste numa operação de difusão no qual a soja é pré-condicionada para a separação ótima do óleo (componente miscível) e do farelo, usando hexano como solvente.

O extrator, a parte central de uma planta de extração por solvente, fornece o meio físico de contato entre o solvente e o sólido (soja preparada). O contato pode ser efetuado por imersão dos sólidos no solvente, percolação do solvente através de um leito de sólidos, ou combinação dos dois processos. Embora os primeiros extratores tenham sido de imersão, os últimos desenvolvidos favorecem a percolação, utilizando um leito composto por lâminas de soja e fluxo contracorrente de lâminas e miscela (mistura de óleo e solvente). Projetos bem sucedidos têm sido desenvolvidos durante anos pela combinação de teorias e experiência prática, sendo constantemente melhorados.

Porém, antes da extração, a soja deve ser preparada de maneira a otimizar esta operação. Assim, a semente deve ser limpa, descascada e laminada. Uma vez que a temperatura do extrator deve ser constante, as lâminas devem ser acondicionadas para que alimentem o extrator com a temperatura correta, de acordo com SERRATO (1981).

Após a extração, duas correntes seguem no processo, uma destinada à dessolventização do farelo e outra à separação do óleo e solvente (miscela), obtendo farelo *pellets* e óleo de soja bruto, respectivamente.

Para a recuperação do solvente contido na miscela, GIMENES (1989) cita o desenvolvimento de três sistemas básicos. O primeiro, utilizado em plantas pequenas,

composto por destilação simples sem economia de vapor e um *stripper* de óleo. O segundo, também composto por simples destilação mas com o evaporador aquecido com os gases provenientes do dessolventizador. O último possui evaporador de duplo efeito, sendo o primeiro aquecido com gases do DT e o segundo com vapor indireto, e o *stripper* de óleo, sendo este sistema o de maior utilização em plantas industriais

O óleo bruto é então degomado para a remoção dos fosfatídeos através da adição de água morna seguida de centrifugação para remoção da goma (fosfatídeos hidratados).

Maiores detalhes do processo serão apresentados na descrição do caso estudado, o qual obtém óleo degomado.

5 – O CASO ESTUDADO

5.1 - Introdução

O caso estudado neste trabalho está baseado na indústria de óleo de soja da Cooperativa Agropecuária Mouraoense - COAMO, localizada na cidade de Campo Mourão, estado do Paraná, cuja planta está em operação a 17 anos, tendo sofrido diversas alterações durante este tempo, sendo que em nenhum momento, seja durante o projeto ou adaptações posteriores, teve-se a preocupação com a identificação de possíveis pontos de estrangulamento energético. Como conhecimento deste é fundamental para uma boa recuperação de energia, esta planta pode ser melhorada, ou mais especificamente, o uso dos equipamentos de troca térmica pode ser aperfeiçoado, tendo como resultado a redução do consumo de utilidades.

5.2 - Descrição do Processo

O processo de extração de óleo de soja pelo emprego de solvente se constituiu como a principal metodologia para a extração de óleos vegetais. O solvente mais utilizado no mundo é o n-hexano, por ser um excelente solvente para óleos e apresentar ponto de ebulição entre 63 e 69 °C, apesar de altamente tóxico e inflamável. O processo pode ser dividido em quatro etapas:

- Preparação do grão
- Extração do óleo
- Separação do solvente do óleo extraído (miscela) e da soja moída (farelo)
- Expedição do óleo degomado e do farelo seco

Estas etapas podem ser vistas na figura 5.1.

Na primeira etapa os grãos devem ser descascados e laminados, para que a extração seja facilitada. Na segunda etapa tem-se um extrator contínuo, tipo Rotocel, contracorrente com o solvente. Neste extrator o solvente puro percola sobre a soja laminada e extrai o óleo contido em seu interior, obtendo como resultado uma mistura líquida composta de óleo e solvente, conhecido como miscela, e uma outra sólida composta de farelo, solvente e um teor residual de óleo.

A partir daí o processo divide-se em duas frentes: a recuperação do solvente contido no farelo, seguido do preparo deste para comercialização, e a separação e purificação do

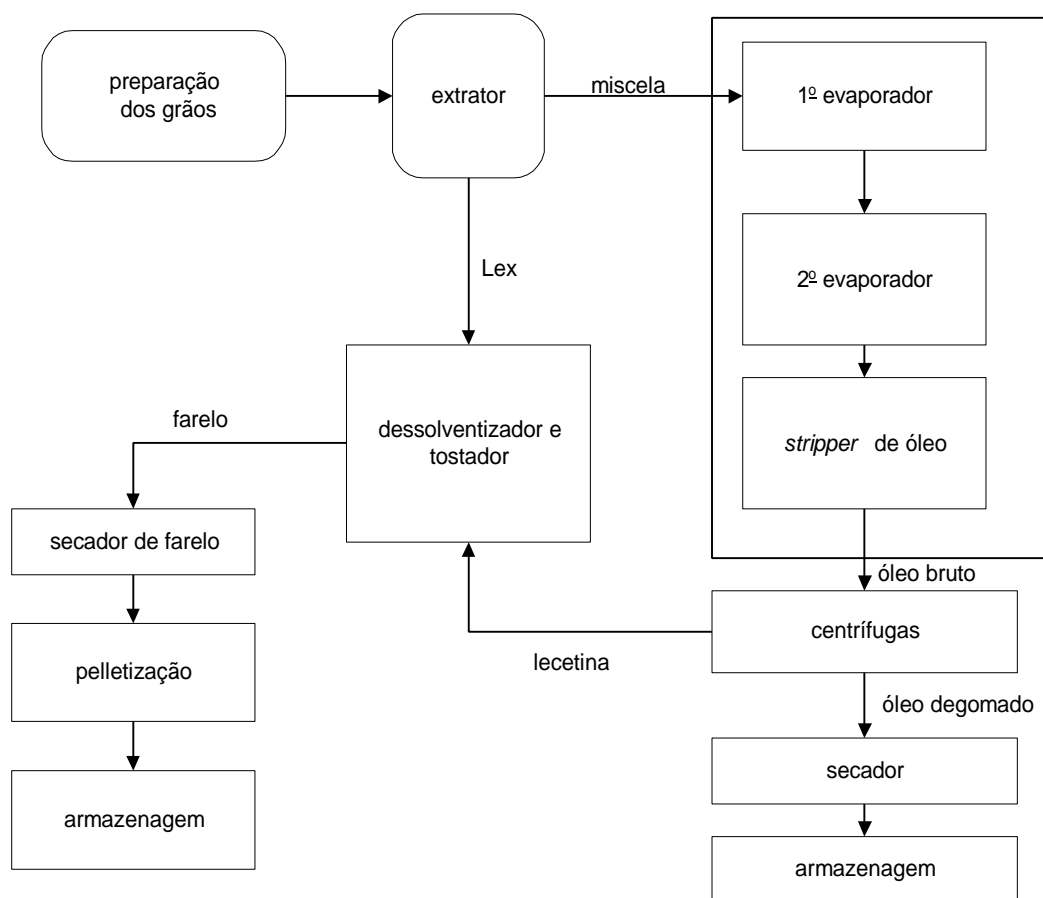


Figura 5.1 – Etapas do Processo de Óleo de Soja

Na primeira, o farelo contendo 33,65 % de n-hexano e 0,87 % de óleo, sendo a mistura de farelo solvente e óleo conhecida como *lex*, é encaminhada a um equipamento conhecido como Dessolventizador-Tostador (DT) que realiza a recuperação do solvente bem como a desabilitação de enzimas presentes no farelo por meio de um tratamento prolongado à base de calor, conhecido como tostagem. O tratamento dado no DT é feito por intermédio de vapor direto e indireto. O farelo sai do DT com 18,97 % de umidade, devido ao emprego de vapor direto, e 1,15 % de óleo de soja, já considerando a parcela da borra de lecitina que vem das centrífugas.

