

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA
CENTRO TECNOLÓGICO
CURSO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

**OTIMIZAÇÃO ENERGÉTICA APLICADA AO PROCESSO
DE REFINO DE ÓLEOS VEGETAIS**

Autor: Decio Tily May

Orientador: Prof Dr. Ariovaldo Bolzan

**Trabalho apresentado à Coordenadoria de Pós-Graduação do
Curso de Engenharia Química como requisito para a obtenção do
Título de Mestre em Engenharia Química**

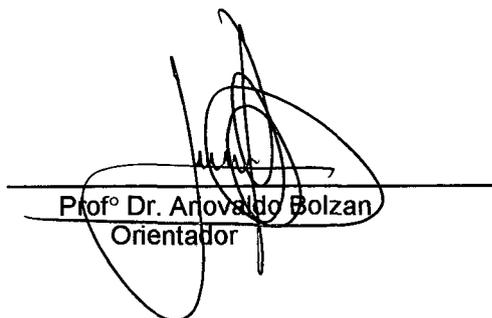
Florianópolis, dezembro de 1998
SC - Brasil

Otimização Energética Aplicada ao Processo de Refino de Óleos Vegetais

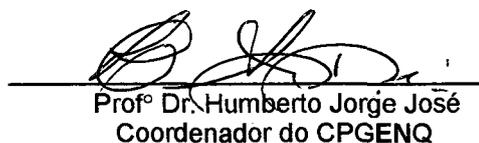
por

Decio Tily May

Dissertação aprovada como requisito parcial para obtenção do título de Mestre no
Curso de Pós-Graduação em Engenharia Química

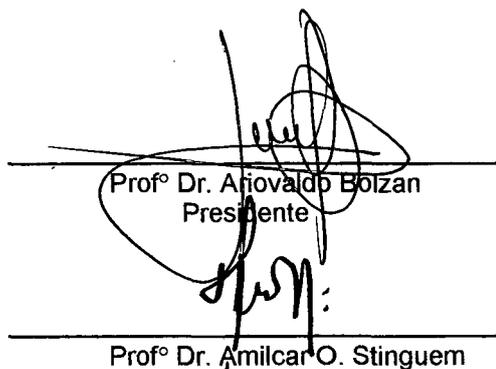


Profº Dr. Arovaldo Bolzan
Orientador

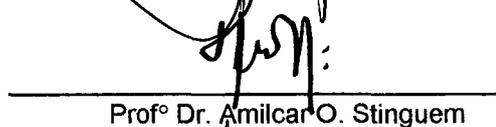


Profº Dr. Humberto Jorge José
Coordenador do CPGENQ

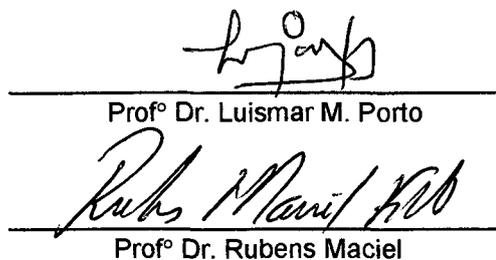
BANCA EXAMINADORA



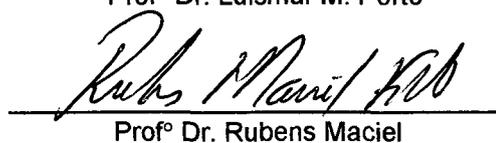
Profº Dr. Arovaldo Bolzan
Presidente



Profº Dr. Amílcar O. Stinguem



Profº Dr. Luismar M. Porto



Profº Dr. Rubens Maciel

Florianópolis, 18 de junho de 1999

*Valeu a pena ? Tudo vale a pena
se a alma não é pequena
Quem quer passar além do Bojador
tem que passar além da dor.
Deus, ao mar o perigo e o abysmo deu
Mas nelle é que espelhou o céu.*

Fernando Pessoa

Agradecimentos

Ao Prof. Dr. Ariovaldo Bolzan por sua orientação, pelo entusiasmo, pelo auxílio na superação das muitas adversidades e pela amizade.

Ao Prof. Dr. Amilcar Stinghen por sua dedicada orientação, pelos momentos de proveitosa discussão, por seu entusiasmo, pelo apoio, pela amizade, por tudo.

Ao Prof. Dr. Luismar Porto, pela amizade, pelo incentivo e pelos momentos de proveitosa discussão.

A todos os professores do Curso de Pós-Graduação em Engenharia Química da USFC, em especial aos Professores Antônio e Selene Ulson de Souza.

A todos os colegas da Cevai Alimentos, em especial ao Eng^o Francisco de Assis Sens pelo voto de confiança e pelo apoio, ao Sr. Nilton Peixoto e Sr. Jecir Nogueira pelo apoio e ajuda, ao Sr. Nilson Leal e Sr Antonio Carlos Vila Verde pelo incentivo e amizade, ao Eng^o Luiz Cezar pelos momentos de discussão e a todos os operadores da Refinaria cuja ajuda foi imprescindível.

A todos os Colegas da UFSC, em especial ao Edivilson cujo auxílio e amizade foram muito importantes.

Aos meus pais Elvira e Antônio e minha irmã Nilma Cristina, por tudo.

A minha noiva Flavia pelo carinho, incentivo e companherismo.

Resumo

O emprego de técnicas de otimização de processo tem sido amplamente investigada com o objetivo de operacionalizar e viabilizar economicamente inúmeros processos industriais. Em particular, a otimização energética exerce papel decisivo na utilização adequada de utilidades de processo.

Dentro deste contexto, é proposto neste trabalho a otimização energética das diversas etapas do processo de refino de óleos vegetais de uma planta em operação (“retrofit”) da Ceval Alimentos S.A. Entenda-se por otimização energética neste caso, o estudo e a análise das redes de trocadores de calor instaladas e a síntese de configurações alternativas mediante utilização da tecnologia “pinch”.

São sugeridas novas estruturas para as redes de trocadores de calor de forma a minimizar a quantidade de energia envolvida (utilidades quentes e frias). Objetivando a identificação de um processo alternativo, procede-se a análise do investimento necessário, o que justifica as mudanças propostas.

A metodologia de análise mostrou-se adequada na busca de novas estruturas para as redes de trocadores de calor envolvidas e a viabilidade econômica das alterações propostas é discutida.

Abstract

The use of optimization process techniques have been widely investigated with the aim of putting into practice and enabling economically inumerous industrial processes. In particular, the energetic optimization plays a decesive role in the appropriate use of the process usefulness.

In this context, this study proposes to establish the energetic optimization of the the several stages of vegetals oils refine process of a working plant (retrofit), placed in Ceval Alimentos S.A.. Energetic optimization in this case, is understood as the study and analysis of the heat exchangers nets built in and the sythesis of alternative configuration through the use of pinch technology.

New structures for heat exchangers nets are suggested in a way of minimizing the amount of energy involved (hot and cold utilities). Aiming at the identification of an alternative process, the analysis of the necessary investment is proceeded, which justifies the proposed changes.

The analysis methodology proved to be suitable in the search of new structures for the heat exchangers nets involved, and the economic viability of the changes proposed is discussed.

Sumário

Capítulo 1	1
INTRODUÇÃO	1
Capítulo 2.....	4
ESTADO DA ARTE DA INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA	4
2.1 - Revisão do Estado da Arte.....	4
2.1.1 Métodos Baseados em Preceitos Matemáticos	5
2.1.1.1. <u>Método da Indicação do Problema</u>	5
2.1.1.2. <u>Método da Decomposição</u>	5
2.1.1.3. <u>Outras Sistemáticas</u>	6
2.1.2 A Abordagem Heurística.....	6
2.1.3 A Abordagem Termodinâmica e a Tecnologia “Pinch”	7
2.2 - Metodologia “pinch”	9
2.2.1 Análise de Integração Energética	9
2.2.2 Análise da Aplicação da Primeira e Segunda Leis da Termodinâmica.....	10
2.2.3 “Design Targets” e o “Ponto Pinch”	12
2.2.4 Regras Áureas da Tecnologia “Pinch”.....	14
2.2.5 Projeto acima do “Pinch”	17
2.2.6 Projeto abaixo do “pinch”	18
2.2.7 Projeto de Mínima Energia	19
2.2.8 Número Mínimo de Trocadores.....	20
2.2.8.1. <u>Problemas Totalmente Independentes</u>	22
2.2.8.2. <u>“Loops”</u>	22
2.2.9 Projeto para o Número Mínimo de Trocadores de Calor	23
2.2.10 Quebrando “Loops” com a Menor Carga Térmica	24
2.2.11 Quebrando o Segundo “Loop”	27
2.3 - Fracionamento de Correntes	28
2.4 - Pacotes Computacionais para Síntese de RTC	30
Capítulo 3.....	33
O PROCESSO DE REFINO DE ÓLEOS VEGETAIS.....	33
3.1 - As Etapas de Refino	33
3.2 - Etapa de Neutralização.....	34

3.3 - Etapa de “Winterização”	35
3.4 - Etapa de Branqueamento	36
3.5 - Etapa de Polimento	37
3.6 - Etapa de Hidrogenação	38
3.7 - Etapa de Desodorização	39
Capítulo 4.....	40
INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA EM PLANTAS DE REFINO DE ÓLEOS	
VEGETAIS	40
4.1 - Introdução.....	40
4.2 - Metodologia.....	40
4.2.1 - Dados do Processo	41
4.2.2 - Determinação do $\Delta T_{mín}$ Ótimo e Cálculo do Retorno do Investimento	42
4.2.3 - Análise das Etapas do Processo de Refino de Óleos Vegetais ..	44
4.3 - Integração Energética das Etapas do Processo de Refino.....	44
4.3.1 Neutralização	44
4.3.1.1. <u>Projeto de Mínima Energia</u>	48
4.3.2 Winterização	51
4.3.3 Branqueamento	56
4.3.4 Desodorização.....	60
4.3.5 Polimento e Hidrogenação/Pós Tratamento	67
Capítulo 5.....	69
RESULTADOS.....	69
Capítulo 6.....	73
CONCLUSÕES	73
Anexo 1	75
O método “Problem Table” para determinação dos “Design Targets”	75
Anexo 2	77
Cálculo de Retorno do Investimento	77
BIBLIOGRAFIA.....	79

Índice de Figuras

Figura 2.1 - Intervalos de temperatura.....	11
Figura 2.2 - Curva composta.....	13
Figura 2.3 - Grande curva composta.....	14
Figura 2.4 - Fluxo de energia através do “pinch”.....	15
Figura 2.5 - Cargas térmicas acima e abaixo do “pinch” para o caso da hidrodealquilação do tolueno.....	16
Figura 2.6 - Projeto acima do “pinch”.....	18
Figura 2.7 - “Design” abaixo do “pinch”.....	19
Figura 2.8 - Projeto de mínima energia.....	19
Figura 2.9 - Número mínimo de trocadores.....	20
Figura 2.10 - Problemas independentes.....	22
Figura 2.11 - “Loops”.....	23
Figura 2.12 - Quebrando o “loop” com a menor carga térmica.....	25
Figura 2.13 - “Cooler” removido.....	25
Figura 2.14 - Usando “path” para restaurar ΔT_{\min}	26
Figura 2.15 - Quebrando o segundo “loop”.....	27
Figura 2.16 - Projeto final - número mínimo de trocadores.....	27
Figura 2.17 - Possibilidades de uniões.....	28
Figura 2.18 - Fracionando uma corrente quente.....	29
Figura 2.19 - Procedimento geral de projeto acima e abaixo do pinch respectivamente.....	30
Figura 3.1 - Refino de óleos vegetais – fluxo simplificado.....	34
Figura 4.1 - Algoritmo para cálculo do retorno ótimo do investimento.....	43
Figura 4.2 - Rede de trocadores em operação da neutralização.....	45
Figura 4.3 - Rede de trocadores de calor operando com ΔT_{\min} a 9 °C.....	45
Figura 4.4 - Superfície de resposta para a rede da neutralização.....	47
Figura 4.5 - Curva de composição para a neutralização.....	48
Figura 4.6 - “Grand Composite” para a neutralização.....	49
Figura 4.7 - “Grid” da Neutralização.....	49
Figura 4.8 - Proposta de alteração da neutralização para ΔT_{\min} de 17°C.....	50
Figura 4.9 - Rede de trocadores de calor da “winterização”.....	51
Figura 4.10 - Tempo de retorno versus investimento para a “winterização”.....	52
Figura 4.11 - Superfície de resposta para a rede da “winterização”.....	53
Figura 4.12 - Curvas de composição para a winterização.....	54
Figura 4.13 - “Grid” da “winterização”.....	54
Figura 4.14 - Proposta de alteração da winterização para ΔT_{\min} de 16 °C.....	55
Figura 4.15 - Rede atual da etapa de branqueamento.....	56

Figura 4.16 - Tempo de retorno versus investimento para o branqueamento	57
Figura 4.17 - Superfície de resposta para o branqueamento.	57
Figura 4.18 - Curvas de composição para a etapa de branqueamento	58
Figura 4.19 - “Grid” para o branqueamento	59
Figura 4.20 - Proposta de alteração para o branqueamento com $\Delta T_{\min} = 23 \text{ }^{\circ}\text{C}$..	59
Figura 4.21 - Etapa de desodorização atual	61
Figura 4.22 - “Grid” para a desodorização	62
Figura 4.23 - Proposta de topologia de rede para a desodorização	63
Figura 4.24 - Caso possível na desodorização com ΔT_{\min} é $24 \text{ }^{\circ}\text{C}$	65
Figura 4.25 - Desodorização – caso aplicável	66
Figura 4.26 - Sugestão de alteração para a desodorização	66
Figura 4.27 - Etapa de hidrogenação/pós-tratamento	67
Figura 4.28 - Etapa de polimento	68
Figura 5.1 - Número atual de trocadores de calor nas diversas etapas frente às alterações propostas	69
Figura 5.2 - Consumos atual de energia de nas etapas versus otimizado	70
Figura 5.3 - Consumo atual de utilidades frias nas etapas versus otimizado	71
Figura 5.4 - Investimentos necessários frente aos benefícios anuais nas etapas do processamento	72
Figura A1 - Algoritmo para do cálculo do retorno do investimento.	78

Índice de Tabelas

Tabela 2.1 - Características térmicas das correntes do processo de hidrodealquilação do tolueno	09
Tabela 4.1 - Dados das correntes da neutralização	45
Tabela 4.2 - Simulação para a rede da neutralização	46
Tabela 4.3 - Dados das correntes da neutralização	51
Tabela 4.4 - Dados das correntes da branqueamento	56
Tabela 4.5 - Dados das correntes da desodorização	61
Tabela 5.1 - Súmula das propostas de alteração nas diversas etapas do processamento	70
Tabela 5.2 - Investimentos versus benefícios nas etapas de processamento	71

Capítulo 1

INTRODUÇÃO

Desde o início dos anos 70, com o advento da crise energética, muita atenção tem sido direcionada para a otimização energética de processos. Além disto, preocupações de ordem ecológica tem motivado uma geração de pesquisadores a desenvolver técnicas que possibilitem o mais alto grau de eficiência no uso da energia em processos industriais.

A estes fatores está associado a busca incessante de competitividade e a redução de custos. Isto se torna dramático quando considera-se a industrialização de óleos vegetais (Brito, 1996). Além deste processamento ser um dos mais competitivos do mundo, a tecnologia de produção esta difundida e os produtos finais obtidos são, em sua maioria, “commodities” onde o fator qualidade é uma obrigação e condição inicial para a comercialização. Dentro deste contexto, a otimização energética deve ser vista como uma ferramenta imprescindível de projeto na busca de fatores de diferenciação dos custos de produção.

A conservação de energia por meio da síntese de redes de trocadores de calor é prática comum na maioria das plantas químicas de processamento (Challand et al. 1981). Isto deve-se principalmente pelo fato dos trocadores de calor serem responsáveis pela transferência de grande parte da energia envolvida no processamento industrial.

Portanto, a integração entre os diversos trocadores de calor é peça chave no sucesso do estudo de otimização. Desta forma, os fluxos de energia podem ser manuseados com um alto grau de flexibilidade, possibilidades de reciclos e utilização da energia gerada pelos equipamentos de maneira não seqüencial (Stinghen, 1992).

Inúmeras técnicas de otimização têm sido propostas para a solução do problema de síntese de redes de trocadores de calor (RTC). Inicialmente transformada em modelos matemáticos de natureza combinatorial, a complexidade das RTC industriais exigiu inúmeras simplificações (Gundersen e Naes, 1988) que acabavam por deturpar os resultados obtidos. A partir de meados da década de 70, Hohmann (1971) e Linhoff (1978) propõem uma nova técnica baseada em preceitos termodinâmicos denominada tecnologia "pinch". A decomposição do problema em sub-redes, correntes quentes e frias e a determinação do ponto de estrangulamento termodinâmico, onde não há transferência de calor entre as correntes quentes e frias da rede, constituem as bases desta sistemática que revolucionou a síntese e a otimização energética das redes de trocadores de calor.

Dentro deste contexto, este trabalho propõe-se a aplicar esta metodologia no "design" da planta de refino de óleos vegetais da Ceval Alimentos. Esta planta de refino é constituída pelas etapas de neutralização, winterização, branqueamento, polimento, hidrogenação e desodorização, etapas estas necessárias para o denominado processamento multi-óleos, haja visto a capacidade de refino de óleo de milho, canola, soja e girassol.

Tem se por objetivo obter um panorama das possibilidades de redução do consumo de utilidades, mediante integração local, buscando soluções com

os menores consumos de energia frente ao máximo retorno dos investimentos. As diversas possibilidades encontradas são discutidas de forma a proporcionar uma ampla visão e facilitar a aplicação da sistemática em outras unidades de refino de óleo semelhantes.

Na seqüência mostra-se o estado da arte da integração energética desenvolvida nas duas últimas décadas, dando ênfase à metodologia proposta por Bodo Linhoff (1978).

Capítulo 2

ESTADO DA ARTE DA INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA

2.1 - Revisão do Estado da Arte

Westbrook (1961) e posteriormente Hwa (1965) com seus trabalhos de programação dinâmica e separável consecutivamente estão entre os pioneiros na proposição de sistemáticas para a síntese de redes de trocadores de calor. No entanto, os trabalhos de Rudd e colaboradores (1968, 1969) e principalmente Hohmann e colaboradores (1970, 1971) estabeleceram os princípios básicos para o desenvolvimento das modernas sistemáticas para a síntese de RTC. Desde então, inúmeros trabalhos têm sido publicados nas revistas especializadas.

Gundersen e Naess (1998) apresentam uma extensa revisão dos autores e dos inúmeros métodos propostos. Nota-se três correntes distintas do tratamento da síntese de RTC. A primeira, baseado em preceitos matemáticos, estabelece o problema sob a ótica da natureza combinatorial. Numa segunda abordagem, a solução dos problemas de síntese da rede estão baseados em regras heurísticas. A abordagem termodinâmica evoluindo para os conceitos da tecnologia “pinch” estabelece as modernas técnicas de síntese de redes de trocadores de calor.

2.1.1 Métodos Baseados em Preceitos Matemáticos

Após décadas de esforços (Nielsen, 1996), apenas recentemente a abordagem matemática evoluiu para soluções adequadas. As principais dificuldades estão associadas a complexidade dos problemas que envolvem não linearidades e descontinuidades. Destacam-se, historicamente, o método da Indicação do Problema e o método da Decomposição (Rossi, 1995).

2.1.1.1. Método da Indicação do Problema

Este método foi proposto originalmente por Kesler e Parker (1969). Consiste em dividir cada corrente em pequenos elementos com igual valor de carga térmica. A solução pressupõe o correto posicionamento destes elementos de forma a obter a estrutura otimizada da rede de trocadores. Este tratamento foi aprimorado por Kobasyashi et al. (1971) para a aplicação em correntes fracionadas e combinações cíclicas. Nischida et al. (1971) estabeleceram regras de combinações para minimizar a área total e Cena et al. (1977) propuseram uma sistemática que permite a inserção de restrições e múltiplas utilidades.

2.1.1.2. Método da Decomposição

Lee et al. (1970) introduziram o conceito "branch and bound". Siirola (1974) introduziu novas regras para o seccionamento ("branching"). Pho e Lapidus (1973) usaram a enumeração parcial e sua matriz de síntese foi utilizada por Kelahan e Gaddy (1977) de forma adaptativa na pesquisa randômica. A desvantagem desta matriz é a exclusão das combinações cíclicas e do fracionamento de correntes. Greenkorn et al. (1978) relaxaram esta restrição e introduziram a função de avaliação térmica, a qual permitiu estabelecer boas soluções iniciais.

2.1.1.3 Outras Sistemáticas

Grossman e Sargent (1978) propõem o projeto ótimo baseado em um algoritmo para enumeração implícita solucionado por programação não linear. Athier et al. (1996) propõem uma estratégia baseada em otimização combinatorial que define possíveis estruturas de rede por meio de um algoritmo de programação não linear. Este procedimento reduz as restrições estruturais encontradas em trabalhos clássicos como o de Papoulias e Grossmann (1983), criadores do método de análise seqüencial. Marechal e Kalitventzeff (1996) propõem uma técnica para o cálculo da integração ótima de utilidades baseada na tecnologia “pinch” e modelagem matemática. Briones e Kokossis (1996) estabelecem uma sistemática conjunta entre tecnologia “pinch” e modelagem matemática analisando a complexidade das redes frente às penalidades econômicas e aos retornos de investimento. Nielsen et al. (1996) estabeleceram uma nova forma de estruturação da RTC baseada no tratamento conceitual dos componentes da rede (correntes, trocadores, bombas, etc.), com o intuito de simplificar as não linearidades inerentes ao problema. Aguilera e Marchetti (1998) desenvolveram um procedimento para otimização e controle “on-line” de redes de trocadores utilizando simulação dinâmica e programação linear e não linear.