Devido à alta umidade, o farelo passa por um secador, aquecido por vapor indireto, que a reduz para cerca de 13 a 14 %, sendo em seguida resfriados, pelletizados e armazenado.

A miscela é encaminhado para o sistema de destilação, composto de :

- um evaporador principal , ou 1^o evaporador;
- um contator de gases, ligado ao evaporador principal;
- um evaporador posterior, ou 2^o evaporador;
- um striper de óleo de soja;
- três condensadores, sendo um para os líquidos evaporados no 1^o e 2^o evaporadores, outro para os gases do dessolventizador que aquecem o 1^o evaporador e um último para a mistura de vapor d'água e solvente que vem do striper.

Maiores detalhes do sistema de destilação podem ser vistos na figura 5.2.

No 1^o evaporador, aquecido indiretamente por uma mistura de vapor d'água e gases do dessolventizador, a miscela entra com cerca de 26 % e sai com 65 % de óleo, sendo as suas temperaturas de entrada e saída 49 e 47 °C, respectivamente. Em seguida a miscela vai para o 2^o evaporador, aquecido indiretamente por vapor d'água. A miscela entra a 60 °C, devido à troca de calor que realiza com o óleo bruto que vem do *stripper* no trocador tubular 300, e é concentrada até cerca de 98%, restando então cerca de 2% de n-hexano. Este é arrastado pelo uso de vapor direto no *stripper*, que possui em sua parte inferior um aquecimento com vapor indireto para garantir a isenção de solvente no óleo, que deixa o *stripper* com 99,8% e 0,2% de umidade. As temperaturas de entrada e saída do *stripper* são, respectivamente, 120 e 100 °C.

Os gases que aquecem o 1^o evaporador, mais parte dos condensados dos outros componentes do sistema de destilação são recebidos no contator de gases, sendo que a grande parte segue diretamente para o sistema de separação água - solvente, e apenas cerca de 10% vai para o condensador de vapores do contator 310 à temperatura de 52 °C. Já os vapores do 1^o e 2^o evaporadores são admitidos no condensador de vapores da miscela (314) a 80 °C, enquanto que os vapores do *striper* (318) entram no seu condensador a 50 °C. Todos os condensadores são tubulares, e todas as correntes são condensadas e sub-resfriadas até 40 °C com a utilização de água de refrigeração.

O óleo destilado, denominado bruto, é bombeado para o tratamento na instalação de lecitina, onde é centrifugado. A lecitina separada é enviada para o dessolventizador, e o óleo, agora denominado degomado, é encaminhado para o secador de óleo de onde sai a 95 °C, sendo então resfriado com água de resfriamento no trocador de placas 525, até 40 °C quando é enviado para o depósito de óleo.

No processo de extração com emprego de solvente, este deve ser constantemente reaproveitado, sendo necessário minimizar as perdas. Como juntamente com o material a extrair, penetra ar no extrator, mesmo sendo hermeticamente fechado, esse ar se satura com os gases do solvente e deve, após separado, ser eliminado. Os tanques de solvente e de miscela devem poder “respirar”, isto é, com a elevação do seu nível de fluido, devem expirar o ar nele existente e, na baixa do nível, aspirá-lo.

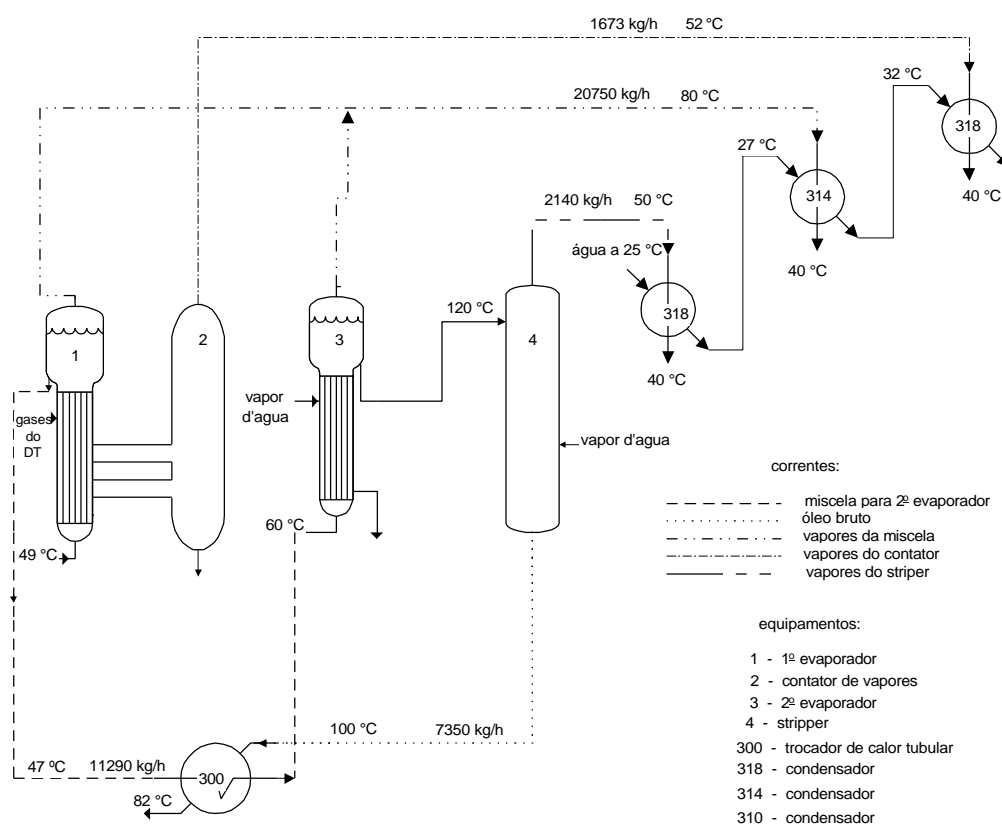


Figura 5.2 – Sistema de Destilação

Para poder manter estas condições, todos esse aparelhos condutores de solvente, com exceção dos componentes da destilação da miscela que operam a vácuo, estão ligados ao ar externo por intermédio de uma tubulação especial, através de aparelhos de recuperação de solvente. O exaustor desta aparelhagem faz com que haja uma pequena pressão negativa, para que os gases não possam recuar e sair pelas vias de entrada da matéria-prima.

O sistema de absorção do solvente na exaustão do ar pode ser visto na figura 5.3.

Neste sistema, que utiliza como veículo de absorção um óleo mineral, conhecido como óleo mineral branco, os gases antes de entrarem na coluna de absorção sofrem um resfriamento indo de 40 para 30 °C, e é absorvido pelo óleo mineral, que entra na coluna a 15 °C e em contracorrente com o ar. O ar segue para fora do sistema, enquanto o óleo carregado com 4 % de solvente e a 20 °C é enviado para o *stripper* da absorção, sendo antes aquecido no trocador tubular 416, com calor retirado do óleo que vai do *stripper* para a coluna de absorção, até à temperatura de 58 °C. Como a temperatura na entrada do *stripper* deve ser de 100 °C, o restante do aquecimento é feito com o emprego de vapor d'água no aquecedor tubular 412.

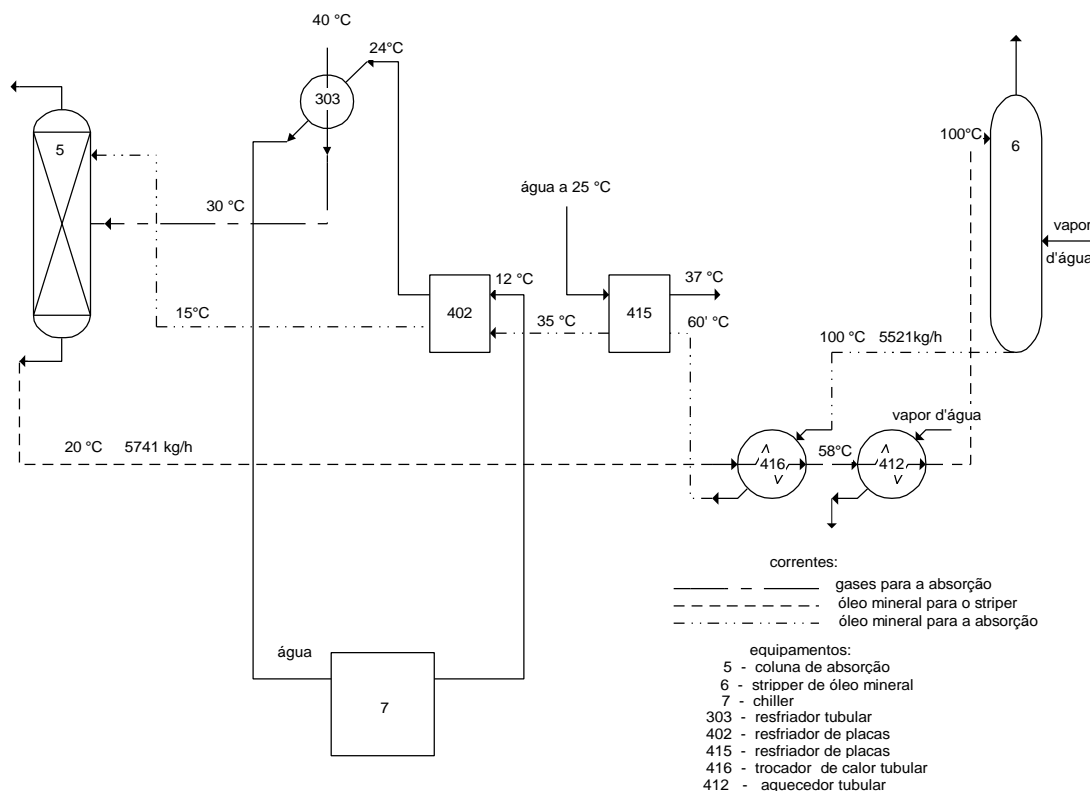


Figura 5.3 - Absorção do hexano

No *stripper*, o óleo mineral contendo solvente é admitido em contracorrente com vapor d'água direto. O solvente é arrastado pelo vapor, sendo ambos encaminhados para o sistema de separação água-solvente. O óleo mineral sai a 100 °C e deve ser resfriado até 15 °C. Para tanto, a primeira troca é feita no já citado trocador 416, do qual o óleo sai a uma temperatura de 60 °C, para em seguida ser resfriado com a utilização de água de resfriamento em dois trocadores de placa, sendo que após o primeiro, 415, atinge à

temperatura de 35 °C, para após o trocador 402 estar a temperatura de admissão da torre de absorção, 15 °C.

6 - RESULTADOS

6.1 - A Rede de Trocadores

A RTC identificada no caso estudado é formada pelo sistema de destilação da miscela, o sistema de exaustão de ar mais o resfriador do óleo que sai do secador.

No desenvolvimento do trabalho, as correntes foram identificadas por meio de números segundo a denominação descrita na tabela 6.1, na qual estão também as vazões mássicas, baseada em 1 hora de operação, e composições destas correntes. Para facilitar o entendimento, estas correntes estão identificadas nas figuras 5.2 e 5.3, à exceção da corrente de óleo seco. Para efeito de simplificação da nomenclatura, as correntes identificadas nestas figuras como miscela para o 2º evaporador, óleo mineral para a absorção, óleo mineral para o *striper* e gases para a absorção, passam a ser denominadas miscela, óleo mineral frio, óleo mineral quente e gases, respectivamente.

Tabela 6.1 – Identificação das Correntes

Número	Nome	Vazão (Kg)	Composição (fração mássica)
1	Miscela	11290	0,650 Óleo de Soja + 0,350 Hexano
2	Óleo Mineral Frio	5741	0,960 Óleo Mineral + 0,040 Hexano
3	Óleo Mineral Quente	5521	Óleo Mineral
4	Gases	400	0,750 Hexano + 0,250 Ar
5	Vapores da Miscela	20750	Hexano
6	Vapores do Contator	1673	0,800 Hexano + 0,200 Água
7	Vapores do Stripper	2140	0,933 Água + 0,065 Hexano
8	Óleo Bruto	7350	0,998 Óleo de Soja + 0,002 Água
9	Óleo Seco	7260	0,998 Óleo de Soja + 0,002 Água

Os dados relativo às capacidades térmicas das correntes estão na tabela 6.2, a qual foi construída a partir de um balanço energético em cada corrente por meio da equação 6.1.

$$Q = CP (T_{sai} - T_{en}) \quad (\text{equação 6.1})$$

Como as correntes 5, 6 e 7 sofrem mudança de fase, separou-se o calor a ser trocado por estas correntes em duas quantidades: o calor sensível (Q), e o calor latente de mudança de fase (ΔH_{vl}). Isto foi feito para possibilitar a aplicação da Análise *Pinch* ao problema, já que esta análise tem por base o calor sensível disponível nas correntes.

Tabela 6.2 – Capacidades Térmicas

Correntes	Ten (°C)	Tsai (°C)	CP (KW/°C)	Q (KW)	ΔH_{vl} (KW)
1	47,00	58,00	6,932	90,116	-
2	100,00	20,00	3,043	243,440	-
3	100,00	15,00	2,887	245,395	-
4	40,00	30,00	0,237	2,370	-
5	80,00	40,00	14,463	578,520	1927,670
6	52,00	40,00	1,322	15,864	345,440
7	50,00	40,00	2,422	24,220	1336,000
8	100,00	81,80	4,189	76,252	-
9	95,00	40,00	4,138	227,590	-

Para melhor entendimento, a rede de trocadores identificada está listada na tabela 6.3, na qual encontra-se também o calor trocado em cada trocador e a quantidade fornecida, ou retirada, por utilidades.