2.1.2 A Abordagem Heurística

Esta abordagem foi introduzida por Masso e Rud (1969) que estabeleceram um conjunto de regras heurísticas para a síntese de redes mediante aprendizado adaptativo. Ponton e Donaldson (1974) sugeriram associar a corrente quente com a maior temperatura de entrada com a corrente fria de mais elevada temperatura de saída (“target temperature”). Este princípio foi seguido por inúmeros pesquisadores. Wells e Hodgkinson (1977) apresentaram uma extensa lista de regras heurísticas para considerações

gerais de síntese de processos, metas e associações de correntes. Recentemente Zhu (1995) simplificou o problema do projeto pelo uso de regras heurísticas e a decomposição das correntes em um determinado número de blocos com perfis similares.

2.1.3 A Abordagem Termodinâmica e a Tecnologia “Pinch”

Contrariando a tendência pelas técnicas combinatórias do início da década de 70, Hohmann (1971) foi o pioneiro no uso das leis da termodinâmica como base para o estabelecimento de regras e sistemáticas para o projeto das RTC. A tabela de possibilidades foi a primeira tentativa rigorosa de se estabelecer o consumo mínimo de utilidades de um determinado processo, antes do projeto completo da rede de trocadores. Hohmann (1971) também proporcionou o cálculo do número mínimo de trocadores de calor e sugeriu a identificação e quebra de “loops” na rede. A meta para a mínima área de transferência de calor também foi estudada em um diagrama temperatura versus entalpia. A evolução dos conceitos de Hohmann e a descoberta por Umeda et al. (1978) de um ponto de estrangulamento entálpico (“pinch”) no diagrama *temperatura versus entalpia* constituem a base da tecnologia “pinch”. A compreensão fundamental da recuperação energética ocorreu com o trabalhos de Linnhoff e Flower (1978). Desde então, inúmeros artigos têm mostrado a evolução e aplicabilidade desta técnica, tanto no projeto das redes, quanto na alteração de redes em funcionamento (“retrofit”).

Os trabalhos de Linnhoff e Turner (1981) e Linnhoff e Hindmarch (1982) foram pioneiros na apresentação da metodologia “pinch” como uma sistemática que combina suficiente simplicidade na determinação dos melhores projetos de RTC. O primeiro artigo têm cunho industrial, mostrando aplicações na ICI (“Imperial Chemical Industries”). O segundo têm cunho científico, apresentando uma revisão minuciosa da sistemática desenvolvida até então.

Linnhoff (1983) explora o segundo princípio da termodinâmica e as suas conseqüências no projeto de RTC. Além disto, são apresentados os princípios e procedimentos para o projeto das redes e o conceito da “energy target”, como sendo a mínima quantidade de utilidades necessárias ao funcionamento da rede.

Townsend e Linnhoff (1983) estendem os princípios da tecnologia “pinch” ao entendimento da interação da rede de trocadores com os seus subsistemas, tais como bombas de calor, sistemas de refrigeração e demais adendos dos sistemas de calor e potência

Linnhoff e Vredeveld (1984) apresentam a aplicação da metodologia em uma planta da Union Carbide. Os custos de implantação das redes propostas são, em média, 50% inferiores e são detectados tempos de retorno do investimento inferiores a 6 meses.

Tjoe e Linnhoff (1986) discutem os diversos aspectos da aplicação da tecnologia “pinch” em projetos de plantas em operação.

Linnhoff et al. (1988) mostram a extensão da aplicação dos conceitos da tecnologia “pinch” em outras áreas distintas, como o incremento das taxas de produção e a otimização do tratamento de efluentes (“pinch massa”).

Linnhoff e Dhole (1992) combinaram os princípios da tecnologia “pinch” e o conceito da *exergia* para o projeto de processos a baixa temperatura, estabelecendo as cargas térmicas sem a necessidade de efetuar o projeto da rede de trocadores de calor.

Jezowsky (1992) mostra que as regras originais da tecnologia “pinch” podem ser utilizadas para a solução de problemas que envolvam múltiplos

pontos “pinch” ao contrário do que sugerem as literaturas anteriores a respeito desta classe de problemas.

Bai e Yourun (1993) apresentam um método baseado nos intervalos entálpicos das curvas de composição (*composite curves*) para determinação da área mínima (“*area targeting*”) de redes de trocadores de calor em presença de correntes com restrições de fracionamento.

Homsak e Glavic (1996) combinando análise exergética com o diagrama de avaliabilidade, proporcionaram um novo tratamento para os problemas de identificação dos “design targets” onde ocorrem grandes diferenças de pressão.

2.2 - Metodologia “pinch”

2.2.1 Análise de Integração Energética

O problema de integração térmica é definido por uma série de correntes, cada qual requerendo aquecimento ou resfriamento (Linnhoff e Turner, 1981). As mudanças de temperatura ocorrem através do uso de trocadores regeneradores, aquecedores e resfriadores, sendo os dois últimos alimentados por fontes externas. A tarefa do projeto consiste em identificar a rede ótima de trocadores com respeito aos custos operacionais e de capital, (Kumar, 1981).

O ponto de partida na análise de integração energética é o cálculo da quantidade mínima de energia a ser fornecida à rede de trocadores de calor para o aquecimento e o resfriamento (“design targets”). Estes cálculos são efetuados antes do projeto específico dos trocadores e da estrutura da rede otimizada. Toda esta sistemática vem de encontro aos objetivos principais da tecnologia “pinch” (Kemp, 1991) de forma a:

- possibilitar um rápido entendimento dos fatores importantes que regulam o consumo de energia no processo;
- permitir aproximações significativas dos “design targets” para rápidas análises estimativas;
- identificar os esquemas promissores antes de efetuar os projetos detalhados;

2.2.2 Análise da Aplicação da Primeira e Segunda Leis da Termodinâmica

As redes de trocadores de calor de qualquer processo são compostas por correntes quentes e correntes frias. Entenda-se por corrente quente aquela que precisa ser resfriada e conseqüentemente possui energia disponível. Da mesma forma, correntes frias precisam ser aquecidas e necessitam de energia. Calculadas as energias disponíveis entre as correntes quentes e frias, a diferença entre estes valores é a quantidade de calor que deverá ser fornecida ou removida do sistema de forma a satisfazer o princípio da conservação da energia, imposta pela 1ª lei da termodinâmica. A quantidade de energia a ser removida ou fornecida pode ser expressa por (1):

$$Q_i = \sum_{i=1}^N F_i C_{p_i} \Delta T_i \quad (1)$$

onde N denota o número de correntes que compõem a rede.

O cálculo da primeira lei da termodinâmica não considera o fato da energia poder ser transferida de uma corrente quente para uma corrente fria, apenas se a temperatura da corrente quente excede a da corrente fria. Conseqüentemente, para obter-se uma estimativa das cargas de aquecimento e resfriamento condizentes com a realidade física (2ª lei da termodinâmica), deve existir uma diferença de temperatura positiva entre ambas as correntes.

Desta forma, a análise proporcionada pela 2ª lei avalia a quantidade total de energia que é perdida no processo. Esta perda é normalmente mensurada em termos do ganho de entropia ou perda de exergia (Linnhoff, 1983).

Uma forma muito simples de incorporar estas considerações foi apresentada originalmente por Hohmann et al. (Douglas, 1988). Seja um processo hipotético com 4 correntes. Se a temperatura mínima de aproximação (ΔT_{\min}) escolhida for de 10 °C então pode-se estabelecer duas escalas de temperaturas. A defasagem é de 10 °C entre as escalas conforme mostrado na Figura 2.1.

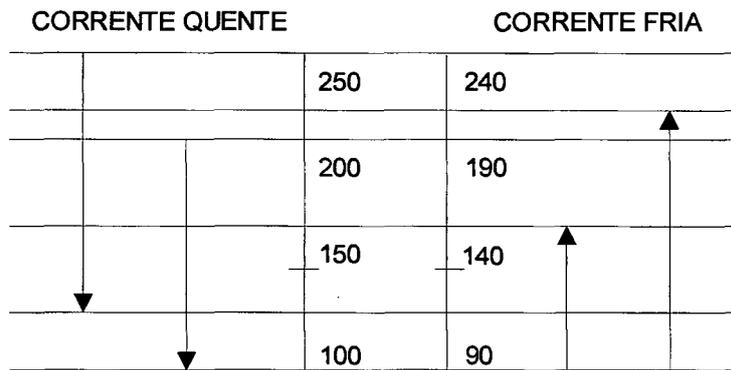


Figura 2.1 - Intervalos de temperatura

As variações de temperatura das correntes quentes e frias são representadas pelas setas, formando intervalos onde é garantida a possibilidade de transferência de calor. A criação destes intervalos permite a decomposição do problema em **sub-redes** as quais possibilitam avaliar o comportamento do fluxo térmico na rede. A equação (2) quantifica a variação do fluxo térmico ao longo das sub-redes e o resultado final obtido é o mesmo que o proporcionado pela análise da 1ª Lei da termodinâmica.

$$Q_i = \left[\sum_{i=1}^N (FCp)_{quente,i} - \sum_{i=1}^N (FCp)_{frio,i} \right] \Delta T_i \quad (2)$$

Obviamente, se a temperatura de mínima aproximação for alterada, então a escala de temperaturas deverá ser substituída. Desta forma, a carga energética em cada intervalo também será alterada, bem como as cargas mínimas de aquecimento e resfriamento.

2.2.3 “Design Targets” e o “Ponto Pinch”

Na otimização da rede de trocadores inicialmente estabelece-se o $\Delta T_{\text{mín}}$ e a partir deste determinam-se as mínimas quantidades de energia a serem fornecidas e retiradas como utilidades térmicas. Estas quantidades térmicas ótimas são denominadas de “design targets” (Linnhoff e Polley, 1988). Os “design targets” são comumente denominados “hot utilities” (utilidades quentes) e “cold utilities” (utilidades frias). A diferença entre os “utilities” são obtidos com base na 1ª lei da termodinâmica, e as cargas são fixadas de tal forma que satisfazem também a mínima força motriz estabelecida pela 2ª lei da termodinâmica.

Uma das ferramentas utilizadas na determinação dos “design targets” é a representação das correntes quentes e frias de um processo em um gráfico, cujas coordenadas são a temperatura e a entalpia. Iniciando pelas correntes individuais é possível construir uma curva de composição (Linnhoff et al., 1982) para todas as correntes quentes e outra para todas as correntes frias conforme ilustrado na Figura 2.2.

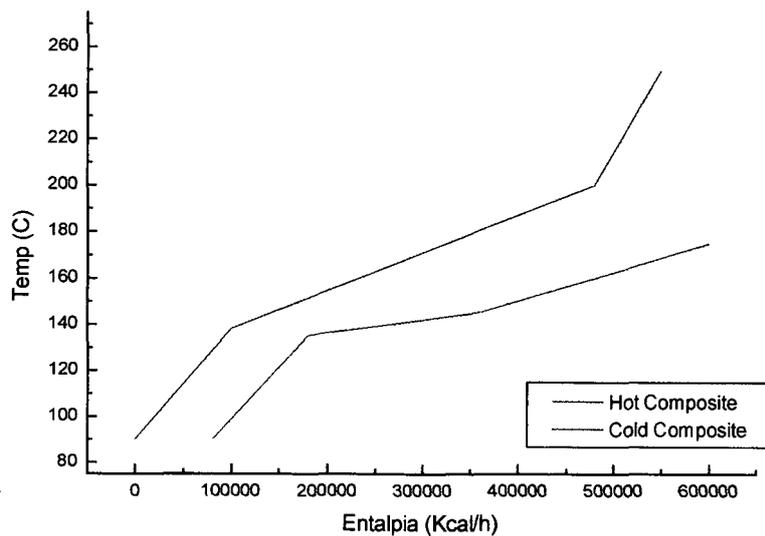


Figura 2.2 - Curva composta

Na curva composta identifica-se as cargas térmicas quentes e frias como sendo a diferença entre as máximas e mínimas entalpias da curva composta das correntes quentes e frias, respectivamente. Observa-se ainda que há um ponto de máxima aproximação entre as curvas de composição. Este gargalo é denominado de ponto “pinch” e constitui um estrangulamento entálpico. Na região acima do “pinch”, as correntes quentes fornecem toda a sua energia às correntes frias, a exceção de um residual de energia que deve ser fornecido por uma utilidade externa (“hot target”). Este sistema é um consumidor de energia. Da mesma forma, abaixo do “pinch” o sistema é fornecedor de energia. Portanto, no projeto ótimo, os “design targets” são praticados quando a transferência de calor no ponto “pinch” é nula. Este critério é suficiente para garantir o mínimo consumo de energia (Linnhoff e Poley, 1988)

Outra forma de identificar as duas regiões termodinamicamente distintas é a Grande Curva Composta (“Grand Curve Composite”) apresentada na Figura 2.3. Esta estabelece com clareza a divisão do problema nas regiões de fornecimento e demanda de energia.

A curva “Grand Composite” é utilizada principalmente para avaliar o perfil de distribuição da energia no estudo da integração energética, e desta forma obter as estruturas otimizadas mediante a inserção de novos trocadores.

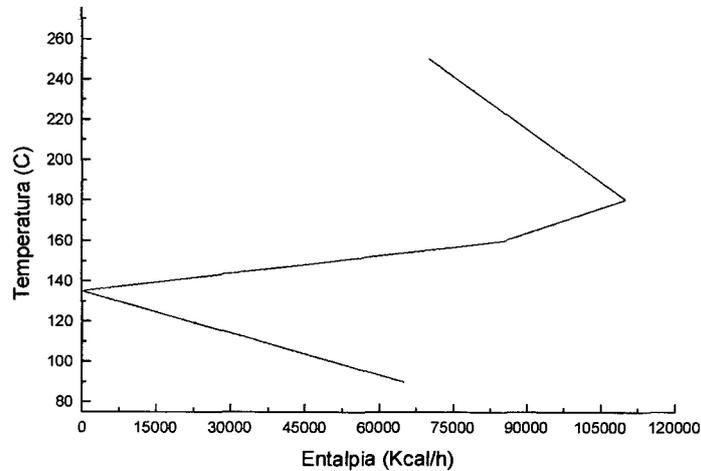


Figura 2.3 – Grande curva composta

2.2.4 Regras Áureas da Tecnologia “Pinch”

De acordo com os princípios expostos é possível organizar algumas regras heurísticas comumente denominadas *regras áureas da tecnologia* “pinch”. (Douglas, 1988), que permitem ao projetista estabelecer a melhor estratégia de otimização da rede de trocadores de calor.

1) **não transferir calor através do “pinch”** - qualquer quantidade de energia que flui através do “pinch” resulta em operação fora do ótimo consumo de energia para um determinado ΔT_{min} . Desta forma, se uma determinada quantidade x de unidades de calor forem transferidas através do “pinch”, em x unidades será acrescida a carga térmica da utilidade quente e da utilidade fria. Este comportamento é apresentado na Figura 2.4

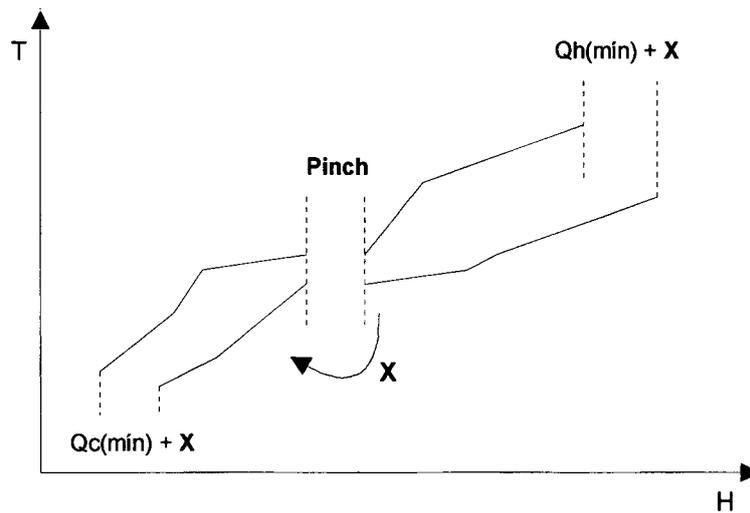


Figura 2.4 - Fluxo de energia através do "pinch"

2) **aquecer apenas acima do "pinch"** - a condição de ótimo é atingida acima do "pinch" quando nenhuma quantidade térmica é rejeitada para uma utilidade fria. Se x unidades térmicas forem rejeitadas, haverá um acréscimo de x unidades de utilidades quentes.

3) **resfriar apenas abaixo do "pinch"** - nenhuma quantidade térmica deve ser adicionada abaixo do "pinch". Esta energia excessiva fatalmente será rejeitada para a utilidade fria comprometendo a eficiência do processo.

Estes princípios sugerem uma estratégia global para a integração de redes de trocadores de calor. Ou seja, a divisão do problema em duas regiões termodinamicamente distintas: acima e abaixo do "pinch". (Hindmarsch e Linnhoff, 1983). Portanto, o primeiro passo no procedimento de projeto é determinar as cargas térmicas das correntes quentes e frias acima e abaixo do

“pinch”. Um exemplo de aplicação será apresentado de forma a introduzir estas considerações (Douglas, 1988). Seja o caso da hidrodealquilação do tolueno, cujos dados térmicos são apresentados na Tabela 2.1.

Tabela 2.1 - Características térmicas das correntes do processo de hidrodealquilação do tolueno

Corrente	FC_p (Kcal(h °C))	T_i (°C)	T_f (°C)	Q (10^3 Kcal/h)
(1) quente	1000	250	120	130
(2) quente	4000	200	100	400
(3) fria	3000	90	150	-180
(4) fria	6000	130	190	-360
Total = - 10				

Após a determinação do ponto “pinch” (135 °C) faz-se a representação dos dados na forma de diagrama (Figura 2.5) para a investigação do projeto tanto acima quanto abaixo do ponto “pinch”.

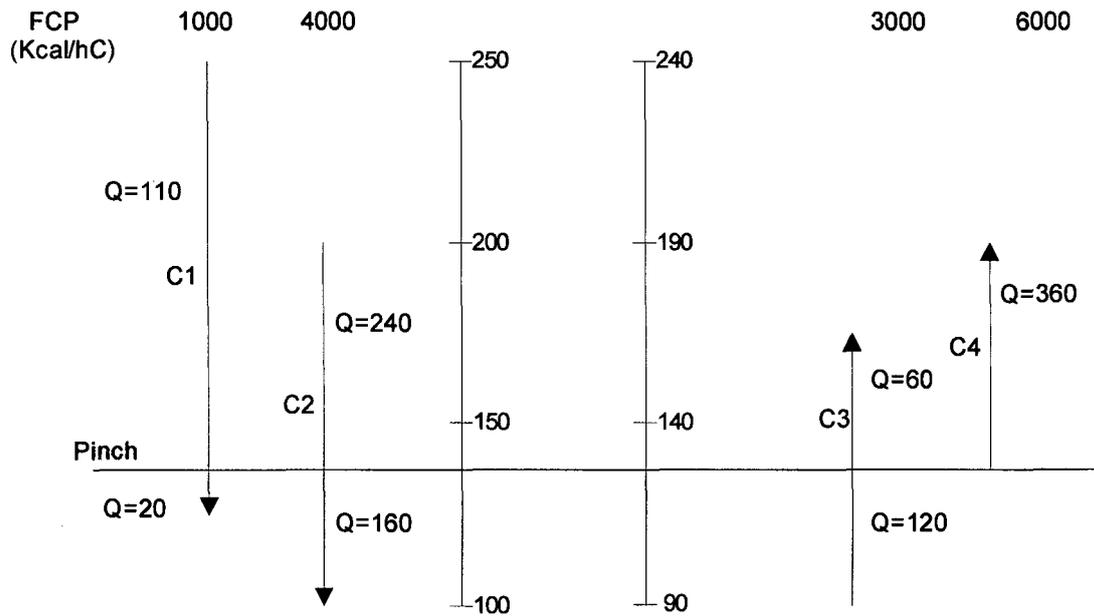


Figura 2.5 - Cargas térmicas acima e abaixo do “pinch” para o caso da hidrodealquilação do tolueno

Esta forma de representação é denominada “Grid” onde as correntes ascendentes são as que necessitam de calor e as descendentes de resfriamento. Há dois tipos principais de “Grid” propostos independentemente por Hohmann (1971) e Linnhoff (1983), e ambos serão utilizados neste trabalho.

2.2.5 Projeto acima do “Pinch”

O número de trocadores de calor e as suas posições na rede são estabelecidos pelas uniões entre as correntes quentes e frias. Por exemplo, é possível unir a corrente C1 ($Q_H=110$ Kcal/h) ou a corrente C2 ($Q_H=240$ Kcal/h) com a corrente C3 ($Q_C=60$ Kcal/h). O critério para estabelecer a possibilidade destas conexões é baseado na temperatura mínima de aproximação (no caso 10 °C). A violação da temperatura mínima irá ocorrer acima do “pinch”, sempre que $(FCp)_C \geq (FCp)_H$. Portanto, é possível estabelecer a união entre a corrente C1 e a corrente C3. Entretanto, entre a corrente C2 e a corrente C3 isto não é possível, pois neste caso $(FCp)_C \leq (FCp)_H$, ocorrendo desta forma violação na temperatura.