Tabela 6.3 – A Rede Existente

Trocador	Tipo	Correntes	Q (KW)
300	Tubular	1 – 8	76,252
314	Tubular	5 – água	2506,190
318	Tubular	7 – água	1360,220
310	Tubular	6 – água	361,304
303	Tubular	4 – água	2,370
416	Tubular	3 – 2	115,634
412	Tubular	Vapor – 2	127,806
415	Placas	3 – água	71,886
402	Placas	3 – água	57,875
525	Placas	9 – água	227,590

6.2 - Aplicação da Análise Pinch

Partindo dos dados da tabela 6.2, considerando apenas o calor sensível a ser trocado pelas correntes, aplicou-se o algoritmo da tabela do problema para uma diferença mínima de temperatura entre os terminais (ΔT_{min}) igual a 6 °C, já que este é o menor valor praticado na rede em operação (resfriador 303), dividindo o problema em intervalos de temperatura e

obtendo o ponto de estrangulamento energético (PEE) e a partir destes as quantidades de calor que devem ser trocadas com utilidades.

A tabela do problema é mostrada na tabela 6.4, em que:

- os intervalos estão representados na escala de temperatura das correntes quentes;
- o PEE é indicado para a temperatura em que ocorre o valor zero na segunda coluna;
- o primeiro e o último valor da segunda coluna representa, respectivamente, as quantidades ótimas de utilidades quente e frias que devem ser fornecidas ao sistema.

Tabela 6.4 – Tabela do Problema

Temperatura (°C)	Q (KW)
106,00	18,258
100,00	0,000
95,00	20,165
82,00	126,388
80,00	134,352
78,00	171,242
53,00	459,067
52,00	477,512
50,00	517,046
40,00	738,936
30,00	739,746
26,00	739,122
15,00	770,879

Dos dados da tabela do problema tem-se:

- o PEE esta localizado a 100 °C para as correntes quentes, ou 94 °C para as correntes frias;
- deve-se fornecer 18,258 KW de utilidades quentes, e 770,879 KW de utilidades frias.

Com a identificação do PEE, o problema fica dividido em duas regiões:

- na região acima do PEE, em que as correntes possuem temperaturas maiores que a do PEE, tem-se apenas a parte da corrente fria 2 que vai de 94 até 100 °C, que corresponde a 18,258 KW da taxa de calor a ser recebido por esta corrente;
- na região abaixo do PEE, em que as correntes possuem temperaturas menores que a do PEE, estão todas as correntes, incluindo a parte da corrente fria 2 que vai de 20 até 94 °C, o que em calor a ser recebido representa 225,182 KW.

O diagrama de grade destas correntes está representado na figura 6.1, na qual encontram-se listadas as correntes que estão no PEE (correntes 3, 2 e 8) bem como seus CPs. Nesta figura pode ser observado claramente a necessidade energética das duas redes que serão construídas, uma que engloba apenas a parte da corrente 2 localizada acima do PEE (94 a 100°C), e a outra constituída pelas demais correntes, mais parte da corrente 2, que estão abaixo do PEE.

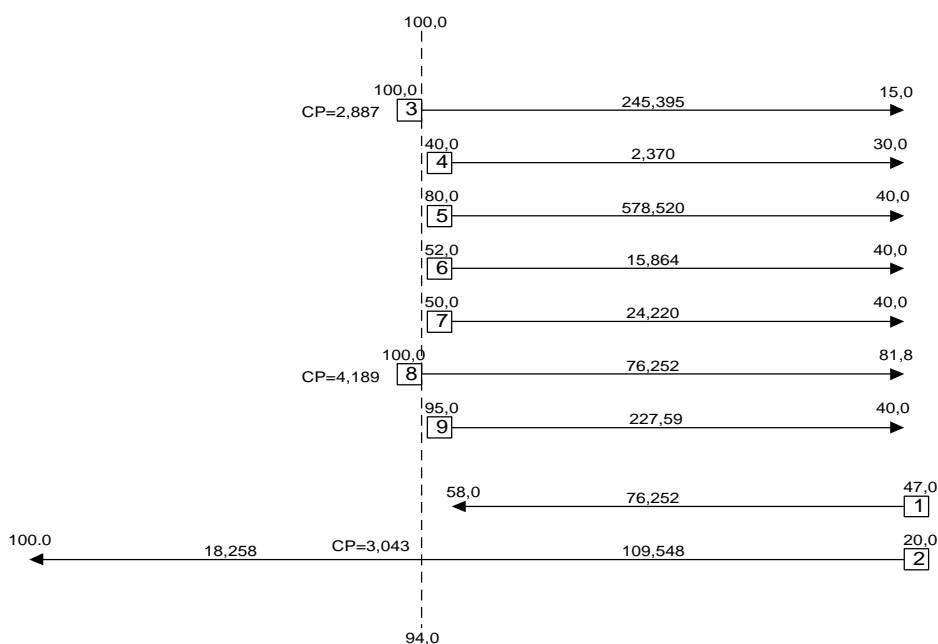


Figura 6.1 – Diagrama de Grade

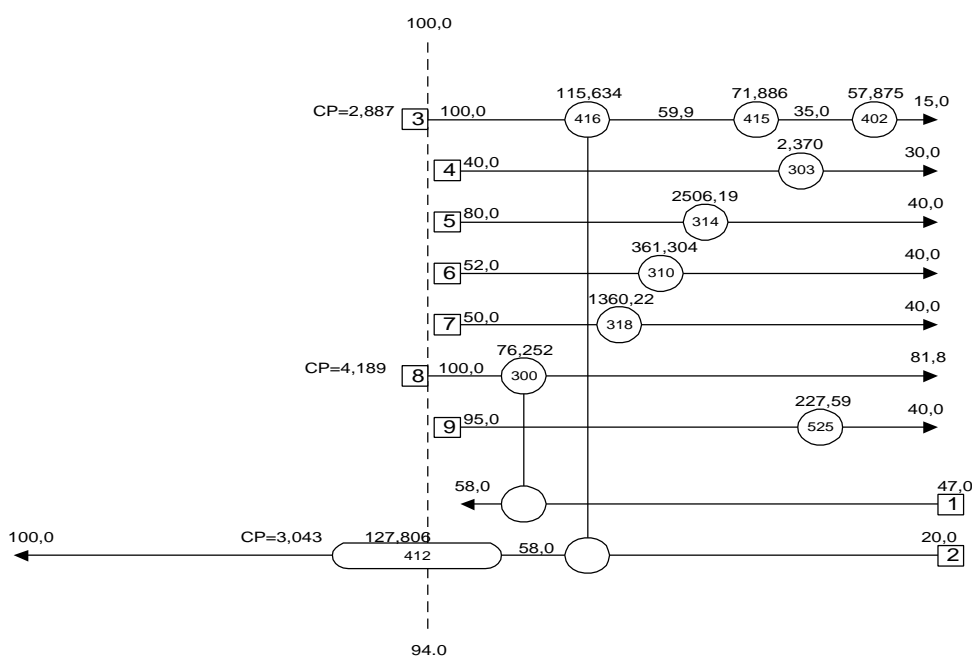


Figura 6.2 - Rede atual

Sobre este diagrama foram alocados os equipamentos de troca térmica que compõem a rede existente em estudo, detalhada na tabela 6.3. Assim o Diagrama de Grade da rede existente esta representado na figura 6.2.