De uma maneira geral pode se estabelecer o critério de projeto heurístico acima do “pinch” como (Linnhoff e Turner, 1981) :

$$(F_H C_{p_H}) \leq (F_C C_{p_C}) \quad (3)$$

O projeto completo acima do “pinch” é mostrado na Figura 2.6. Existem 4 trocadores, sendo um “hot utility”. A temperatura mínima de aproximação na rede no final de cada trocador é igual ou maior que 10 °C.

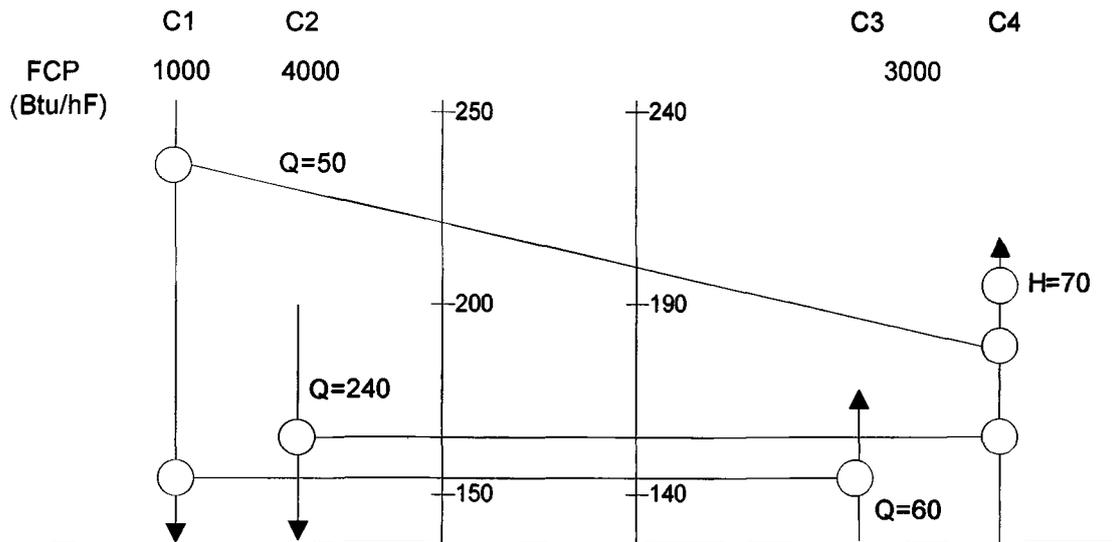


Figura 2.6 - Projeto acima do "pinch"

2.2.6 Projeto abaixo do "pinch"

O procedimento utilizado é muito semelhante ao projeto acima do "pinch". No entanto, o critério da possibilidade de uniões abaixo do "pinch" é definido pela equação (4).

$$(F_H C_{p_H}) \geq (F_C C_{p_C}) \quad (4)$$

O arranjo de trocadores abaixo do "pinch", que garante a diferença de temperatura mínima entre as correntes quentes e frias, é mostrado na Figura 2.7. Novamente o número de trocadores utilizados é mínimo e igual ao número de correntes e a mínima força motriz é alcançado no final de cada trocador.

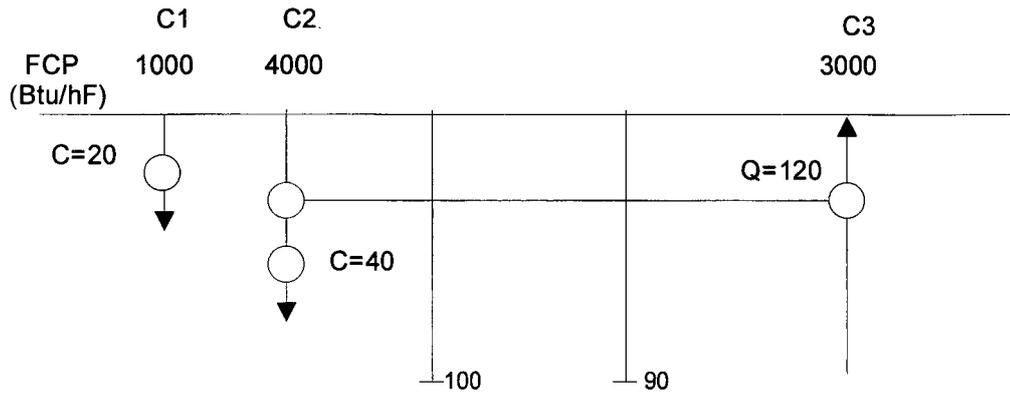


Figura 2.7 - "Design "abaixo do "pinch"

2.2.7 Projeto de Mínima Energia

O projeto completo que satisfaz as necessidades mínimas de energia estabelecidos pela 1ª lei da termodinâmica mantendo uma temperatura mínima de aproximação imposto pela 2ª lei da termodinâmica, é mostrado na Figura 2.8.

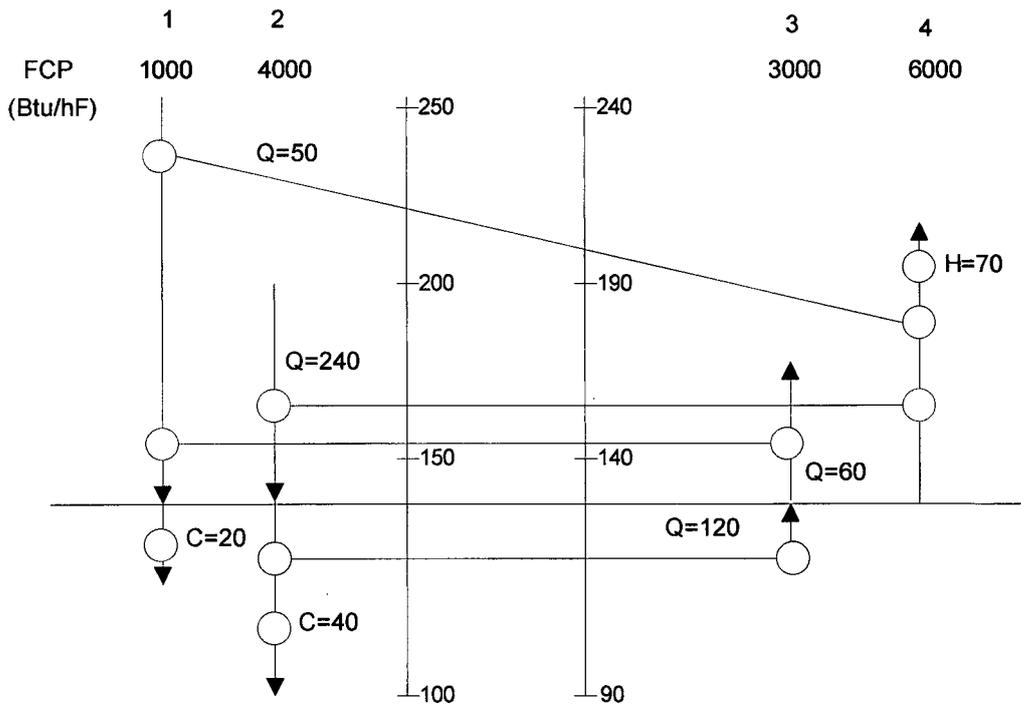


Figura 2.8 – Projeto de mínima energia

A quantidade mínima de energia a ser fornecida para a rede é de 70.000,00 Kcal/h a qual corresponde ao “hot utility” posicionado acima do “pinch” na corrente C4. A quantidade mínima de energia a ser removida é equivalente a 60.000,00 Kcal/h, correspondente a soma das cargas das utilidades frias instalados abaixo do “pinch” nas correntes C1 e C2. Portanto, são necessários 7 trocadores de calor.

2.2.8 Número Mínimo de Trocadores

Assim como em todos os processos, o custo de implantação de uma rede de trocadores é fortemente influenciado pelo número de equipamentos necessários. Portanto, há um forte incentivo para a redução do número de uniões entre as correntes quentes e frias, o que acarreta em um menor número de trocadores.

Seja considerado ainda o esquema de troca térmica da hidrodealquilação do tolueno, conforme diagrama de fluxo mostrado na Figura 2.9.

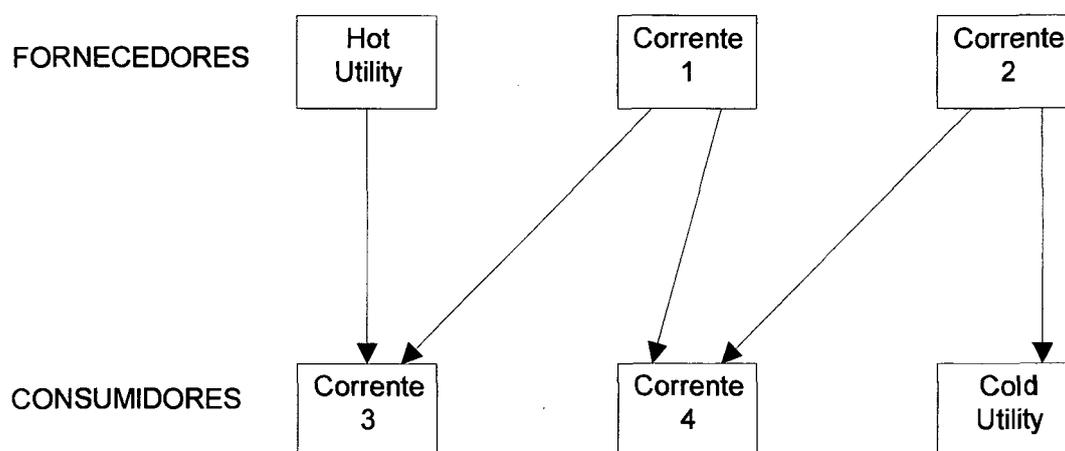


Figura 2.9 - Número mínimo de trocadores

Ignorando-se os valores mínimos das temperaturas, cada conexão entre um fornecedor e um consumidor térmico (“heat exchanger path”) equivale a um trocador em operação necessário ao funcionamento da rede. Portanto, o número mínimo de trocadores necessários para o processo em estudo é 5. Podemos generalizar este resultado expressando o número de trocadores de calor necessários para uma determinada rede como sendo:

$$U_{min} = N - 1 \quad (5)$$

onde:

U_{min} = mínimo número de unidades (incluindo aquecedores e resfriadores)

N = número de correntes + número de utilidades

A equação (5) foi proposta originalmente por Hohmann (1971). Posteriormente, Linnhoff et al. (1979) mostram que esta equação é um caso especial do teorema geral das redes de Euler. Esta sistemática possui o mérito da determinação do número mínimo de trocadores depender apenas do número de correntes e utilidades e não das características do processo.

No entanto, a equação (5) nem sempre expressa o número real de trocadores necessários. Podem ocorrer arranjos que caracterizam a presença dos chamados *Problemas Totalmente Independentes* e “*Loops*” e cuja implicação na equação (5) é apresentada a seguir.

2.2.8.1 Problemas Totalmente Independentes

Uma configuração possível para este caso é apresentada na Figura 2.10.

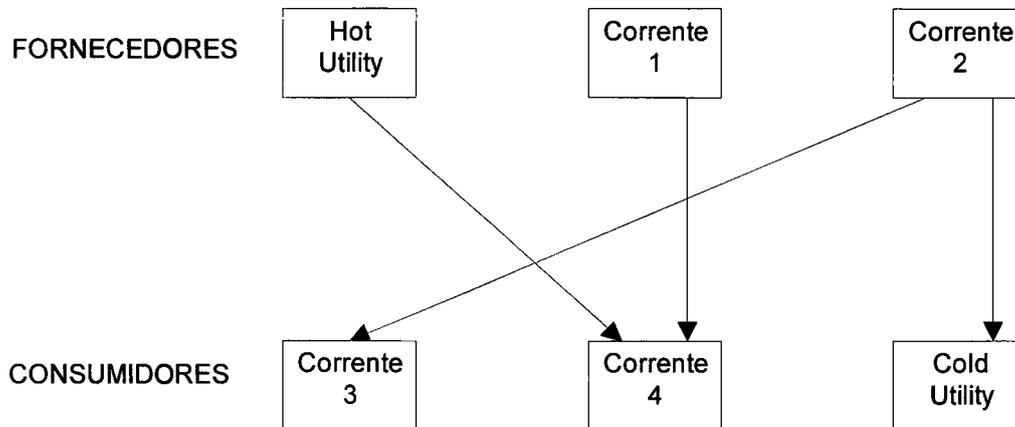


Figura 2.10 - Problemas independentes

Neste arranjo são necessários apenas 4 trocadores. Isto ocorre porque há duas redes distintas: a primeira composta pela corrente 2, corrente 3 e o “cold utility” e a segunda composta pela corrente 1, corrente 4 e “hot utility”. Esta configuração caracteriza a presença dos problemas totalmente independentes, cuja presença não é prevista pela equação de Hohmann (1971).

2.2.8.2 “Loops”

Em redes de trocadores de calor podem ocorrer os chamados “loops”. Um “loop” é um conjunto de conexão que podem ser traçadas através da rede de trocadores partindo de um trocador (ou de um “utility”) e retornando para o mesmo trocador. Desta forma, a existência de um “loop” implica em um trocador de calor extra na rede. Obviamente, a quebra do “loop” remove o trocador extra.

Na Figura 2.11 é mostrada a possibilidade de ocorrência de “loops” na rede do processo de hidrodealkilação.

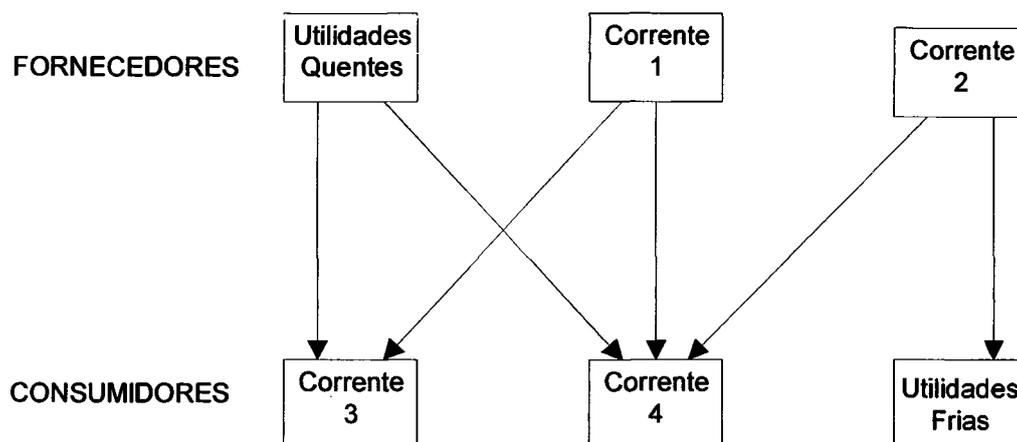


Figura 2.11 – “Loops”

Portanto, a expressão global para o cálculo do número mínimo de trocadores de calor de uma rede, levando em consideração as possíveis combinações, é apresentada como sendo

$$U_{min} = N + L - s \quad (6)$$

onde L e s são respectivamente o número de “loops” e o número de problemas independentes.

2.2.9 Projeto para o Número Mínimo de Trocadores de Calor

Normalmente a rede calculada com base no projeto de energia mínima apresenta “loops” internos, o que acarreta em um número elevado de trocadores de calor (Towsend e Linnhoff, 1983). Diante disto, é possível conceber a rede de outra forma, minimizando o número de trocadores, com aumento da energia necessária para a operação de cada trocador. Somente

uma análise mais criteriosa de viabilidade econômica poderá mostrar a situação mais interessante.

A rede proposta para o caso da hidrodealkilação do tolueno com base no projeto de mínima energia possui um total de 7 trocadores. No entanto, aplicando a equação (5) o número mínimo total de trocadores é igual a 5. Isto sugere a existência de 2 “loops” ou problemas independentes

2.2.10 Quebrando “Loops” com a Menor Carga Térmica

Douglas (1988) sugere três regras heurísticas que permitem a quebra dos “loops” da rede:

- quebrar o “loop” que inclui o trocador com a menor possibilidade de troca térmica;
- sempre remover a menor carga térmica de um “loop”;
- se o “loop” quebrado atravessa o “pinch” normalmente é violada a temperatura de aproximação mínima. É necessário então restaurar o ΔT_{\min} alterando as quantidades térmicas nas conexões entre aquecedores e resfriadores (“paths”), incrementando o consumo de energia do processo.

A análise do caso em estudo mostra, inicialmente, a presença de 2 “loops” (Figura 2.12). Na busca do projeto com o menor número de trocadores, e aplicando as regras heurísticas, conclui-se que a quebra do “loop” irá ocorrer na menor carga térmica da utilidade da rede, neste caso no resfriador com $Q_c=20$ kcal/h.

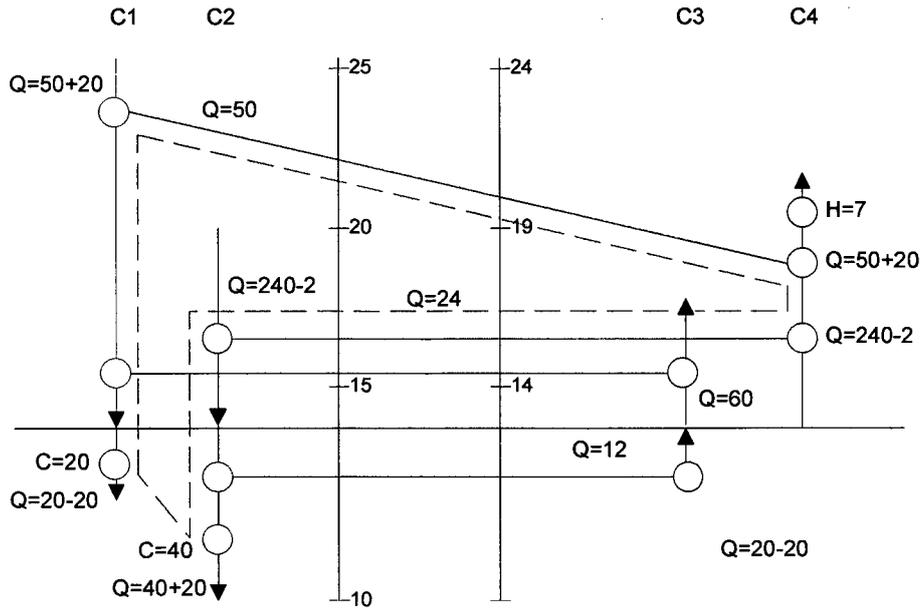


Figura 2.12 - Quebrando o "loop" com a menor carga térmica

Desta forma é adicionado e subtraído $Q=20$ Kcal/h deste resfriador estendendo esta alteração ao restante do "loop". É necessário então reavaliar as novas cargas térmicas e os novos valores das temperaturas intermediárias (Fig. 2.13).

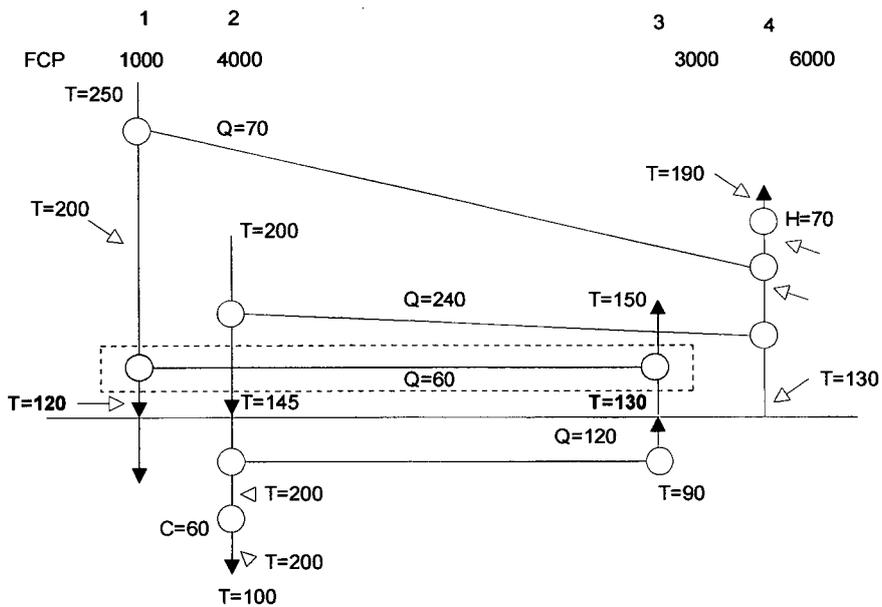


Figura 2.13 - "Cooler" removido

A quebra deste "loop" gerou uma modificação na temperatura de saída da corrente quente ficando 10 °C abaixo da temperatura da corrente fria, violando, assim, o ΔT_{\min} estabelecido para o problema.

Diante disto, deve-se restaurar o gradiente mínimo de temperatura imposto neste ponto da rede, alterando as quantidades térmicas ao longo do "path" (Fig. 2.14).

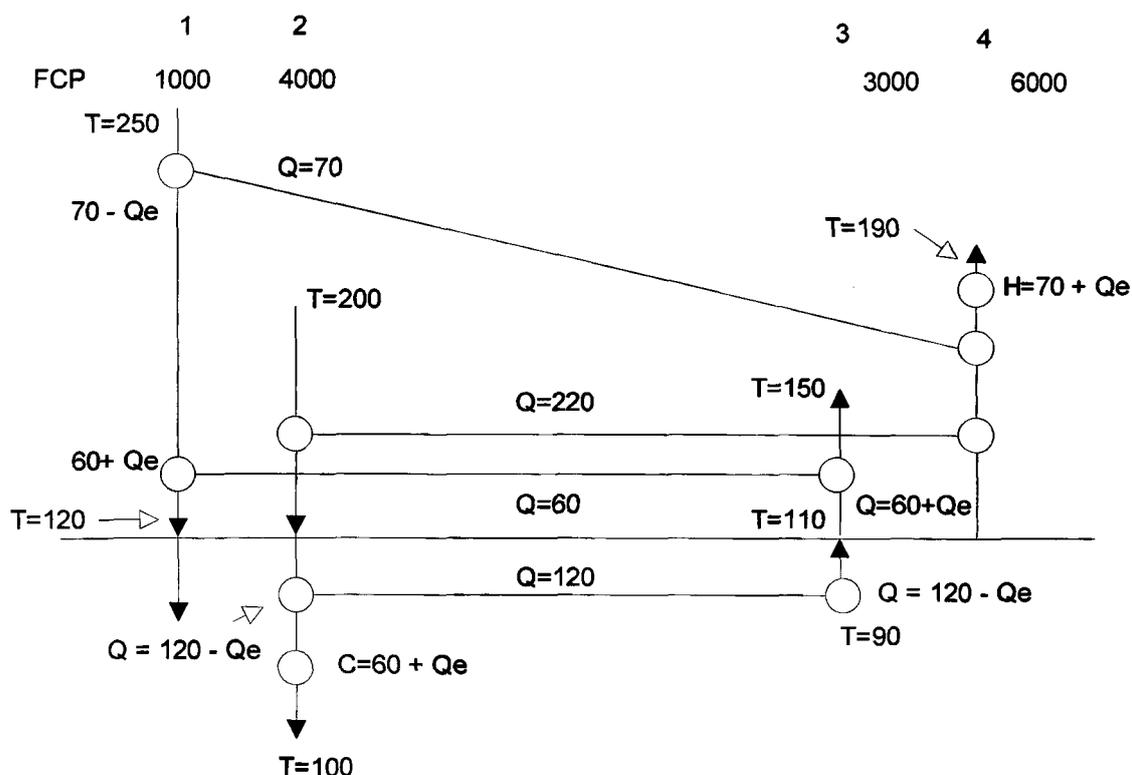


Figura 2.14 - Usando "path" para restaurar ΔT_{\min}

Portanto, a quantidade de calor que deve ser adicionada/removida ao longo do "path" pode ser obtida a partir da expressão:

$$(120 - Q_e) \times 10^3 = 3000(110 - 90)$$

Ou seja

$$Q_e = 60 \times 10^3 \text{ Kcal/h}$$

2.2.11 Quebrando o Segundo "Loop"

O rompimento do "loop" através do resfriador quebra ambos os "loops" da rede. Entretanto, há um segundo "loop" remanescente (Figura 2.15). Neste caso, a menor carga térmica do "loop" é $Q=10$ Kcal/h no resfriador.

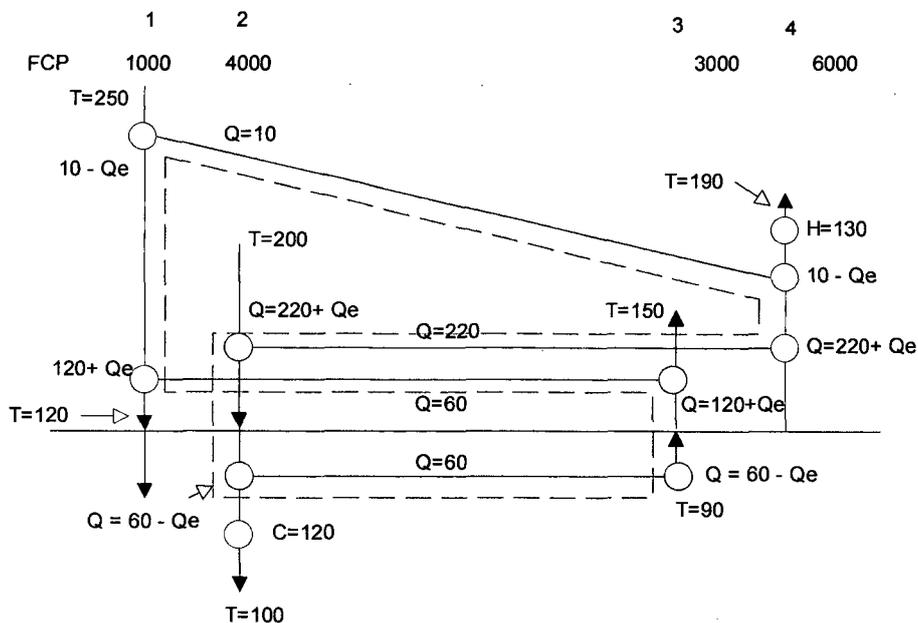


Figura 2.15 - Quebrando o segundo "loop"

O resultado final, após a quebra deste "loop", é apresentado na Figura 2.16

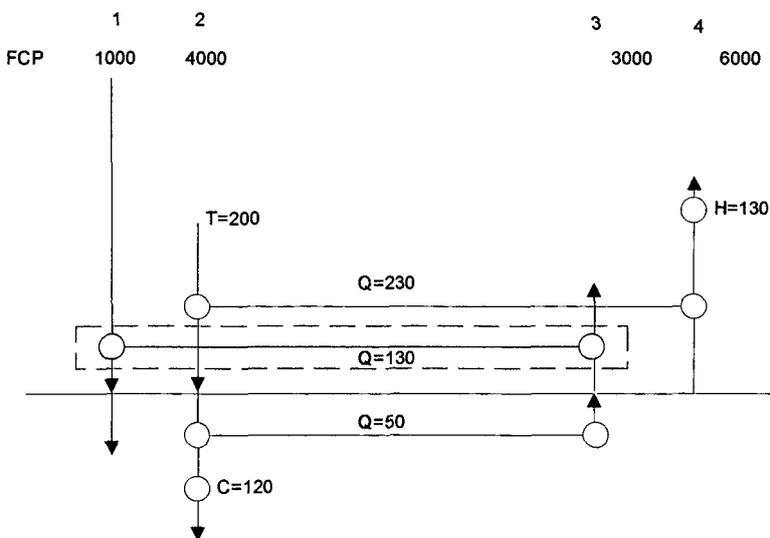


Figura 2.16 – Projeto final - número mínimo de trocadores

Neste caso, não é encontrada nenhuma violação do gradiente mínimo de temperatura, satisfazendo, portanto, todas as regras estabelecidas para projeto com o mínimo número de trocadores.

Com as quebras dos "loops", o número de trocadores é reduzido de 7 para 5 unidades. No entanto, o aquecedor é ampliado de 70×10^3 para 130×10^3 Kcal/h, enquanto que o resfriador é ampliado de 60×10^3 para 120×10^3 Kcal/h.

O projeto ótimo desejado é aquele que estabelece a máxima taxa de retorno do investimento, levando em consideração os custos operacionais e de aquisição/instalação dos trocadores, quando da implantação da rede.

2.3 Fracionamento de Correntes

Existem algumas situações para as quais os procedimentos de projeto descritos anteriormente não proporcionam soluções adequadas sob o ponto de vista térmico. Seja o problema mostrado na Figura 2.17.

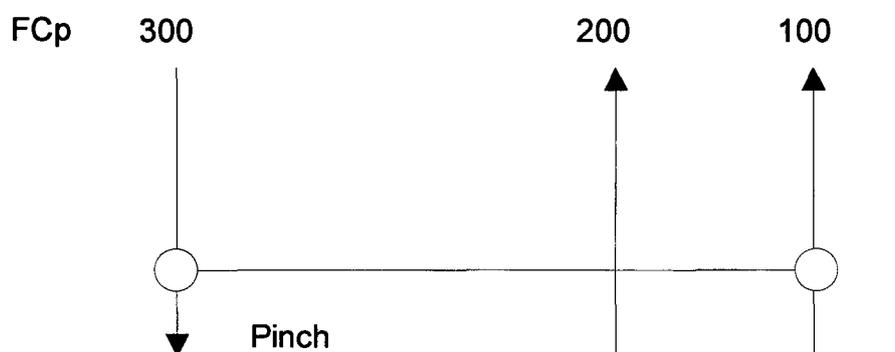


Figura 2.17 - Possibilidades de uniões

Os valores de $F_H C_{p_H}$ para ambas as correntes quentes são menores que os valores de $F_C C_{p_C}$ para as correntes frias. De acordo com a equação (3) isto impossibilita qualquer conexão entre as correntes quentes e frias inviabilizando a rede de troca térmica ótima. Se algum trocador for instalado será violado o critério de temperatura mínima de aproximação estabelecido.

É possível solucionar este problema de uma maneira muito simples fracionando a corrente quente em duas (Fig. 2.18), cada qual com valor de $F C_p$ menor que os das correntes frias correspondentes.

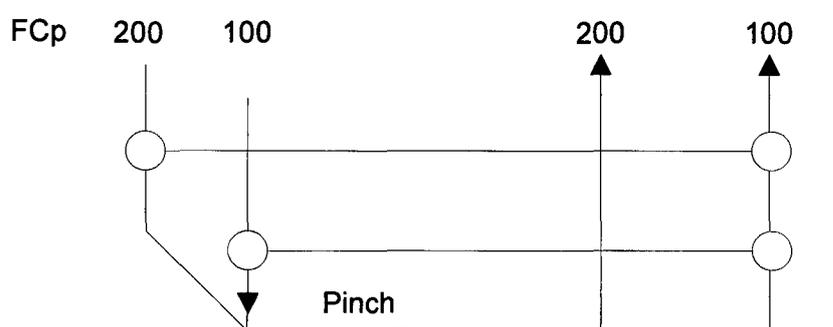


Figura 2.18 - Fracionando uma corrente quente

De uma maneira geral, é possível estabelecer o projeto heurístico de forma a proporcionar o procedimento genérico para a solução da rede ótima baseado no número de correntes quentes e frias acima e abaixo do “pinch” e satisfazendo as equações (5) ou (6) (Linnhoff e Hindmarch, 1983). Este procedimento é ilustrado na Figura 2.19, onde N_H é o número de correntes quentes que iniciam no “pinch” (incluindo as fracionadas) e N_C o número de correntes frias que iniciam no “pinch” (incluindo as fracionadas).

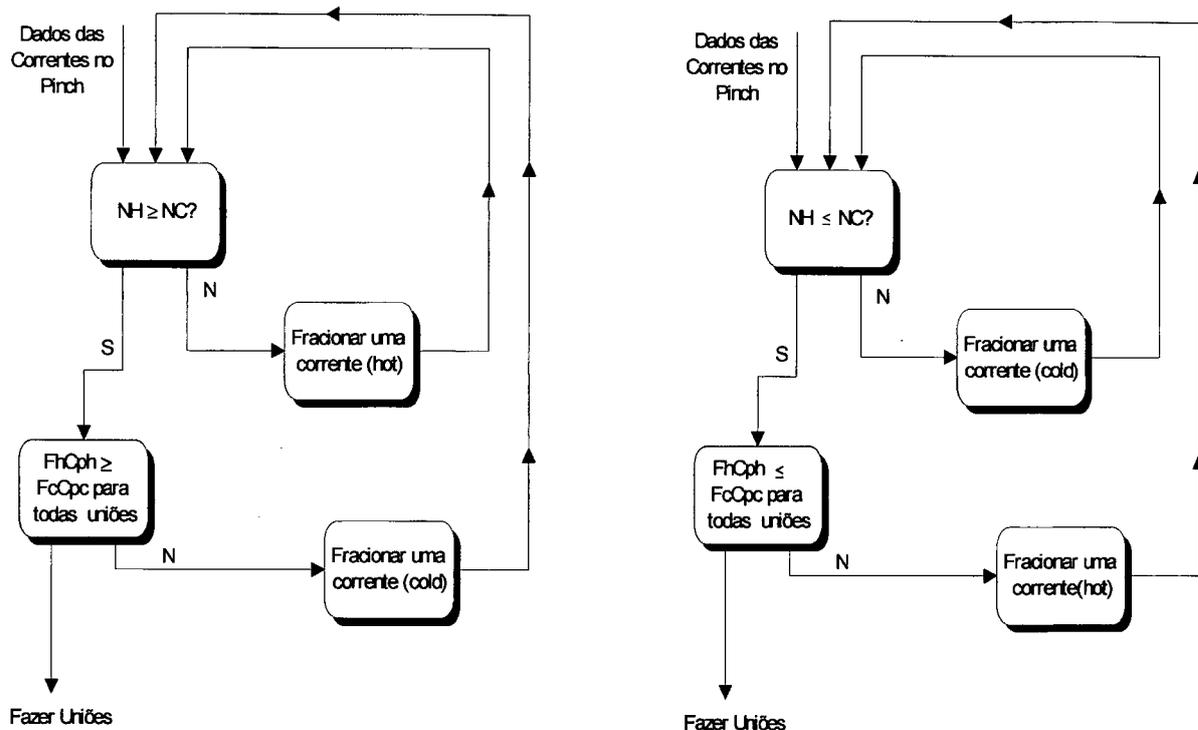


Figura 2.19 - Procedimento geral de projeto acima e abaixo do pinch respectivamente

2.4 Pacotes Computacionais para Síntese de RTC

Existe uma série de pacotes computacionais utilizando diferentes métodos para o projeto de redes de trocadores de calor. É apresentado uma breve discussão dos principais procedimentos computacionais com base nos trabalhos de Gundersen e Naes (1998).

HEXTRAN - desenvolvido por A. Challand e R. O'Reilly em 1980, foi o único procedimento computacional disponível no mercado, por um longo tempo, voltado à área de projeto de redes de recuperação de energia. Baseia-se na abordagem "dual" de temperaturas para obter o mínimo consumo de energia da rede e o dimensionamento de seus trocadores de calor.

ADVENT - foi introduzido comercialmente pela Union Carbide Corporation. em 1985 e é baseado na tecnologia "pinch". O ADVENT opera em ambiente de estações de trabalho com uma forma de apresentação que possibilita uma grande interação usuário/máquina.

INTERHEAT - é um programa basicamente interativo, mas possui algumas características automatizadas para a geração de redes e a otimização de parâmetros. Foi, originariamente, desenvolvido pelo Instituto Norueguês de Tecnologia, em Trondheim, pelo Professor J. Loken. Uma extensão deste programa denominado HEATNET foi desenvolvido em cooperação com o "National Engineering Laboratory" (NEL), no Reino Unido.

TARGET II - desenvolvido com base nos estudos realizados por B. Linnhoff e seu grupo de pesquisa, no UMIST, em Manchester, Inglaterra.

SUPERTARGET - foi desenvolvido também em Manchester, pelo grupo de estudos dirigido por B. Linnhoff. Incorpora a idéia de estabelecer um valor ótimo na etapa anterior ao projeto. Este procedimento segue os princípios estabelecidos por T. Su Ahmad (tese de doutoramento intitulada "Heat exchanger networks: cost trade-off in energy and capital" apresentada na University of Manchester, Institute of Science and Technology, Inglaterra, 1985). Importantes ferramentas incorporadas a esse procedimento são a tabela de C_p (capacidades caloríficas) e um gráfico da disposição dos potenciais térmicos da rede analisada (o chamado "Driving Force Plot ou DFP"). Além disto o SUPERTARGET proporciona o cálculo de redes em "retrofit" e permite a operação em modo "simulação" de forma a otimizar a estrutura da rede de trocadores.

RESHEX - desenvolvido pelo grupo de estudos liderado pelo Professor R. Morari, na University of Wisconsin, EUA, e, posteriormente, no CALTECH (California Institute of Technology, Pasadena, CA, EUA). Endereçado às metas de mínimo consumo de energia de equipamentos térmicos, este procedimento permite que cada corrente do processo contribua para o ΔT_{\min} da rede. Um método automático de geração de redes é baseado numa modificação do modelo de Papoulias & Grossmann (1983).

MAGNETS - é um procedimento computacional desenvolvido por Grossmann et al., na área de sínteses de redes de trocadores de calor, na Carnegie - Mellon University, em que técnicas e modelos de Programação Linear Inteira Mista (MILP) foram implementados em um programa de síntese automático (MAGNETS). Nesse procedimento, o modelo do transporte de Papoulias & Grossmann direciona, rigorosamente, as metas de mínimo consumo de energia e número mínimo de equipamentos térmicos para a rede.

Além deste programa, há um número considerável de ferramentas que têm sido descritas na literatura. Tratam-se de programas dedicados exclusivamente à pesquisa como: EAPEX, baseado no tratamento de Naka e Takamatsu (1982), HENSYM e SYNSET desenvolvidos para o ensino de síntese de processo e o HENS-II específico para a síntese de redes compostas por trocadores tubulares multipasses.

Capítulo 3

O PROCESSO DE REFINO DE ÓLEOS VEGETAIS

O processamento de grãos para obtenção de óleos comestíveis exige uma série de operações (Erickson et al. 1980) . A primeira consiste na extração do óleo bruto. A segunda, composta por inúmeras sub-etapas, transforma o óleo bruto em refinado.

Neste capítulo será apresentada uma breve revisão acerca das etapas de processamento que compõem uma planta de refino de óleos vegetais, haja visto o objetivo da aplicação da tecnologia “pinch” nestas etapas.

3.1 As Etapas de Refino

As etapas de processamento dependem fundamentalmente do tipo de óleo a ser processado. Fatores como o conteúdo de ceras (estearinas) e a quantidade de componentes colorantes, determinam a inclusão de etapas para a obtenção da qualidade desejada do óleo. Uma planta para processamento de multi-óleos (por exemplo: óleos de soja, canola, milho e girassol) normalmente possui as etapas de neutralização, “winterização”, branqueamento, polimento e desodorização. A Figura 3.1 mostra um possível sequenciamento destas operações.

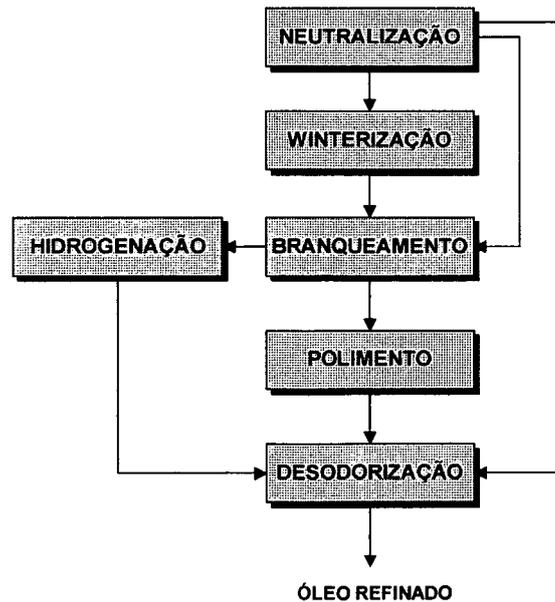


Figura 3.1 - Refino de óleos vegetais – fluxo simplificado

A etapa de hidrogenação é responsável pela fabricação de gorduras vegetais, que dentre outras aplicações compõe as margarinas.

3.2 - Etapa de Neutralização

A neutralização é responsável pela remoção dos ácidos graxos livres, fosfatídeos, gomas e uma miscelânea de compostos insaponificáveis. A eliminação da acidez orgânica ocorre mediante reação de saponificação dos ácidos orgânicos com hidróxido de sódio ou outro álcali. A separação destes agentes pode ser efetuada facilmente, pois os sabões resultantes são insolúveis no óleo neutro nas condições de operação. Esta reação exige o aquecimento do óleo. Nas etapas subsequentes do processo de neutralização o excesso de alcali é retirado mediante lavagem com água e posterior secagem. A separação da água ocorre em centrífugas e o conteúdo residual em secadores a vácuo. Os tempos intermediários de processo exigem o

resfriamento do óleo neutro a fim de minimizar os efeitos da degradação térmica sobre a qualidade do óleo.

Dependendo da natureza do óleo e do seu objetivo de processamento, este segue para os processo de branqueamento e/ou desodorização.

3.3 - Etapa de “Winterização”

“Winterização” é o termo usado para denotar a retirada de ceras de óleos vegetais em plantas de refinação alcalina. Esta etapa tem o objetivo de produzir óleos com estabilidade a turbidez de pelo menos 5 horas a 0 °C (Eickoff, 1987). A rigor, a “winterização” consiste na separação dos glicerídeos de mais alto ponto de fusão que originam turbidez e o aumento na viscosidade nos óleos a baixas temperaturas. Além dos glicerídeos, contribuem os ácidos graxos saturados tais como o ácido esteárico e o palmítico. Normalmente este processo se aplica ao óleo de girassol e de milho. No entanto, Erikson et al. (1980) sugere a aplicação desta tecnologia para aumento do tempo de estabilidade do sabor do óleo de soja.

A técnica de “winterizar” consiste na precipitação das ceras sob a forma de cristais (cristalização fracionada), onde fatores como temperatura, tempo e agitação são de fundamental importância.

O processo inicia-se com a neutralização do óleo, mediante reação de saponificação. Após, o óleo é resfriado até atingir cerca de 6 °C em trocadores de calor, seguindo para os vasos de cristalização equipados com “propellers” , especialmente projetados para manter os cristais em suspensão. O tempo de residência médio é da ordem de 8 horas, e para óleos com grande conteúdo de ceras este tempo pode se estender para 12 horas.

A separação dos cristais é feita em centrifugas "winterizadoras" que processam o óleo a cerca de 15 °C.

O óleo winterizado é então lavado, secado e resfriado como descrito na etapa de neutralização.

3.4 - Etapa de Branqueamento

O branqueamento ou clarificação é um processo complementar com o intuito de retirar pigmentos, odores e várias outras impurezas que prejudicam o sabor e o aspecto dos óleos.