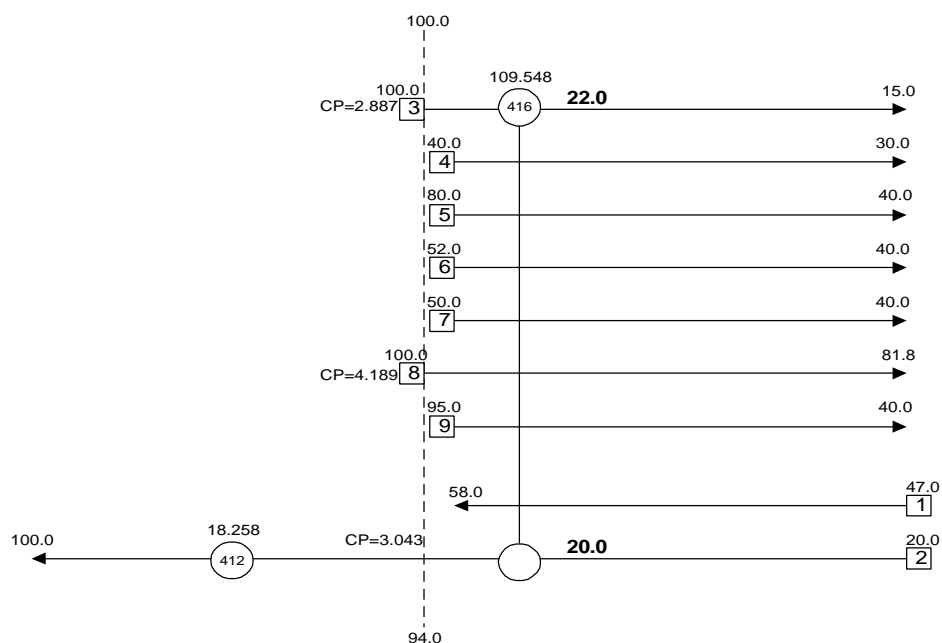


Figura 6.3a – Violação do ΔT_{min}

Neste diagrama de grade nota-se que o aquecedor 412 esta cruzando o PEE, ou seja, levando a corrente 2 de uma temperatura menor que a do PEE até uma temperatura maior que a deste. Seguindo a proposta do ajuste, este trocador deve ser retirado e duas sub redes construídas, uma acima e outra abaixo do PEE

Uma vez retirado o aquecedor 412 faz-se necessário completar a carga térmica da corrente 2, já que esta é uma corrente fria e precisa ser aquecida. Aplicando então o MPE na região acima do PEE, onde tem-se apenas a corrente 2, foi reaproveitado o aquecedor 412 fornecendo a quantidade mínima de utilidade quente prevista pela tabela do problema (18.258 KW).

Na região abaixo do PEE tem-se três correntes no PEE: as correntes quentes 3 e 8, e a corrente fria 2. Uma primeira alternativa, figura 6.3a, poderia ser a readequação do trocador 416 fazendo com que este complete a necessidade térmica da corrente 2 (de 20 a 94 °C), e conseqüentemente diminua a quantidade de utilidade fria utilizada para resfriar a corrente 3. Esta alternativa, porém, viola o ΔT_{min} , pois a corrente 3 sairia do trocador 416

a 22 °C enquanto que corrente 2 entra neste a 20 °C. Esta infração poderia ser prevista se fosse observada a regra do MPE que leva em consideração as capacidades térmicas das correntes, e que diz que abaixo do PEE o CP da corrente quente deve ser maior que o CP da corrente fria envolvida na troca, e o CP da corrente 3 é menor que o da corrente 2, conforme pode ser visto na tabela 6.2.

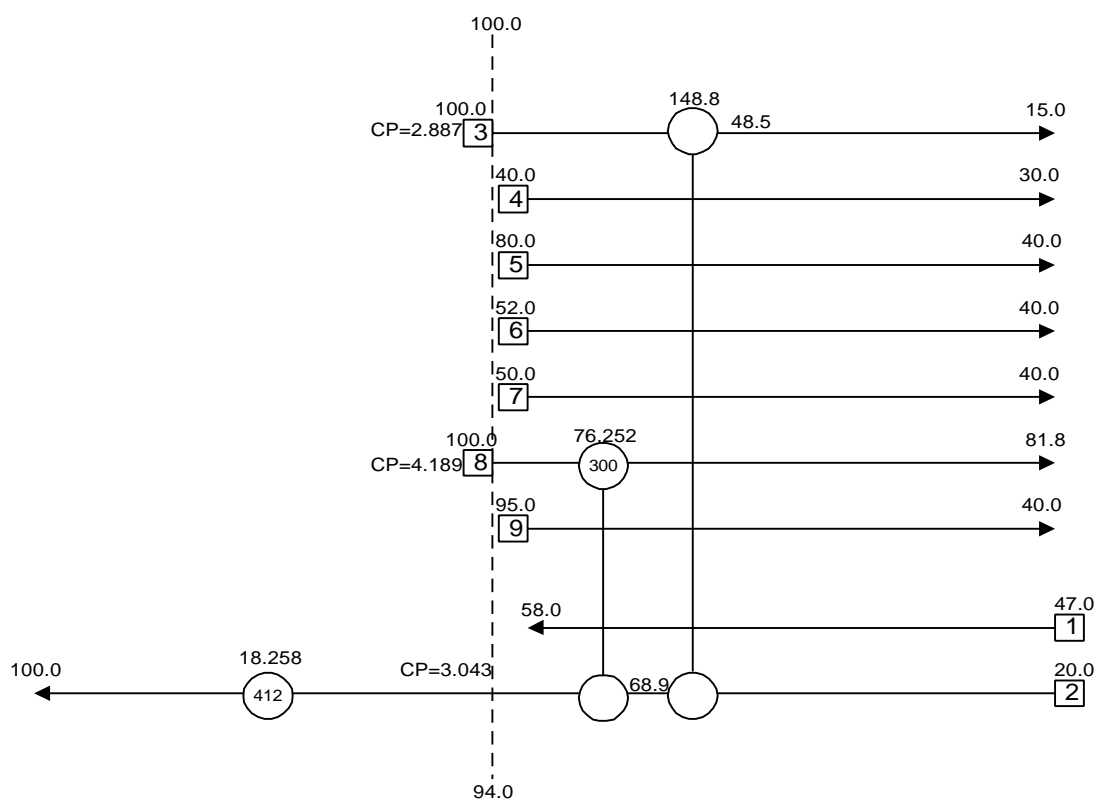


Figura 6.3b – Desenvolvimento da Rede

Assim, a alternativa restante é integrar as correntes 2 e 8, já que a corrente quente possui CP maior que o da corrente fria.

Com esta integração a corrente 8 é satisfeita e a corrente 2 afasta-se do PEE, pois sai do trocador 300 a 68,9 °C, tornando possível a integração com a corrente 3, que é a única corrente que ainda está no PEE. É feita então uma readequação do trocador 416. Este trocador satisfaz totalmente a corrente 2, e resfria a corrente 3 até 48,5 °C. Estas modificações estão representadas na figura 6.3b.

A partir deste ponto não se tem mais correntes no PEE, o que possibilita a livre integração das correntes restantes, ou partes de correntes, já que para estas não se aplica os

conceitos da Análise Pinch. Assim, o que se buscou foi a construção de uma rede que além de estar na maior conformidade possível com a rede existente, uma vez que isto reduz os custos de modificação da rede atual, busca alterações que trouxessem melhorias ao processo .

Para melhor visualização a figura 6.4 apresenta o *layout* simplificado da rede atual, na qual não se encontram os condensadores 310, 314 e 318 do sistema de destilação da miscela, já que as correntes destes equipamentos envolvem calor latente de mudança de fase. Assim não foram realizadas modificações nestes equipamentos, mantendo-os como na rede atual.