Portanto, a etapa de branqueamento permite a obtenção de um óleo com melhor sabor inicial, melhor sabor adquirido com o tempo e aumento da estabilidade oxidativa. As principais impurezas removidas do óleo durante o processo de branqueamento são:

1. Pigmentos - A maioria dos pigmentos presentes nos óleos vegetais ocorrem naturalmente. Estes incluem os carotenos e xantofilas, que dão ao óleo cores amarela e vermelha, e as clorofilas ou um de seus derivados, a feofitina, que conferem ao óleo uma coloração esverdeada. Outras cores podem aparecer devido ao mal processamento do óleo e das sementes;

2. Fosfolipídeos - A clarificação por adsorção é a última oportunidade de remover fosfolipídeos. Além de interferir no processo de hidrogenação envenenando o catalisador e promovendo fenômenos indesejáveis de isomerização, os fosfolipídeos determinam escurecimento irreversível do óleo na etapa de desodorização;

3. *Sabões* - devem ser totalmente eliminados no processo de clarificação por afetarem o processo de hidrogenação, atuando como agente de envenenamento do catalisador e reduzindo a estabilidade do produto final;

4. *Produtos de Oxidação* - é muito importante remover, durante a clarificação, os produtos de oxidação primária, expressos analiticamente pelo índice de peróxido. São formados principalmente por hidroperóxidos e compostos resultantes da sua decomposição e devem ser evitados pelo controle de tempo, temperatura de clarificação e pela eliminação máxima possível de oxigênio do sistema;

5. *Metais* - a concentração de metais, principalmente ferro e cobre, é drasticamente reduzida por ação do tratamento ácido prévio à refinação. A clarificação por adsorção constitui a última oportunidade para redução dessa concentração.

O processo de branqueamento é obtido mediante adsorção dos compostos supracitados por meio de terras ativadas. O óleo aquecido segue para um tanque de mistura com pressão reduzida, onde a terra clarificante é dosada em uma proporção de 0,3 a 2 % sobre a massa de óleo alimentada. O tempo de residência da mistura óleo-adsorvente é de cerca de 20 minutos. Ao final deste período, o óleo é filtrado e novamente resfriado.

→ 3.5 - Etapa de Polimento

Após o processo de "winterização", os óleos de milho e girassol ainda possuem um teor residual de ceras de aproximadamente 200 ppm. O polimento é, portanto, um processo suplementar de filtração que visa eliminar a quantidade de ceras residuais nos óleos vegetais.

A minimização da quantidade de ceras diminui a turbidez do óleo. Esta diminuição ocasiona uma melhora no seu aspecto visível deixando-o cristalino. Desta forma, é possível envasá-lo em frascos transparentes do tipo PET (poli-etileno tereftalato). O polimento ainda amplia o tempo de “cold-test”¹ negativo de 5 horas (óleo winterizado) para pelo menos 24 horas.

O óleo a ser polido é resfriado lentamente à temperatura de 0 °C, dentro de tanques cristalizadores onde o tempo de residência médio total é da ordem de 18 horas. O óleo é então aquecido a 15 °C, filtrado e armazenado.

3.6 - Etapa de Hidrogenação

A hidrogenação é o processo de tratamento das gorduras e óleos com gás hidrogênio, na presença de um catalisador à base de níquel. Este processo é utilizado para incrementar o conteúdo de sólidos (gordura cristalina) em óleos vegetais e melhorar a resistência à oxidação térmica e atmosférica. Estes benefícios ocorrem devido à redução das insaturações dos ácidos graxos que compõem os óleos e do reposicionamento geométrico (isomerização) das moléculas (Erikson et al, 1980). Os quatro principais parâmetros do processo são a temperatura, a pressão, a agitação e a concentração do catalisador, além das características inerentes ao óleo a hidrogenar.

Normalmente as plantas de hidrogenação dispõem de regeneradores térmicos, nos quais o óleo que provém do reator aquece o óleo a ser hidrogenado, pré-aquecendo-o até temperaturas próximas à de ignição da reação. A concentração catalítica é da ordem de 0,02 a 0,08 % em peso. O óleo hidrogenado segue para uma etapa suplementar para remoção do catalisador.

¹ Entenda-se tempo de permanência do óleo com aparência cristalina quando mantido à temperatura de zero °C

3.7 Etapa de Desodorização

A desodorização é um processo de destilação fracionada em corrente de vapor a baixa pressão e tem por objetivo remover os compostos que proporcionam um odor desagradável ao óleo, causados principalmente por terpenóides, ácidos graxos livres e peróxidos (Oliveira, 1986). A operação em alto vácuo (aproximadamente 3 mmHg) permite a separação dos componentes indesejáveis a temperaturas da ordem de 250 °C. O vapor é recomendado devido ao seu baixo preço, seu grande volume específico, e a comparável facilidade com que pode ser condensado e eliminado do sistema.

Há inúmeras tecnologias e equipamentos de desodorização. No processo semi-contínuo o óleo a ser desodorizado segue para um tanque pulmão para ser pré-aquecido em um trocador de calor. Este está recebendo o óleo quente proveniente do desodorizador, caracterizando a presença de uma regeneração térmica. O óleo pré-aquecido segue para um desaerador-trocador de calor. Na parte superior ocorre a desaeração do óleo removendo eventuais traços de ar que poderiam oxidá-lo e, na parte inferior, um segundo aquecimento complementar à desaeração.

Finalmente, do desaerador-trocador, o óleo segue, por gravidade, para o compartimento central de depósito do desodorizador. Este compartimento distribui o óleo para sub-câmaras, onde efetivamente ocorre a desodorização. O óleo é filtrado e deve ser resfriado a 30 °C para então ser envasado.

Capítulo 4

INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA EM PLANTAS DE REFINO DE ÓLEOS VEGETAIS

4.1 Introdução

A tecnologia “pinch” como sistemática para síntese e otimização de redes de trocadores de calor tem sido largamente utilizada na indústria, especialmente no projeto de plantas em operação. Seus maiores benefícios têm sido encontrados nos sistemas de recuperação de energia (Briones e Kokossis, 1996). Citam-se os casos de aplicação na ICI (Linnhoff, 1984), Union Carbide (Towsend e Linnhoff, 1983) e na Mitsubischi Kasei Corporation (Natori, 1998).

Frente a isto deseja-se neste trabalho, aplicar a metodologia “pinch” em um processo de refino de óleos vegetais em operação (“retrofit”) na unidade de refino da Cevai Alimentos S.A.. A planta é composta pelas unidade de neutralização, “winterização”, branqueamento, polimento, hidrogenação / pós-tratamento e desodorização, caracterizando-se pelo processamento multi-óleos. Cada unidade é analisada à luz dos conceitos de otimização discutidos anteriormente.

4.2 Metodologia

O procedimento de síntese da RTC exige a correta especificação das redes de trocadores existentes no processo. É este entendimento que

estabelece as bases para o cálculo dos “design targets” (mínimas quantidades de utilidades) e a conseqüente proposta de topologia da rede. O estabelecimento do ΔT mínimo ótimo com base na relação custo/benefício proporciona a otimização global e justifica a aplicação “retrofit”.

4.2.1 – Dados do Processo

A extração correta dos dados das correntes é de vital importância para a obtenção dos melhores resultados (Linnhoff, 1983), (Kemp, 1991). Para as etapas do caso estudado foi executado um trabalho minucioso de levantamento das temperaturas e fluxos de todas as correntes dos trocadores de calor. Um instrumento de detecção de temperatura de superfície de sólidos por raios infravermelhos (marca Raytech modelo 201) foi utilizado para os pontos onde não há instrumentação instalada de forma a rastrear todas as temperaturas da rede. Os fluxos mássicos são conhecidos com base nos medidores de vazão instalados.

O cálculo dos fluxos térmicos, aqui denotados por FCp's, permitem a determinação dos “design targets”. Estes levam em consideração as variações de densidade (d) e a capacidade calorífica (C_p) do óleo vegetal, de acordo com as equações (7) e (8) respectivamente.

$$C_p(T) = 0,4448732654 \cdot e^{(1,345368369 \cdot 10^{-3} \cdot T)} \quad (7)$$

$$d(T) = 0,93414578947 + (-6,7926315789E - 4 \cdot T) \quad (8)$$

onde T é a temperatura expressa em graus Celsius.

Além dos dados obtidos do processo, estabeleceu-se as seguintes hipóteses:

- 1) fluxo mássico constante ao longo de cada etapa;
- 2) capacidade calorífica e densidade de cada corrente calculadas de acordo com a temperatura média de cada corrente.

4.2.2 - Determinação do ΔT_{\min} Ótimo e Cálculo do Retorno do Investimento

Os “design targets” e as áreas de troca térmica são funções diretas da temperatura de mínima aproximação (ΔT_{\min}) praticada na rede de trocadores de calor (Tjoe, 1988). Portanto, é preciso efetuar uma análise detalhada da influência do ΔT_{\min} nos custos das utilidades e da implantação dos trocadores.

Esta avaliação tem por objetivo determinar o retorno ótimo do investimento de forma a justificar a alteração proposta.

A sistemática adotada para a solução do problema exposto pressupõe a interligação do algoritmo de cálculo dos “design targets”, temperatura “pinch” e disposição dos trocadores no “grid” com um segundo algoritmo de avaliação de custos. Conhecidas as especificações das correntes para um determinado ΔT_{\min} , procede-se a construção da rede de trocadores de calor e a determinação das necessidades mínimas de utilidades e áreas de troca térmica. Estes valores são avaliados em uma segunda etapa de forma a se obter o retorno do investimento, conforme ilustrado na Figura 4.1.

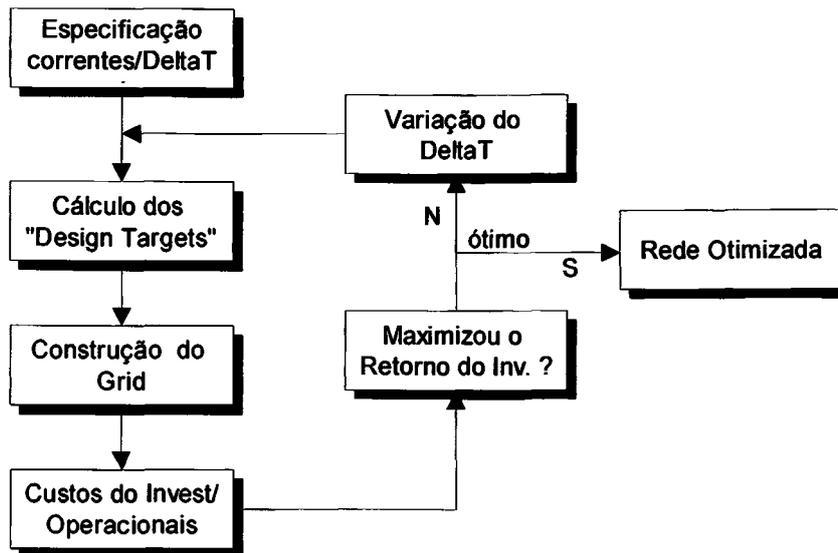


Figura 4.1 - Algoritmo para cálculo do retorno ótimo do investimento

O primeiro algoritmo informa a partir de um determinado valor de $\Delta T_{\text{mín}}$, o posicionamento e dimensionamento dos trocadores de calor. O segundo, com base nas áreas de troca de calor estabelece, mediante aplicação da função custo e avaliação dos custos das utilidades empregadas, o retorno do investimento.

Inúmeras funções custo como função da área de troca térmica têm sido citadas na literatura (Peters e Timmerhaus, 1991). Entretanto, estas equações estão restritas a trocadores do tipo casco-tubo e não do tipo placas, trocadores este que são utilizados com mais freqüência em plantas de refino de óleos vegetais. A equação (9) apresenta uma alternativa para determinar o custo de trocadores de calor a placas. Foi obtida junto aos fabricantes (PHe comercial) sendo aplicada especificamente em regeneradores do tipo óleo vegetal / óleo vegetal.

$$Custo = 4156,4651 \cdot \exp(1,772928188 \cdot 10^{-2} \cdot A) \quad (9)$$

O custo é expresso em dólares e a área A (m²) pode ser calculada de acordo com a equação (10), abaixo

$$A = \frac{Q}{U \cdot \left(\frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1 / \Delta T_2)} \right)} \quad (10)$$

onde, as diferenças de temperatura ΔT_1 e ΔT_2 denotam os gradientes de temperatura para os fluídos quente e frio respectivamente, e são calculadas tomando como base o arranjo do tipo contracorrente no trocador de calor. O coeficiente global de troca térmica (U) recomendado pelos fabricantes para este tipo de aplicação varia de 275 a 500 kcal/h m².

4.2.3 - Análise das Etapas do Processo de Refino de Óleos Vegetais

No projeto proposto são avaliadas as disposições dos trocadores instalados frente as novas topologias, determinadas com base nas curvas compostas do processo e nas regiões acima e abaixo do “pinch”. Com o intuito de simplificar o entendimento da topologia das redes, os trocadores do tipo “hot utility” (entenda-se operação com vapor) estão representados na cor vermelha, os trocadores do tipo “cold utility” (entenda-se operação com água de resfriamento) estão representados na cor verde, os trocadores regeneradores na cor preta e, finalmente, os trocadores que operam com água gelada estão representadas na cor azul.

4.3 Integração Energética das Etapas do Processo de Refino

4.3.1 Neutralização

A topologia da rede da neutralização em operação na unidade de produção é mostrada na Figura 4.2

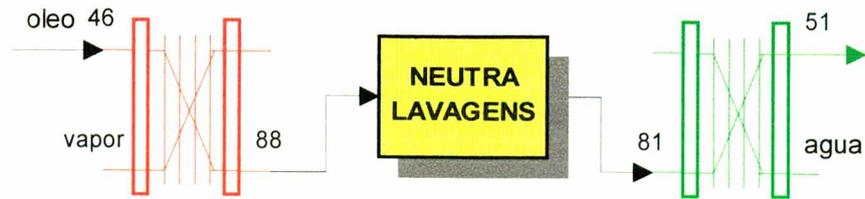


Figura 4.2 - Rede de trocadores em operação da neutralização

A rede em operação é composta por dois trocadores de calor. No primeiro, o óleo bruto é aquecido a 88 °C para o processamento e o segundo resfria o óleo neutro e lavado a 51 °C para estocagem. Dentro desta topologia são extraídas duas correntes que são apresentadas na Tabela 4.1.

Tabela 4.1 - Dados das correntes da neutralização

Corrente	T _{inicial} (°C)	T _{alvo} (°C)	FCp (Kcal/h°C)
1	46	88.7	6.482,17
2	81	51	6.484,33

Frente a estes dados procede-se a simulação do projeto da rede de acordo com o algoritmo mostrado na Figura 4.1. Observa-se que a faixa adequada de $\Delta T_{\text{mín}}$ deve iniciar-se em 9 °C. Isto deve-se ao fato de que abaixo desta temperatura não é necessário operar um trocador com água de resfriamento (Figura 4.3), pois é possível efetuar todo o resfriamento no trocador regenerador.

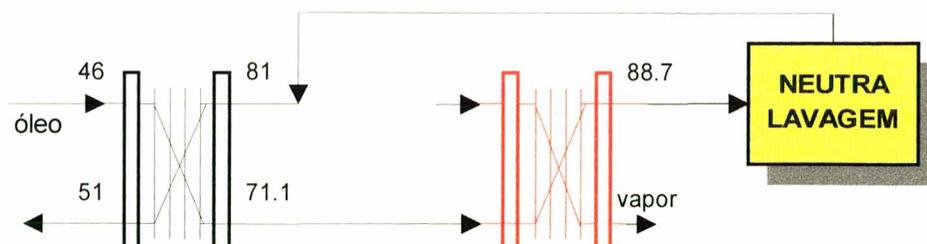


Figura 4.3 - Rede de trocadores de calor operando com $\Delta T_{\text{mín}}$ a 9 °C

Entretanto, nesta concepção o trocador regenerador necessita de grande área de troca térmica levando a operacionalidade fora da região de ótimo de custo. Convém salientar que esta observação é válida para a análise do processo já existente, o qual dispõe do trocador operando com água de resfriamento.

Os diversos estudos envolvendo o $\Delta T_{\text{mín}}$ ótimo e o retorno do investimento para o processo em questão são mostrados na Tabela 4.2. É apresentado o valor do investimento com base nas áreas de troca térmica de acordo com a função custo apresentada na equação (9). Os benefícios levam em consideração a economia de vapor e água de resfriamento, obtidos através dos balanços de energia aplicados às redes propostas.

Tabela 4.2 - Simulação para a rede da neutralização

Investimento (US\$)	Benefício (US\$)	Taxa de Retorno (%)	Tempo Retorno (meses)	$\Delta T_{\text{mín}}$ (°C)
16698,7	25654,7	103,3	11,6	9
14305,1	24799,6	116,1	10,3	10
12621,7	23944,3	126,8	9,4	11
11383,4	23089,2	135,5	8,8	12
10439,7	22234,2	141,9	8,4	13
9699,7	21378,9	146,6	8,1	14
9105,7	20523,8	150,0	8,0	15
8619,5	19668,6	151,8	7,9	16
8214,9	18813,9	152,3	7,8	17
7873,5	17958,3	151,7	7,9	18
7581,9	17103,1	150,1	8,0	19
7330,0	16288,0	147,5	8,1	20
7110,6	15392,8	144,2	8,3	21
6917,7	14537,7	140,0	8,6	22
6747,0	13682,5	135,3	8,9	23
6594,9	12827,3	129,2	9,2	24
6458,5	11972,2	123,8	9,7	25
6335,6	11117,0	117,5	10,2	26
6224,3	10261,9	110,6	10,9	27
6123,1	9406,7	103,5	11,6	28
6030,6	8551,6	95,6	12,5	29
5945,8	7696,4	87,6	13,7	30

Os melhores resultados encontrados apontam para o máximo retorno do investimento ocorrendo em um $\Delta T_{\text{mín}}$ de 17 °C. Ou seja, os benefícios resultantes da operação da rede neste $\Delta T_{\text{mín}}$ proporcionam, frente aos investimentos necessários, um tempo de retorno da ordem de 7,8 meses com um benefício anual da ordem de US\$ 18.813,90 dólares.

Os resultados da simulação mostram ainda que há, na verdade, uma região de operação com tempos de retorno do investimento na qual as alterações propostas são viáveis. Estes dados estão mostrados na Figura 4.4.

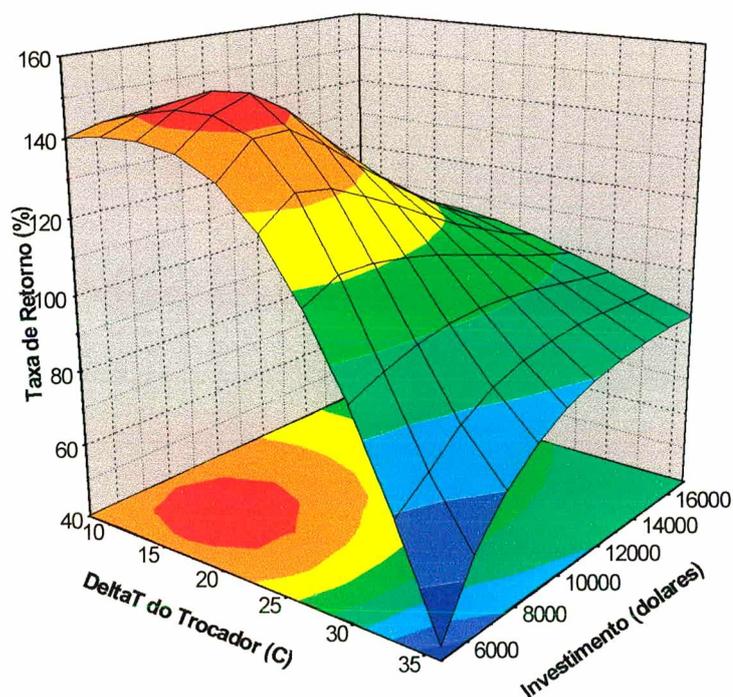


Figura 4.4 - Superfície de resposta para a rede da neutralização

4.3.1.1 Projeto de Mínima Energia

No projeto de mínima energia estabelece-se os “design targets” e a nova estrutura da rede no ponto de máximo retorno do investimento ($\Delta T_{\text{mín}} = 17 \text{ }^\circ\text{C}$).

Os “design targets” calculados com base no algoritmo do “problem table”, (Anexo I) mostrados na curvas de composição, podem ser analisados na Figura 4.5.

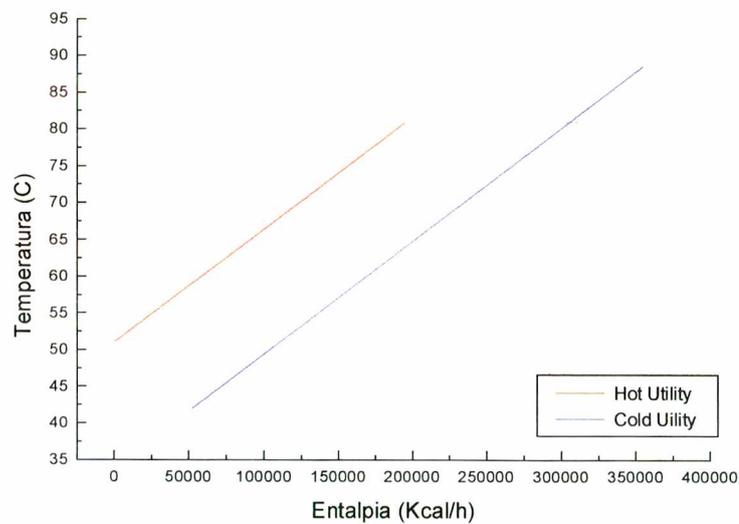


Figura 4.5 - Curva de composição para a neutralização

A mínima quantidade de energia a ser fornecida é de 160.109,6 kcal/h e o valor da mínima quantidade de energia a ser removida é de 51.922,2 kcal/h quando ocorrer a integração entre as correntes quentes e frias.