Nesta figura encontra-se também um pré aquecedor de óleo identificado com o número 500, que encontrava-se fora de uso e que será utilizado posteriormente.

Uma análise mais profunda no sistema de destilação da miscela mostra que a corrente 1, agora a única corrente fria restante, tem na sua temperatura de saída uma possibilidade de melhoria no processo que não foi levantada com a rede de trocadores, pois esta temperatura está diretamente relacionada com a quantidade de vapor necessária para concentrar a miscela no 2º evaporador.

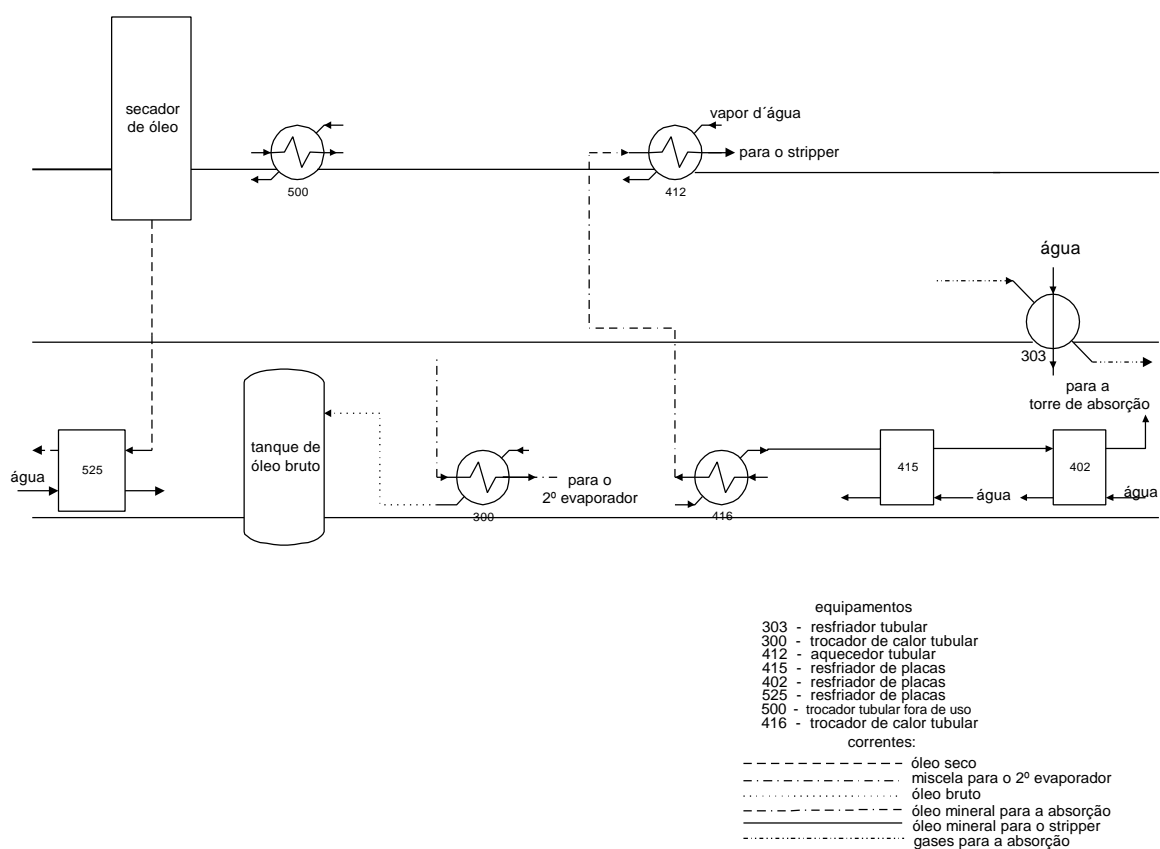


Figura 6.4 – Layout simplificado atual

Para a elevação desta temperatura optou-se por cruzar esta corrente com a corrente 9, uma vez que esta é composta pelo óleo que sai do secador (figura 6.4) e é resfriado no resfriador 525 por utilidade fria, e possui uma grande quantidade de calor disponível em faixa ampla de temperatura. Para possibilitar a troca máxima entre estas correntes, até o ΔT_{min} de 6 °C, estas correntes foram relocadas para o trocador 500, obtendo uma temperatura de saída da miscela em 72 °C, necessitando ainda um resfriamento adicional para o óleo seco (53 para 40 °C) realizado no resfriador 525.

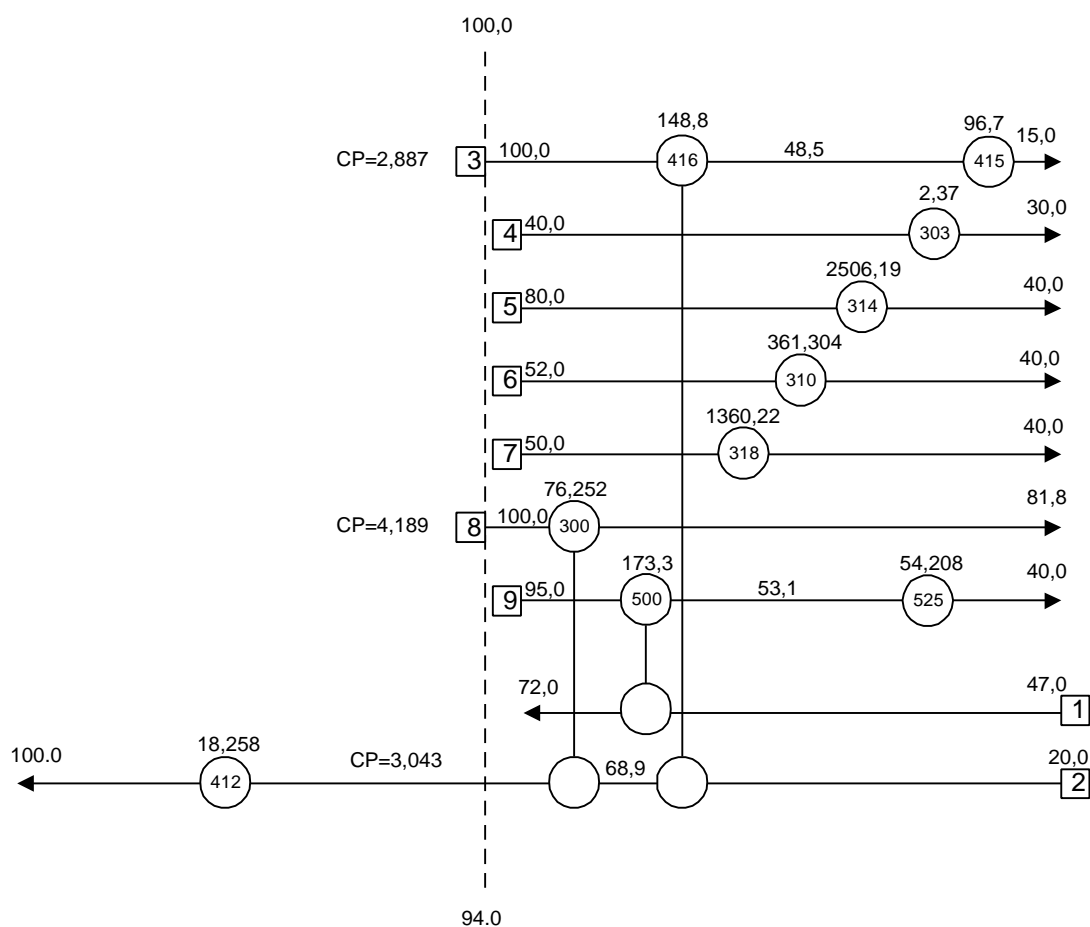


Figura 6.5 – Rede Proposta

Devido à pequena necessidade térmica a corrente 4 não foi alterada. Assim, para o término do ajuste, resta apenas resfriar a corrente 3 de 48,5°C até 15°C.

Como nesta corrente tem-se dois resfriadores idênticos (415 e 402), optou-se pela utilização do trocador 415, deixando o trocador 402 como reserva.

A rede sintetizada está representada no diagrama de grade da figura 6.5, e na tabela 6.5.

O *layout* simplificado para a rede proposta na figura 6.5 está apresentado na figura 6.6

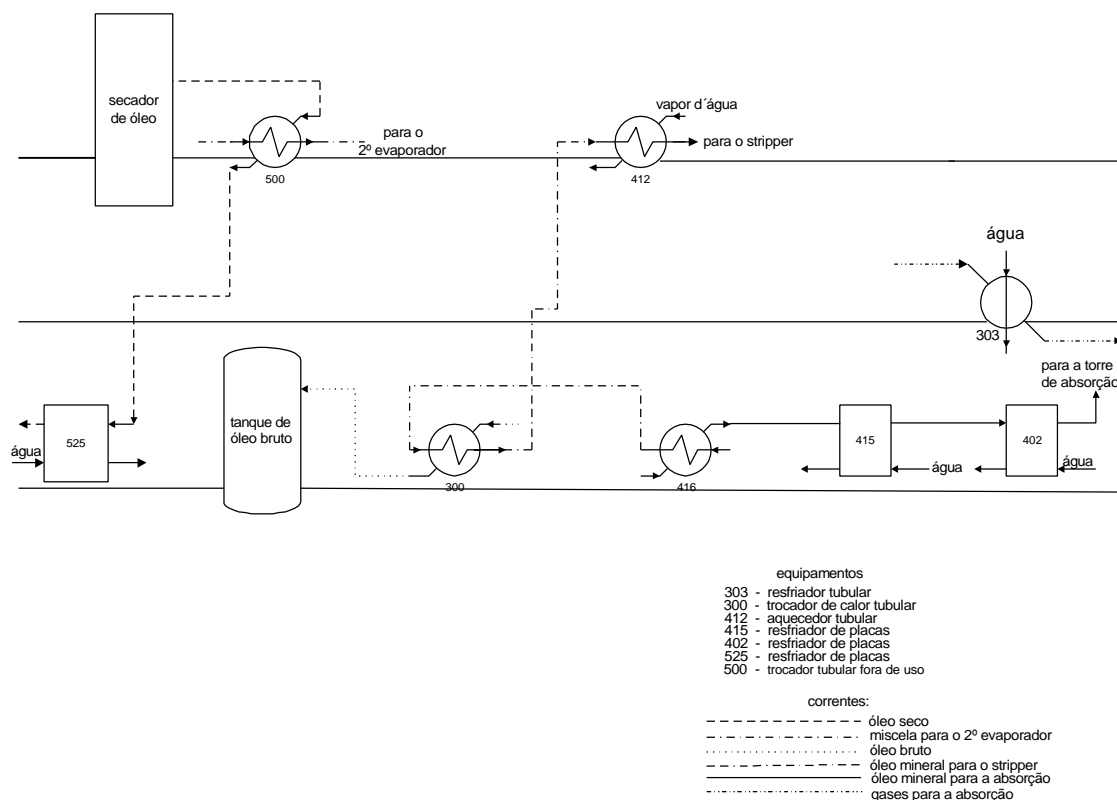


Figura 6.6 – Layout simplificado do proposto

Tabela 6.5 – Rede Proposta

Trocador	Correntes (quente –fria)	Q (KW)
412	Vapor d'água – 2	18,258
300	8 – 2	76,252
416	3 – 2	148,800
500	9 – 1	173,300
415	3 – água	96,700
525	9 – água	54,208
303	4 – água	2,370
314	5 – água	2506,190
310	6 – água	361,304
318	7 – água	1360,220

7 – DISCUSSÃO DOS RESULTADOS E CONCLUSÕES

O Caso estudado

A rede nova quando comparada com a atual, mantém o mesmo número de equipamentos de troca térmica, o que a deixa em condição de igualdade em relação ao número mínimo de unidades, já existente na rede atual, uma vez que da equação 3.2 tem-se:

$$U=N-1= (11- 1)= 10$$

O número de unidades obtido evidencia a não existência de laços de troca térmica na rede proposta.

Na construção da rede foi substituído um resfriador por um permutador, trocador que transfere calor entre duas correntes do processo. Vale observar que os condensadores não foram alterados, ficando a alteração no sistema de destilação por conta da substituição da corrente quente que trocava calor com a corrente 1 (miscela para o 2º evaporador) no trocador 300, que atualmente é a 8 (óleo bruto) e passaria a ser a 9 (óleo seco).

A alteração de resfriador para permutador está localizada no sistema de exaustão do ar, no qual a corrente 2 (óleo mineral para o *striper*), que hoje possui dois resfriadores, passaria a ter um resfriador e um permutador com a corrente 8 (óleo bruto).

A corrente “miscela” que vai do primeiro para o segundo evaporador teve sua temperatura elevada de 58 °C na rede atual para 72 °C na proposta, o que significa uma menor necessidade de aquecimento no segundo evaporador, que utiliza vapor indireto.

Os demais equipamentos permanecem na mesma localização, redimensionando o uso de utilidades.

As alterações apresentadas nesta proposta proporcionam um consumo de 18,258 KW de utilidade quente, o que significa uma economia de 85,71 % em relação à rede atual.

Tabela 7.1 - equipamentos

	Permutadores	Resfriadores	Aquecedores	Total
rede existente	2	7	1	10
Rede nova	3	6	1	10

A tabela 7.1 traz uma síntese dos equipamentos da rede nova e da rede existente, enquanto que na tabela 7.2 tem-se uma comparação do consumo de utilidades entre estas duas redes.

Tabela 7.2 - economia

	Rede atual (KW)	Rede nova (KW)	Economia (KW)	Economia (%)
Vapor	127,806	18,258	109,548	85,71
Água	4606,169	4496,764	109,405	2,38

A Análise Pinch

A Análise Pinch mostrou-se facilmente aplicável ao caso estudado, uma vez que esta permite um grande grau de iteração com o usuário, fornecendo-lhe ferramentas para a obtenção de metas específicas, e regras claras para o cruzamento das correntes que estão no PEE sem, no entanto, retirar a sua liberdade de aplicação ou não da metodologia a cada trocador estudado.

Esta possibilidade de escolha permite ao usuário buscar a melhor composição de rede para cada caso, propondo melhorias na RTC que venham influir no processo total, mesmo que signifique a violação do ΔT_{min} e conseqüente aumento no consumo de utilidades ou a alocação de mais unidades de troca térmica que a indicada pelo número mínimo de unidades, desde que isso represente um melhor ajuste para a rede existente.

Em se tratando de correntes que não estão no PEE sua aplicação é orientativa mas não foi utilizada no presente trabalho.