O ponto de estrangulamento entálpico (“pinch”) ocorre na temperatura de 72,5 °C conforme sugere a grande curva composta, mostrada na Figura 4.6.

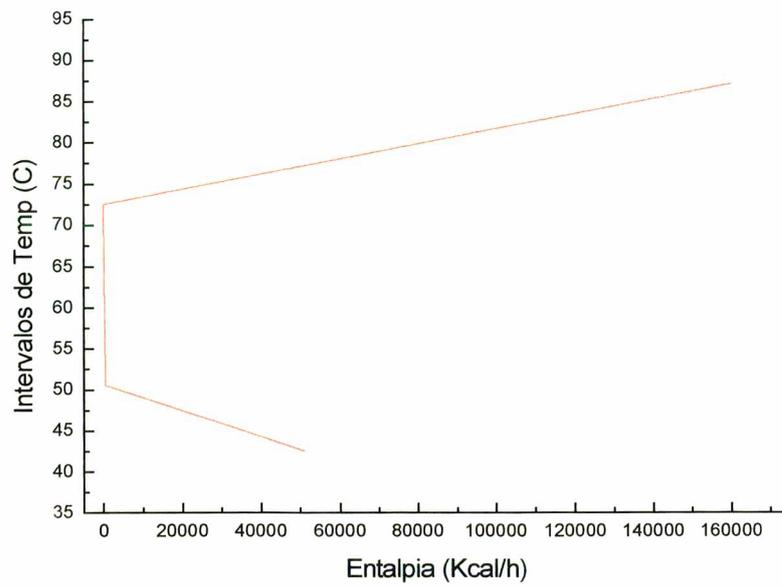


Figura 4.6 - "Grand Composite" para a neutralização

A análise destes diagramas permite concluir que há possibilidades de integração abaixo do "pinch" entre as duas correntes de composição. Esta análise é apresentada na Figura 4.7, conforme sistemática proposta por Linnhoff e Flower (1978).

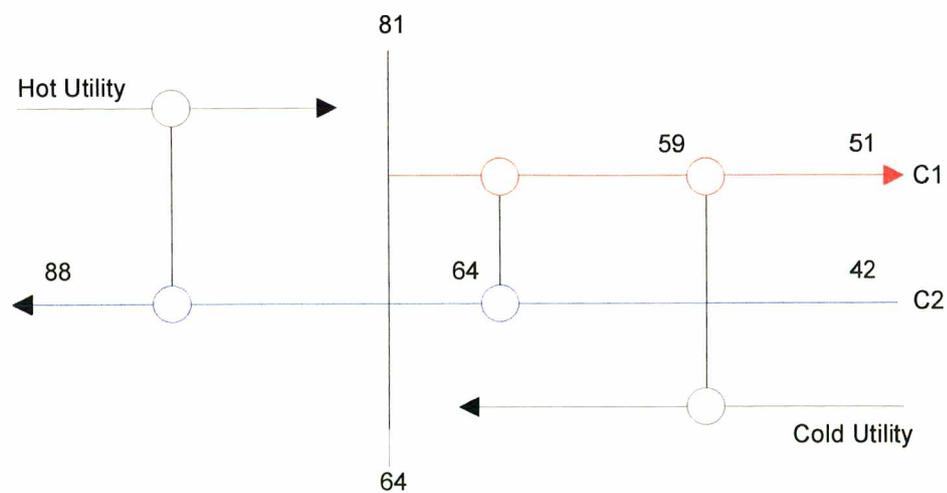


Figura 4.7 - "Grid" da Neutralização

As correntes quentes em vermelho e as frias em azul estão separadas acima e abaixo do ponto “pinch” para um ΔT_{\min} de 17 °C. Os trocadores regeneradores e de utilidades são responsáveis pelas interligações entre as correntes quentes e frias conectadas adequadamente.

Efetuada-se o procedimento de análise do projeto de mínima energia para este caso, procede-se a inserção de um trocador de calor regenerador entre a corrente 1 (C1) e a corrente 2 (C2) abaixo do “pinch”. Portanto, o óleo bruto é aquecido de 42 °C a 64 °C, mediante resfriamento do óleo neutro de 81 °C a 59 °C, conforme mostrado na Figura 4.8.

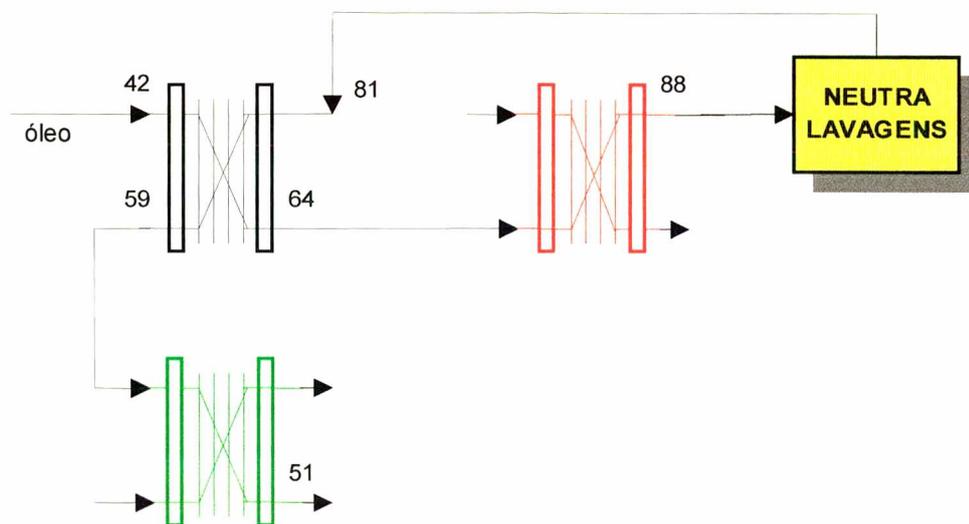


Figura 4.8 - Proposta de alteração da neutralização para ΔT_{\min} de 17°C.

Quando comparado à rede instalada, este projeto proporciona uma economia de 47,01 % de utilidades quentes e de 73,30 % de utilidades frias.

A sistemática de trabalho apresentada é aplicada às demais etapas do processamento de óleos vegetais.

4.3.2 Winterização

A rede de trocadores de calor da “winterização” é constituída por 7 trocadores, sendo que um trocador opera como regenerador (Figura 4.9). Esta rede tem a particularidade da operação de um trocador com água gelada. Os consumos atuais de utilidades quentes e frias são respectivamente 238.473,00 kcal/h e 223.797,00 kcal/h.

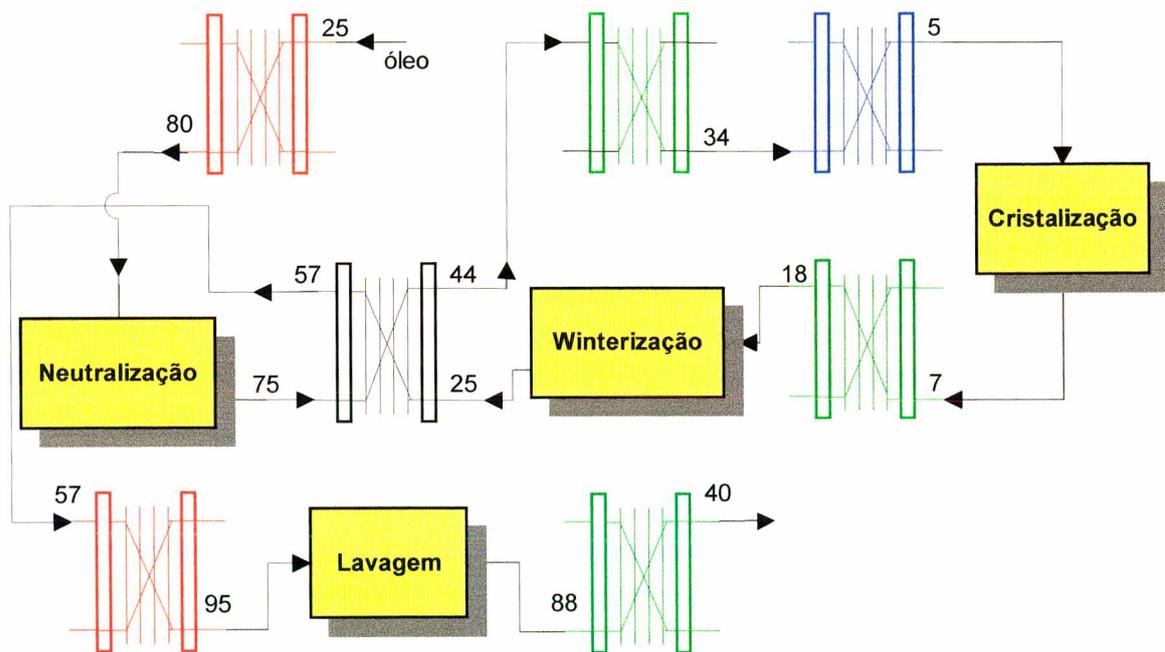


Figura 4.9 - Rede de trocadores de calor da “winterização”

A caracterização das correntes deste processo é mostrada na Tabela 4.3.

Tabela 4.3 - Dados das correntes da neutralização

Corrente	T _{inicial} (°C)	T _{alvo} (°C)	FCp (Kcal/h°C)
1	25	80	2.573,30
2	75	5	2.554,19
3	7	18	2.511,89
4	25	95	2.584,99
5	88	40	2.590,57

Na busca do projeto ótimo da rede devem ser mantidas as temperaturas necessárias em cada etapa do processo, eliminando-se os vínculos com o regenerador existente, de forma a proporcionar um maior grau de liberdade para a confecção da rede ótima. Observa-se que o investimento ótimo é alcançado quando o $\Delta T_{\text{mín}}$ praticado na rede é de 16 °C. A caracterização deste ponto de operação quando da avaliação do retorno do investimento é o ponto de mínimo da função custo, apresentada na Figura 4.10.

Temperaturas de projeto acima ou abaixo do ponto ótimo provocam o incremento no tempo de retorno do investimento.

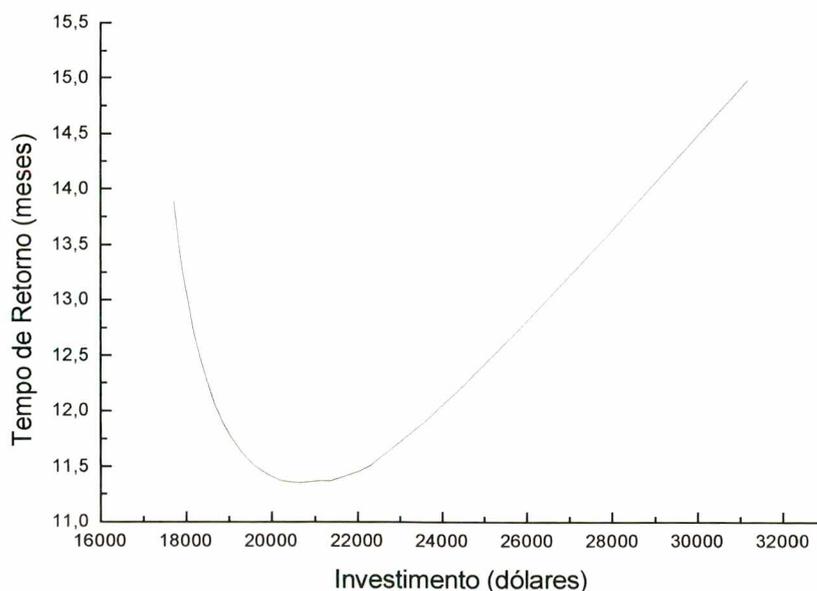


Figura 4.10 – Tempo de retorno versus investimento para a “winterização”

No ponto ótimo, os investimentos necessários são da ordem de US\$ 20.643,00 dólares e o retorno do investimento é de 11,35 meses.

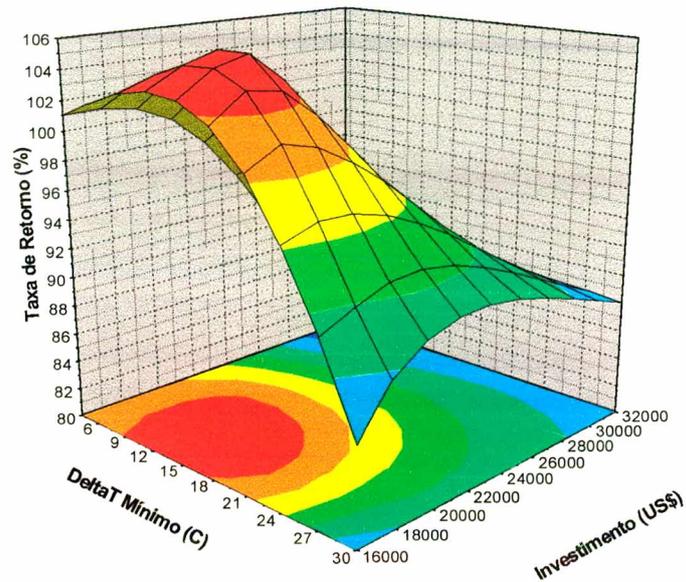


Figura 4.11 - Superfície de resposta para a rede da “winterização”

Novamente, a operação da rede é caracterizada por uma região de mínima força motriz onde há viabilidade operacional.

A superfície de resposta mostrada na Figura 4.11 caracteriza a faixa de operação entre 11 °C e 21 °C, na qual os tempos de retorno do investimento são inferiores a 12 meses, mostrando desta forma, uma possível região de viabilidade econômica desta modificação.

As curvas compostas do processo apresentadas na Figura 4.12 mostram que a mínima quantidade de energia a ser adicionada é de 113881,6 kcal/h e a mínima quantidade de energia a ser retirada é de 66910,6 kcal/h. O ponto de estrangulamento “pinch” ocorre na temperatura de 33 °C.

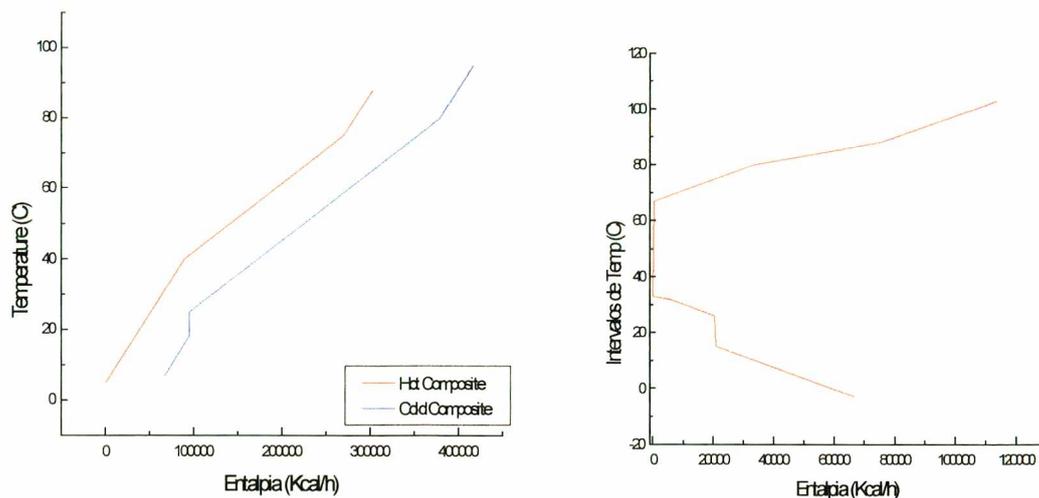


Figura 4.12 - Curvas de composição para a winterização

Há possibilidades de diferentes combinações, de forma a se obter a rede que respeite os “design targets”. Uma configuração possível é mostrada na Figura 4.13.

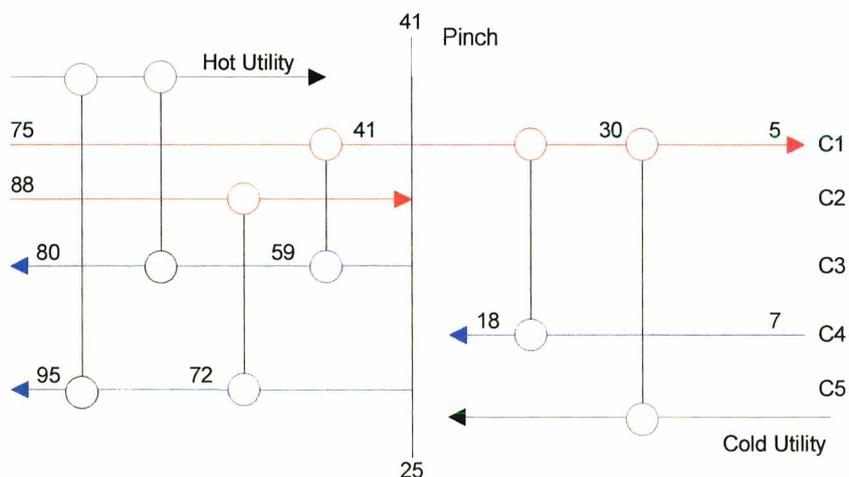


Figura 4.13 - “Grid” da “winterização”

A inserção de 2 novos regeneradores (Figura 4.14) proporciona, portanto, uma configuração ótima, minimizando em 52,24 % os gastos com vapor, e 70,10 % os gastos com água de resfriamento.

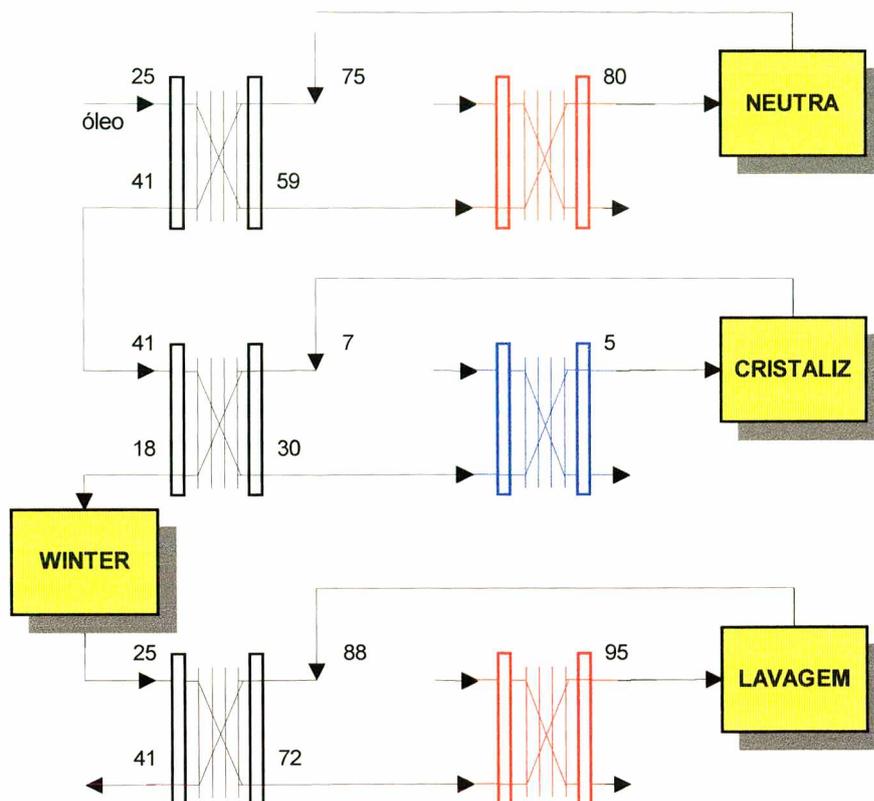


Figura 4.14 Proposta de alteração da winterização para ΔT_{\min} de 16 °C

De fato, a rede proposta opera com 3 trocadores regeneradores. Aparentemente, não há problemas de início de operação haja visto que os trocadores instalados, que operam com vapor/água já estão dimensionados para suplantar a defasagem térmica do início da operação.

Da mesma forma o número total de trocadores é reduzido de 7 na configuração atual (Figura 4.9) para 6 trocadores, minimizando os investimentos iniciais.

4.3.3 Branqueamento

A etapa de branqueamento possui um trocador regenerador integrado ao processo. No entanto, verifica-se que as temperaturas praticadas no regenerador estão superdimensionadas estabelecendo um $\Delta T_{\text{mínimo}}$ de 30 °C, conforme mostrado na Figura 4.15.

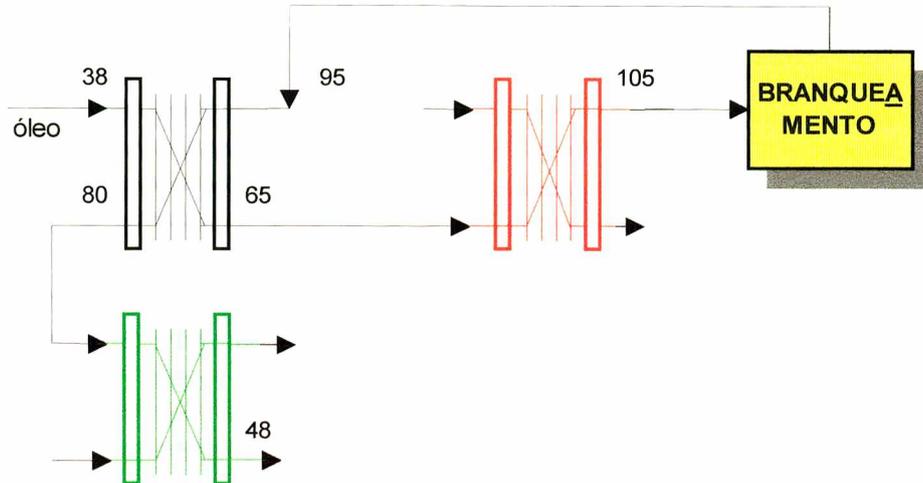


Figura 4.15 - Rede atual da etapa de branqueamento

Os dados extraídos do processo são mostrados na Tabela 4.4.

Tabela 4.4 - Dados das correntes da branqueamento

Corrente	T _{inicial} (°C)	T _{alvo} (°C)	FCp (Kcal/h°C)
1	38	108	5398,29
2	105	48	5387,41

O procedimento de simulação de novas possibilidades mostra que o $\Delta T_{\text{mín}}$ ótimo ocorre em 23 °C. Neste caso, o tempo de retorno do investimento é da ordem de 6 meses de acordo com o ponto de mínimo apresentado na Figura 4.16.

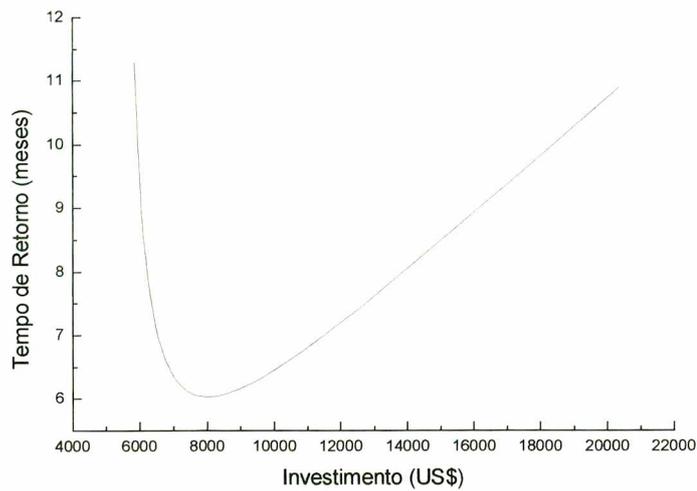


Figura 4.16 - Tempo de retorno versus investimento para o branqueamento

Na Figura 4.17 faz-se uma representação quantitativa envolvendo o $\Delta T_{mín}$, investimentos de capital e taxa de retorno do investimento. Observa-se um ponto de máximo cuja taxa de retorno do investimento encontra-se em torno dos 190 % perfazendo um investimento de US\$ 8.000,00 dólares ($\Delta T_{mín}$ 23 C).

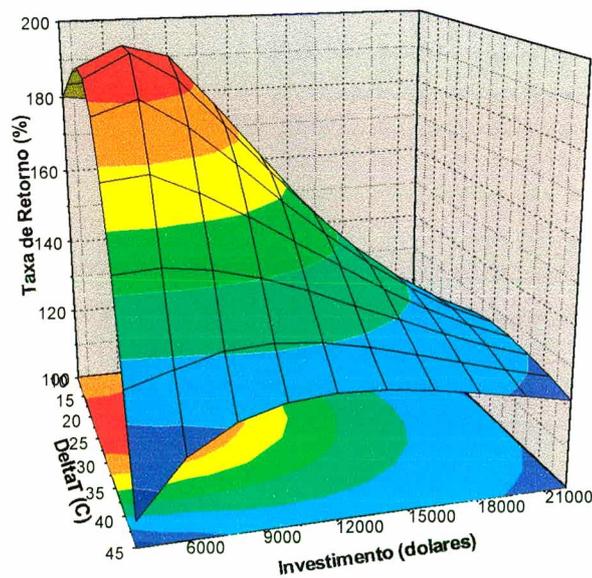


Figura 4.17 - Superfície de resposta para o branqueamento.

Os dados de projeto encontrados para Q_H e Q_C são 194708,3 kcal/h e 70036,3 kcal/h, respectivamente, para adição e retirada de energia. Na Figura 4.18 (a) são apresentados os perfis de mudança de entalpia contra temperatura para o problema. Em 4.18 (b) temos a identificação do ponto “pinch” localizado na temperatura de 50 °C.

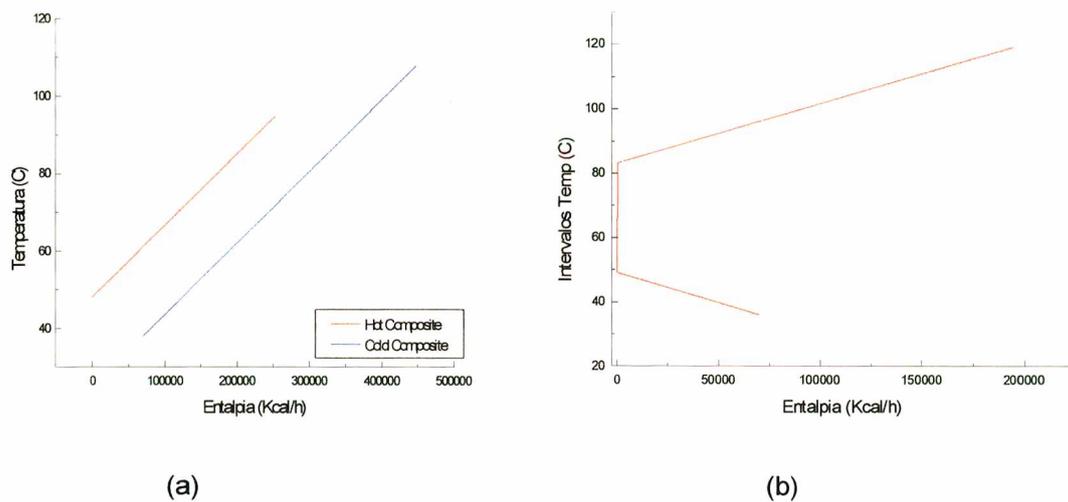


Figura 4.18 – Curvas de composição para a etapa de branqueamento

Diante desta perspectiva, deseja-se fazer a integração de energia que permita o melhor aproveitamento do potencial térmico do processo. Na Figura 4.19 as correntes estão dispostas de forma a estabelecer uma proposta de interligação em duas regiões acima e abaixo do “pinch”, devidamente integradas.

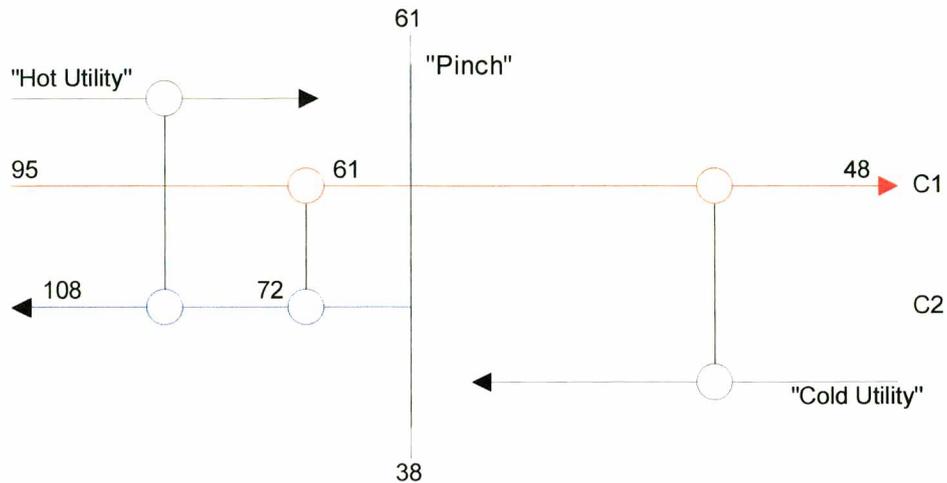


Figura 4.19 – “Grid” para o branqueamento

De acordo com a Figura 4.19 é proposto o projeto para um $\Delta T_{\text{mín}}$ de 23 °C identificado como a melhor diferença de temperatura a qual maximiza a eficiência do regenerador instalado. A rede correspondente é mostrada na Figura 4.20.

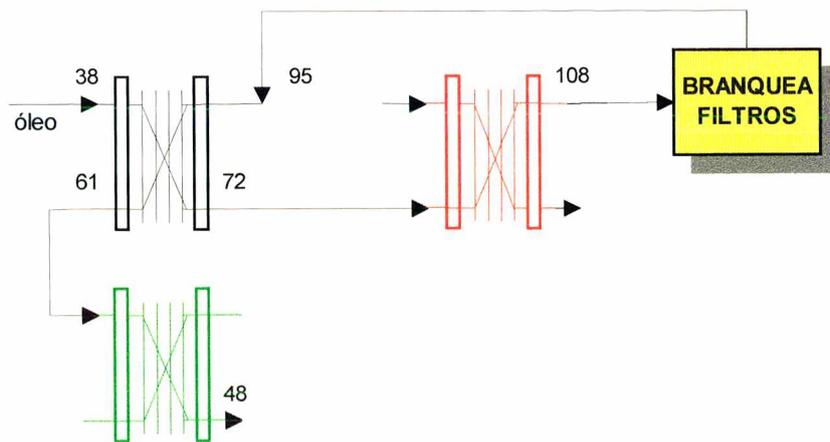


Figura 4.20- Proposta de alteração para o branqueamento com $\Delta T_{\text{mín}}$ de 23 °C

Portanto, a modificação proposta consiste em melhorar o gradiente das correntes que alimentam o regenerador, proporcionando uma economia de energia de 48,47 % para as utilidades quentes e 72,34 % para as utilidades frias.

4.3.4. Desodorização

Atualmente três plantas de desodorização de óleos vegetais estão instaladas na unidade da Ceval Alimentos, sendo que uma delas atende especificamente a desodorização de gorduras vegetais. No entanto, o esquema de temperaturas envolvido é muito semelhante entre as unidades, o que permite, a partir da análise de uma desodorização, estender as conclusões e sugestões às demais plantas instaladas. A análise em questão refere-se especificamente à desodorização 2, cuja escolha deve-se à maior simplicidade e disponibilidade de informações.

A etapa de desodorização apresenta alguns aspectos peculiares. O óleo a ser desodorizado é aquecido mediante resfriamento do óleo desodorizado. Esta operação ocorre em um grande vaso de troca térmica, constituído de duas seções distintas. A primeira seção denominada seção quente, proporciona a troca de calor com o óleo desodorizado. Na segunda seção, denominada seção fria, o óleo proveniente da primeira seção é resfriado por intermédio de uma serpentina com água de resfriamento. Finalmente, o óleo é resfriado em um trocador a placas até 31 °C, sendo, então, conduzido ao armazenamento e posterior envase. Caracterizam-se como etapas de processamento a secagem do óleo, que elimina completamente quaisquer traços de umidade remanescentes, e a desodorização propriamente dita em alto vácuo, indispensável na manutenção da qualidade do óleo em temperaturas próximas a 250 °C. Nestas etapas há fornecimento de energia proveniente de um sistema de aquecimento de fluido térmico.

O fluxo do processo e as temperaturas envolvidas em cada etapa são apresentadas na Figura 4.21.

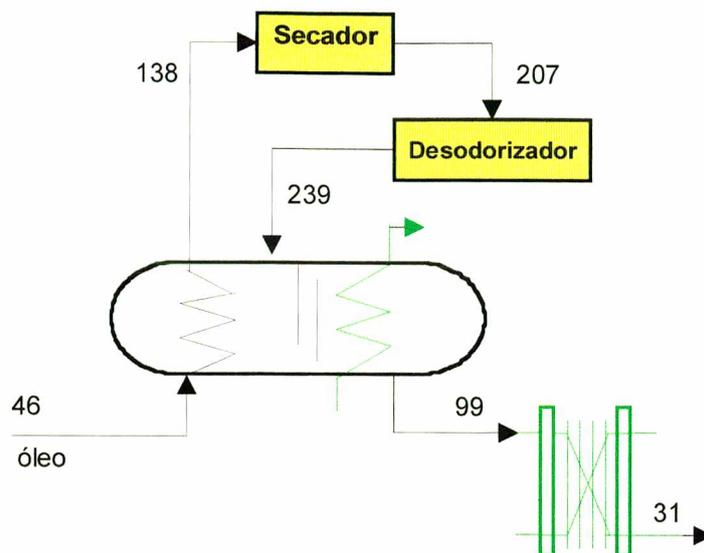


Figura 4.21 - Etapa de desodorização atual

O regenerador instalado transfere calor para a corrente a 46 °C elevando-a a 138 °C na seção de aquecimento. A seguir, o óleo é secado e aquecido a 207 °C. Esta corrente alimenta o desodorizador e sai a 239 °C. No processo de regeneração o óleo é resfriado a 99 °C e posteriormente a 31 °C utilizando-se utilidades frias. As correntes do processo em questão apresentam as seguintes características (Tabela 4.5):

Tabela 4.5 – Dados das correntes da desodorização

Corrente	T _{inicial}	T _{alvo}	FCp (Kcal/h°C)
1	46	207	3354.41
2	239	120	3447.78
3	120	31	3261.05

A temperatura alvo de 120 °C para a corrente 2 foi adotada com base no fato desta ser a temperatura máxima recomendável para trocadores de calor a placas operando com gaxetas à base de borrachas nitrílicas. Operações acima desta temperatura exigem o emprego de outros materiais que acarretam um aumento do custo do trocador superior a 50 %. De acordo com os fabricantes,

em correntes cujas temperaturas são superiores a 140 °C, normalmente é recomendado o uso de trocadores do tipo casco-tubo.

Da forma como esta configuração está implantada, o consumo de energia é de 338.754,00 kcal/h, e a quantidade de energia rejeitada é da ordem de 378.276,00 kcal/h.

O emprego da tecnologia “pinch” permite avaliar novos “designs” da rede. Por exemplo, consideremos um $\Delta T_{\text{mín}}$ de 15 °C para os trocadores a placa, e 30 °C para os trocadores casco-tubo. O projeto correspondente é mostrado na Figura 4.22.

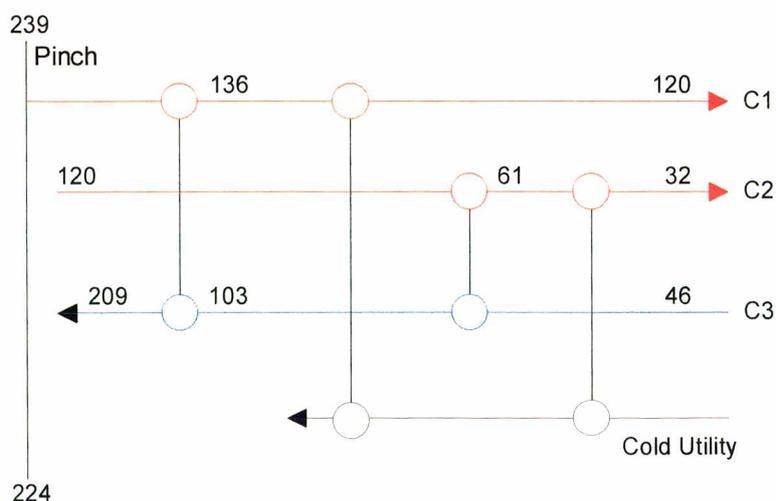


Figura 4.22 – “Grid” para a desodorização

A rede correspondente é mostrada na Figura 4.23

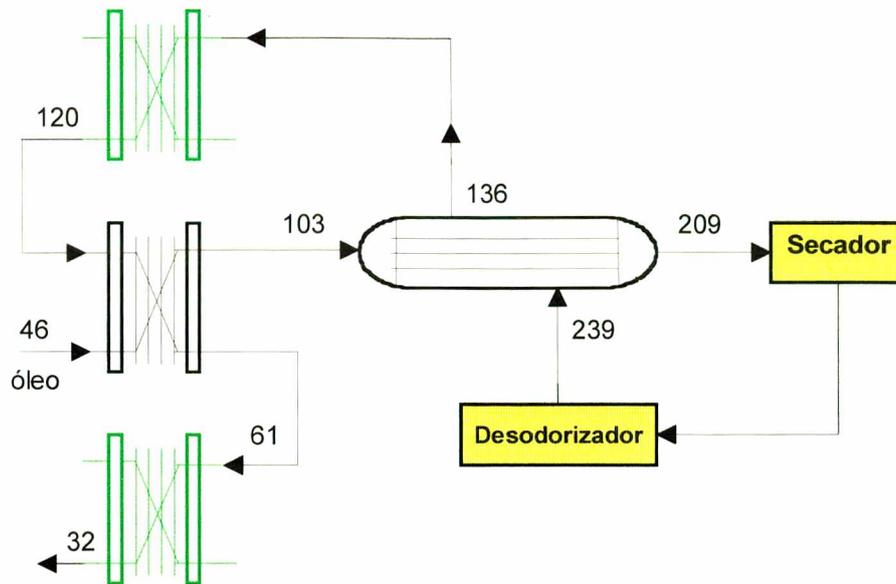


Figura 4.23 Proposta de topologia de rede para a desodorização

Nesta proposta de alteração, o óleo a ser desodorizado é aquecido a 209 °C, mediante refrigeração sistemática do óleo já desodorizado em um trocador de calor casco-tubo operando em contra-corrente.

Em seguida, sofre um resfriamento mediante uso de utilidade externa de 136 °C para 120 °C. A presença deste trocador viabiliza o regenerador subsequente e o custo de instalação do mesmo permite a correta seleção do tipo de trocador a ser utilizado. O processo de troca térmica segue em um regenerador operando com o óleo alimentado ao processo. O óleo desodorizado atinge a temperatura de armazenagem mediante emprego de um resfriador.

Os consumos de energia são drasticamente reduzidos. Nesta configuração são necessárias 100.620,00 kcal/h de aquecimento (externos a rede e aplicados no secador e desodorizador) e 150.459,00 kcal/h de resfriamento, o que representa uma economia de 70,29 % e 60,22 % para as utilidades quentes e frias, respectivamente.

No entanto, há uma série de dificuldades na implantação desta proposta de modificação. A principal delas está associada ao fato de que o óleo vegetal somente pode ser aquecido à temperatura de desodorização com pressões muito reduzidas. Caso contrário, a presença de oxigênio deteriora o óleo vegetal. No sistema atual, este problema é contornado através da interligação do tanque de troca térmica com o sistema de vácuo da planta. Na prática isto acarreta a existência de um único estágio de troca térmica. É questionável, portanto, a aplicabilidade do trocador casco-tubo em regime contra corrente sugerido pelo projeto. Uma correta avaliação desta problemática deve estar baseada em procedimentos experimentais, o que não é o objetivo deste trabalho de dissertação. A este estudo deve estar associada a análise de viabilidade econômica, incluindo no modelo de simulação a modelagem dos custos do trocador regenerador casco-tubo.

Diante do exposto é proposto uma outra topologia de rede com maiores possibilidades de aplicação. Esta proposta inclui o uso dos equipamentos de troca térmica já instalados e avalia as possibilidades de regeneração restantes.

A análise das correntes permite concluir que é possível a inserção de um trocador regenerador entre a corrente de saída do vaso de troca térmica (C2) e a corrente de alimentação do mesmo (C3), conforme Figura 4.24.

Na operação atual, o vaso de troca térmica instalado regenera o óleo a desodorizar em cerca de 90 °C. Dados do fabricante, confirmados pelo balanço de energia, indicam que há um gradiente térmico entre o óleo a resfriar e o óleo a aquecer, de cerca de 10 °C no lado quente do vaso. Assumindo que esta diferença permanece constante, e tendo em mente o fato de o regenerador operar em um único estágio, não é possível transferir toda a carga

térmica regenerada no trocador de calor proposto sem diminuir a eficiência de troca do vaso instalado. Por exemplo, aquecendo a corrente de alimentação C3 (Figura 4.25) de 46°C a 94 °C, há uma regeneração de 48 °C.

No entanto, o aumento da regeneração alcançada pelo vaso de troca térmica atinge 24 °C. Levando-se em consideração as quantidades entálpicas envolvidas, as variações na capacidade calorífica e a densidade, o percentual de regeneração total alcançado pelo trocador regenerador proposto é de 58 %, tanto para as utilidades quentes quanto para as utilidades frias.

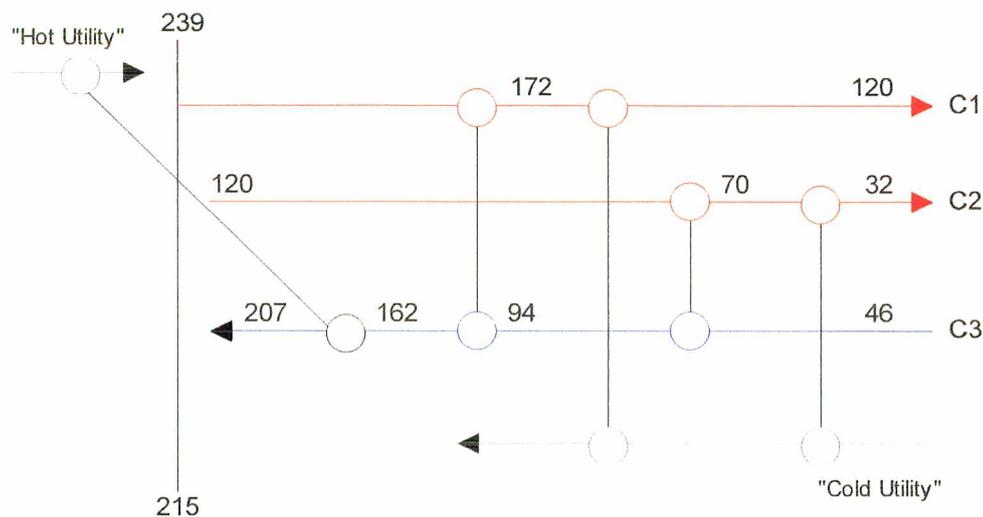


Figura 4.24 – Caso possível na desodorização com $\Delta T_{\text{mín}}$ é 24 °C

Portanto, nesta concepção não é possível estabelecer o projeto de acordo com o projeto de mínima energia. Há transferência de calor através do “pinch”, violando uma das regras áureas, e a quantidade de calor rejeitada é sensivelmente maior.