O caso da Indústria de Óleo de Soja da Cooperativa Agro-pecuária Mouraoense demonstrou o bom potencial de melhoria existente em indústrias projetadas a mais de duas décadas, que sofreram modificações, mas que do ponto de vista energético necessitam de uma análise mais completa de seus processos para que tenham suas condições de operação otimizada. A significativa economia de 85,71% no consumo de vapor e 2,38 % no consumo de água na rede estudada, representa, além da redução de custos operacionais em termos de economia de combustível, a minimização dos impactos ambientais causados pela empresa através da redução da geração de resíduos sólidos, líquidos e gasosos ocasionado pela queima de combustível, madeira, e utilização da água para refrigeração. Estes são fatores fundamentais para a sobrevivência das empresa em mercados globalizados: competitividade

em custos e qualidade de seus produtos e atitude ambiental responsável, que, entre outros efeitos, pode representar barreiras comerciais.

Devido aos mais de vinte anos de operação da planta estudada, parte dos dados dos equipamentos existentes não estavam disponíveis, o que impossibilitou a realização de um estudo de custos da rede de trocadores identificada e a realização do *Retrofit*,

Como sugestão a trabalhos posteriores, pode-se fazer o estudo energético da planta considerando o ajuste atual e seus efeitos sobre a energia necessária para os evaporadores, bem como considerar a aplicação do grande potencial de energia latente de mudança de fase existente na condensação dos vapores do sistema de destilação da miscela.

8- REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- AHMAD, S., 1985, *Heat Exchanger Networks: Cost Trade-Offs in Energy and Capital*, Ph.D. thesis, UMIST, Manchester, Inglaterra.
- AHMAD, S., LINNHOFF, B., 1986, "Supertarget: Optimization of a Chemical Solvents Plant Different Process Structures for Different Economics", *ASME Winter Meeting*, Anaheim, December.
- AHMAD, S., LINNHOFF, B. e SMITH, R., 1990, "Cost optimum heat Exchanger Networks 2. Targets and Design for Detailed Capital Cost Models", *Computers & Chemical Engineering*, v. 14, n. 7, pp. 751-767.
- BRESCANSIN, J. V., 1997, *Ajuste da Planta de Processos da Plataforma de Pampo Usando Análise Pinch*. Tese de Mestrado. Universidade Estadual de Maringá, Maringá, Paraná, Brasil.
- DUTTON, H. J., 1981, "History of the Development of Soy oil for Edible Uses". *JAOCS Journal of the American Oil Chemists Society*, v. 58, n. 3 (Mar), pp. 234-236.
- GAVIN, A. M., 1983, "Energy Conservation in Edible Oil Processing", *JAOCS Journal of the American Oil Chemists Society*, v. 60, n. 2 (Feb), pp. 372-378.
- GIMENES, M. L., 1989, "Assentment Report for PhD. Course". University of Leeds, Leeds, U.K., USA.
- GUNDERSEN, T. e NAESS, L., 1988, "The Synthesis of Cost Optimal Heat exchanger Networks An Industrial Review of The State of the Art", *Computers & Chemical Engineering*, v. 12, n. 6, pp. 503-530.
- HARALDSSON, G., 1985, "Energy Considerations", *JAOCS Journal of the American oil Chemists Society*, v. 62, n. 2 (Feb), pp. 310-315.
- JURISTOWSKY, G., 1983, "Economics of Energy Use in Various Solvent Extraction Processes", *JAOCS Journal of the American Chemists Society*, v. 60, n. 2 (Feb), pp. 379-381.
- LINNHOFF, B., FLOWER, J., 1978, "Synthesis of Heat exchanger Networks: I. Systematic Generation of Energy Optimal Networks", *AICHE Journal*, v. 24, n. 4, pp. 633-642.
- LINNHOFF, B., MASON, D. R. e WARDLE, I., 1979, "Understanding Heat Exchanger Networks", *Computers & Chemical Engineering*, v. 3, pp. 295-302.
- LINNHOFF, B., et al. 1982, *A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy*, The Institute of Chemical Engineers, U.K.

- LINNHOFF, B. e HINDMARSH, E., 1983, "The Pinch Design Method for Heat Exchanger Networks", *Chemical Engineering Science*, v. 38, pp. 745-763.
- LINNHOFF, B. e AHMAD, S., 1990, "Cost Heat Exchanger Networks – 1. Minimum Energy and capital Using Simple Models for Capital Cost", *Computers & Chemical Engineering*, v. 14, pp. 729-750.
- LINNHOFF, B., 1993, "Pinch Analysis – A State-of-the-Art Overview", *Transactions of the IChemE*, v. 71, Part A, (Set), pp. 503-522.
- LINNHOFF, B., 1994, "Use Pinch Analysis to Knock Down Capital Costs and Emissions", *Chemical Engineering Progress*, (Aug), pp. 32-57.
- LINNHOFF, B. e VREDEVELD, D. R., 1984, "Pinch Technology has Come of Age", *Chemical Engineering Progress*, (Jul), pp. 33-40.
- NISHIDA, N., LIU, Y. A. e LAPIDUS, L., 1977, "Studies in Chemical Process Design and Synthesis: III. A Simple and Practical Approach to the Optimal Synthesis of Heat Exchanger Networks", *AIChE Journal*, v. 23, n. 1, pp. 77-93.
- PETHE, S., SINGH, R. e KNOPF, F. C., 1989, "A Simple Technique for Locating Loops in heat Exchanger Networks", *Computers & Chemical Engineering*, v. 13, n. 7, pp. 859-860.
- PREGNOLATO, W., 1981, "Soybean Oil in Brazil and Latin America: Uses, Characteristics and Legislation", *JAOCs Journal of The American Oil Chemists Society*, v. 58, n. 3, (Mar), pp. 247-249.
- RAVAGNANI, M. A. S. S. E CARDOSO, R., 1998, "Integração Energética de uma Planta Industrial de Extração de Óleo de Soja". In: *7º Congresso Latinoamericano de Transferencia Calor y Materia – LATCYM 98*, volume 1, pp. 11-16, Salta , Argentina, outubro.
- RAVAGNANI, M. A. S. S., 1994, "Profeto e Otimização de Redes de Trocadores de Calor", Tese de Doutorado. Universidade Estadual de Campinas, Campinas, São Paulo, Brasil.
- SCHUMACHER, H., 1983, "Ultimate Energy Possibilities in conventional Solvent Extraction", *JAOCs Journal of The American Oil Chemists Society*, v. 60, n. 2, (Feb), pp.369-371.
- SERRATO, A. G., 1981, "Extraction of Oil From Soybeans", *JAOCs Journal of The American Oil Chemists Society*, v. 58, n.3, (Mar), pp. 157-159.

- SLEETER, R. T., 1981, "Effects of Processing on Quality of Soybean Oil", *JAACS Journal of The American Oil Chemists Society*, v. 58, n. 3, (Mar), pp. 239-247.
- SMITH, R., 1995, "Chemical Process Design", McGraw Hill.
- SU, J. e MOTARD, R. L., 1984, "Evolutionary Synthesis of Heat Exchanger Networks", *Computers & Chemical Engineering*, v. 8, n. 2, pp. 67-80.
- TJOE, T. N. e LINNHOFF, B., 1984, "Using Pinch Technology for Process Retrofit", *Chemical Engineering*, v. 93, pp. 47-60.
- UMEDA, T., ITOH, J. e SHIROKO, K., 1978, "Heat Exchange System Synthesis", *Chemical Engineering Progress*, v. 74, pp. 70-76.