A aplicação da sistemática de avaliação do retorno do investimento, considerando as eficiências do conjunto regenerador proposto e vaso de troca térmica, mostra que o $\Delta T_{\text{mín}}$ ótimo de projeto encontra-se na região em torno dos 24 °C conforme mostrado na Figura 4.25.

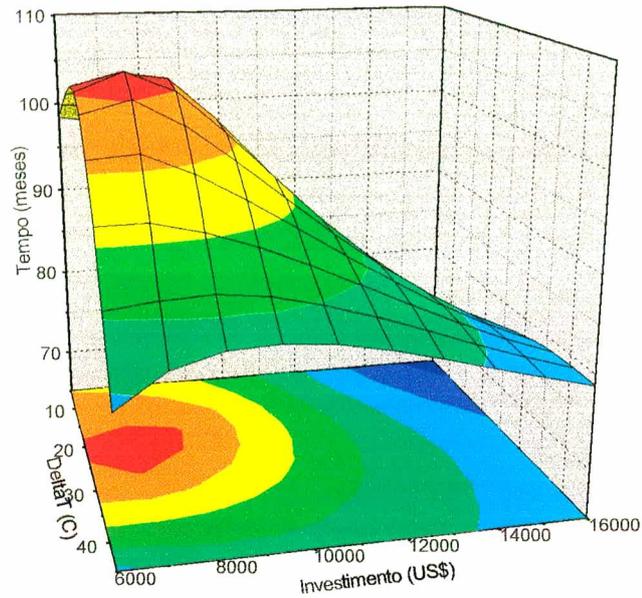


Figura 4.25 - Desodorização – caso aplicável

A rede de trocadores proposta resultante de acordo com a Figura 4.24, que respeita as restrições de processo é mostrado na Figura 4.26.

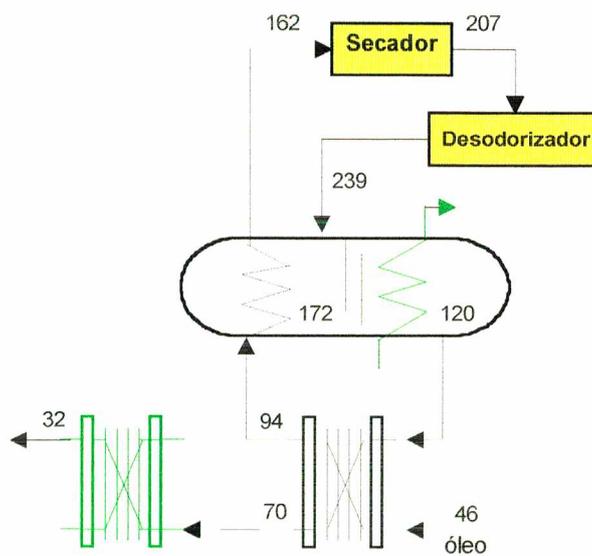


Figura 4.26 – Sugestão de alteração para a desodorização

Nesta configuração o consumo de utilidades quentes e frias é cerca de 27 % menor que o atual, o que corresponde a uma quantidade térmica da ordem de 94.750 Kcal/h.

4.3.5 Polimento e Hidrogenação/Pós Tratamento

Ao contrário das etapas descritas anteriormente não há modificações significativas a serem efetuadas nestas etapas.

A etapa de Hidrogenação/Pós tratamento (Figura 4.27) está convenientemente dimensionada com a presença de 2 trocadores regeneradores.

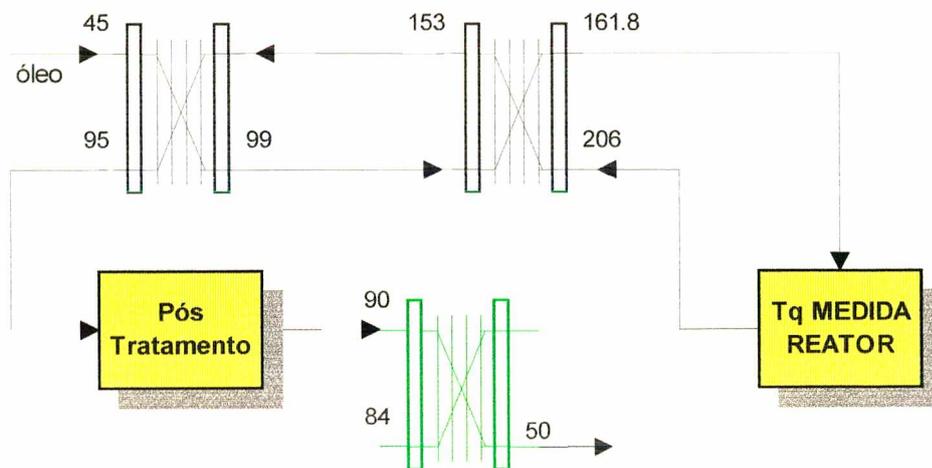


Figura 4.27- Etapa de hidrogenação/pós-tratamento

A etapa de polimento dispõe de um único trocador de calor (Figura 4.28) com possibilidades de efetuar regeneração.

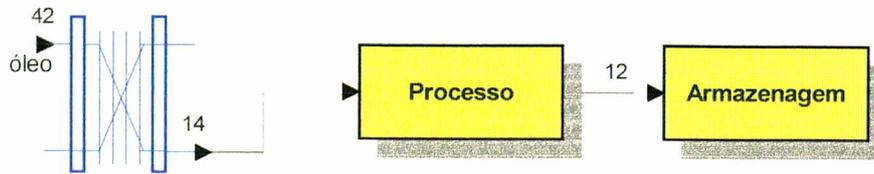


Figura 4.28- Etapa de polimento

Uma possibilidade de alteração seria o resfriamento da corrente de alimentação (42 °C) com a de saída do processo (12 °C). A etapa de cristalização do processo tem um tempo de residência de 18 horas o qual impossibilita a interligação destas correntes, de forma a justificar a inclusão do trocador regenerador.

Capítulo 5

RESULTADOS

Através de extensivas simulações e integração das redes em cada uma das etapas visando obter possibilidades para garantir a máxima recuperação da energia, bem como o maior retorno do investimento, é apresentado a seguir uma discussão quantitativa de cada uma das etapas.

O processo atual apresenta uma demanda energética total de 1.257.824,00 kcal/h. Por outro lado, são removidos 1.049.810,00 kcal/h para satisfazer as restrições térmicas impostas pela planta multi-óleos. Na configuração atual utilizam-se 14 trocadores de calor (Figura 5.1) para aquecimento e resfriamento.

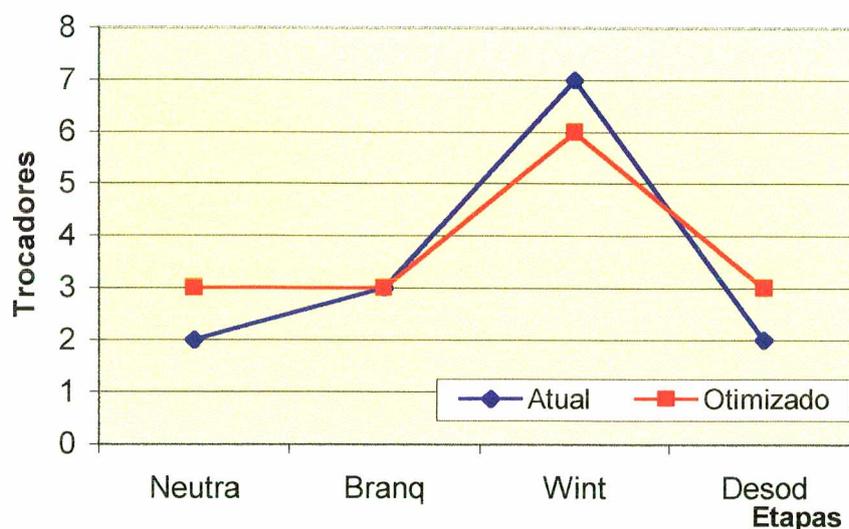


Figura 5.1 – Número atual de trocadores de calor nas diversas etapas frente às alterações propostas

Após a integração energética de cada uma das etapas observa-se uma necessidade de 15 trocadores de calor para fornecimento e retirada de energia dos processos. O consumo de utilidades quentes é reduzido para 712.883,00 kcal/h e o consumo de utilidades frias é de 472.575,00 kcal/h.

É mostrado na Tabela 5.1 uma súmula dos resultados obtidos nas diversas etapas do processamento.

Tabela 5.1 – Súmula das propostas de alteração nas diversas etapas do processo

Seção	Consumo Atual (kcal/h)		Proposta de Alteração (kcal/h)		Econ. Utilidades Quentes (%)	Econ. Utilidades Frias (%)
	Quentes	Frias	Quentes	Frias		
Neutralização	302717	194529	160109	51922	47,01	73,30
Branqueamento	377880	253208	194708	70036	48,47	72,34
“Winterização”	238473	223797	113881	66910	52,24	70,10
Desodorização ¹	338754	378276	244185	283707	27,91	25,00
Desodorização ²	338754	378276	100620	150459	70,29	60,22

¹ - aplicação sugerida

² - caso ótimo

Estes dados são mostrados nas Figuras 5.2 e 5.3. A primeira apresenta a variação do consumo de energia de aquecimento nas etapas comparando as configurações atuais e as alterações propostas

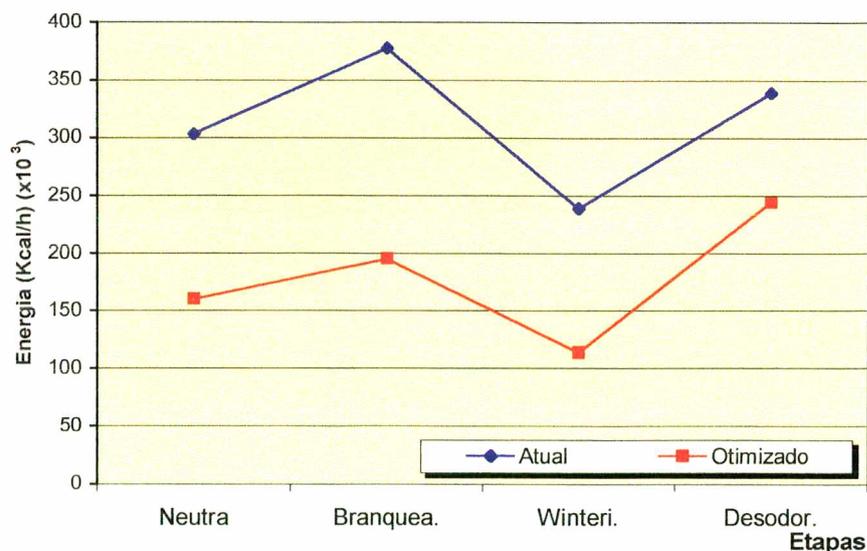


Figura 5.2 – Consumos atual de energia de nas etapas versus otimizado

A Figura 5.3 ilustra a diminuição da energia rejeitada para o meio no projeto proposto frente às configurações das redes de trocadores em operação.

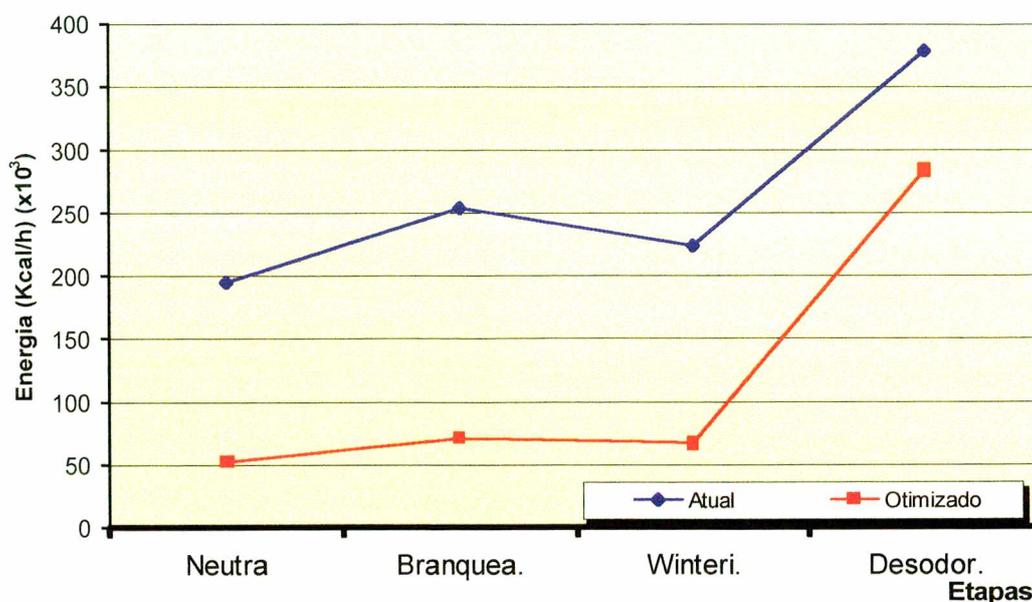


Figura 5.3 – Consumo atual de utilidades frias nas etapas versus otimizado

Os investimentos necessários para efetuar as alterações propostas frente à viabilidade de implantação em todas as etapas do processamento multi-óleos são sumarizadas na Tabela 5.2

Tabela 5.2 – Investimentos versus benefícios nas etapas de processamento

Etapa	Investimento (US\$)	Benefício (US\$)	Tempo Retorno (meses)	ΔT_{min} (C)
Neutralização	8214,97	18813,39	7,88	17
Branqueamento	8030,28	24164,94	6,03	23
Winterização	20643,50	32461,23	11,35	16
Desodorização (aplicação sugerida)	7453,59	11830,68	11,25	24

Observa-se que a os valores das taxas de retorno do investimento são inferiores a 12 meses.

A Figura 5.4 apresenta a disposição dos investimentos frente ao benefícios em cada etapa do processamento mostrando a viabilidade da implantação das alterações propostas sob a ótica financeira.

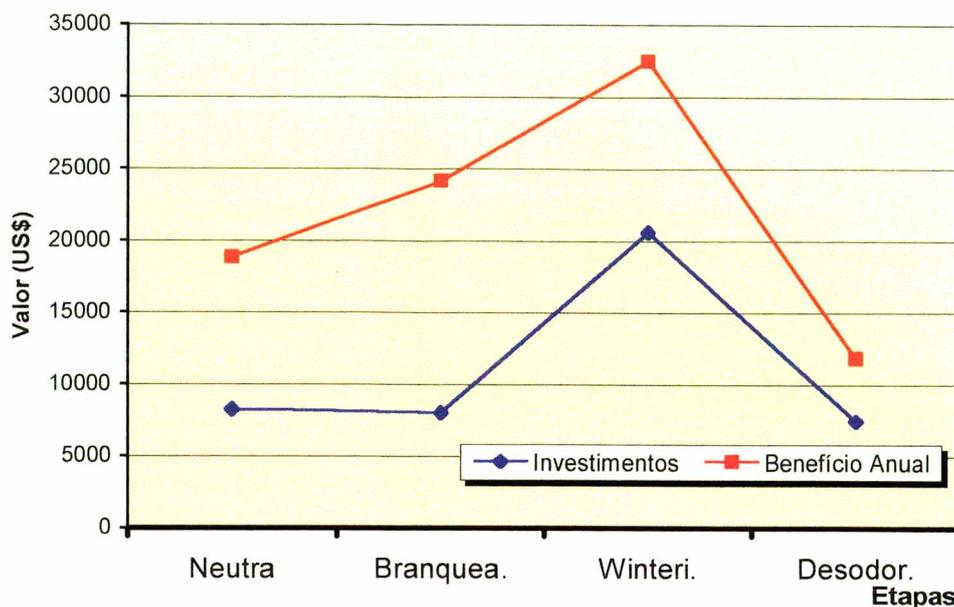


Figura 5.4 – Investimentos necessários frente aos benefícios anuais nas etapas do processamento

Os benefícios chegam à casa dos US\$ 106.197,00 dólares se considerarmos a aplicação nas 3 desodorizações. Este montante pode chegar a US\$ 155.000,00 dólares caso seja possível implantar o caso ótimo da desodorização.

Convém salientar que o objetivo deste trabalho de dissertação de mestrado é apresentar uma sistemática de trabalho cujos métodos podem ser utilizados em outras plantas. Não estão sendo levadas em consideração as possibilidades de ampliação dos trocadores instalados ou uso destes. Provavelmente, o investimento necessário será muito menor que o previsto.

Capítulo 6

CONCLUSÕES

Este trabalho apresenta uma proposta para o projeto e otimização de redes de trocadores de calor, tomando como estudo de caso as etapas do refino de óleos vegetais.

A proposta consiste no emprego da metodologia “pinch” que, associada a modelos de custo e análise de investimentos permite a criação de um algoritmo para o projeto e a análise da viabilidade econômica das alterações propostas nas redes de trocadores de calor existentes. Esta aplicação vem de encontro às necessidades de otimização dos processos industriais no que tange à minimização de energia e à mínima geração de poluentes térmicos.

Dentro deste contexto, este trabalho procura trazer, primeiramente, um procedimento de projeto para plantas em operação, mas que também seja aplicável a novas plantas onde tais conceitos sejam naturalmente considerados no desenvolvimento do processo.

A metodologia “pinch” mostrou ser uma técnica promissora na síntese e otimização de redes de trocadores de calor quando aplicada ao processo de refino de óleos vegetais. Observou-se aumentos consideráveis de eficiência no uso da energia. A redução no consumo de utilidades frias é de 577.235,00 kcal/h, o que corresponde a uma economia global de 54,98 %. Da mesma forma a redução no consumo de utilidades quentes é de 544.941,00 kcal/h, o

que acarreta uma economia de 43,24 % do montante de energia térmica consumidos atualmente.

A viabilidade econômica das alterações propostas é clara e assegurada por tempos de retorno do investimento inferiores a 12 meses.

Ainda existe um vasto campo da aplicação da otimização energética nas indústrias de processamento de óleos vegetais. Sugere-se como trabalhos futuros a utilização da metodologia proposta buscando a integração energética global das etapas mostrando formas de utilização das demandas entre as etapas, para solucionar o problema do não sincronismo das atividades entre as diferentes fases do processamento.

Anexo 1

O método “Problem Table” para determinação dos “Design Targets”

Uma forma alternativa ao diagrama Temperatura x Entalpia (composite curves) para cálculo dos “design targets” foi proposto primeiramente por Linnhoff e Flower (1978). Este procedimento é denominado “problem table” e como o próprio nome sugere, está baseado na construção de uma tabela. Esquemáticamente o procedimento pode ser definido como um algoritmo, contendo os seguintes passos (Ravagni, 1994) (Linnhoff e Hindmarch , 1983):

1 - Distribuição das correntes do processo em intervalos de temperatura (sub-redes). Isto ocorre mediante utilização de duas escalas distintas, uma para correntes quentes e outra para correntes frias separadas entre si por um valor igual ao do ΔT_{\min} e definidos pelas temperaturas iniciais e finais de cada corrente.

2 - Calcula-se o balanço térmico em cada sub-rede criada. Este valor corresponde ao déficit térmico do intervalo que pode ser positivo ou negativo

3 - Em um esquema do tipo cascata, a energia disponível em cada sub-rede é transferida a sub-rede imediatamente inferior. Se o balanço de energia em uma determinada sub-rede for negativo, então a energia externa deve ser adicionada ao sistema (“hot utility”); caso contrário, a quantidade térmica excessiva pode ser transferida para o intervalo inferior, e assim sucessivamente. O último resultado da cascata corresponde à energia que deve ser rejeitada para um “cold utility” , quantificando desta forma os “design targets”.

O ponto “pinch” é identificado no intervalo onde não houver energia sendo transferida do intervalo posterior, e nem a inclusão térmica mediante presença de um “hot utility” .

Este algoritmo tem excelente aplicação e implementação computacional. Um programa baseado nos princípios da “problem table” foi desenvolvido em linguagem Turbo Pascal® e utilizado nas aplicações apresentadas.

São apresentados os resultados da aplicação desta metodologia para o caso da neutralização.

PINCH TECHNOLOGY PROGRAM

Qual o número de correntes ? 2
 Qual o GRADIENTE desejado ? 17

_ N_	Corrente_	FCp	_ Tin_	TOut_	Q	_ Condicao_
1	6482.17	46	88.7	-276788.66		cold
2	6484.33	81	51	194529.90		hot

-82258.76
 Intervalo 11 88.70
 Intervalo 12 64.00
 Intervalo 21 64.00
 Intervalo 22 46.00
 Intervalo 31 46.00
 Intervalo 32 34.00
 corrente 1 pertence ao intervalo 1 160109.60
 Deficit de 1=160109.60
 corrente 1 pertence ao intervalo 2 116679.06
 corrente 2 pertence ao intervalo 2 -116717.94
 corrente 2 pertence ao intervalo 2 -116717.94
 Deficit de 2=-38.88
 corrente 2 pertence ao intervalo 3 -77811.96
 Deficit de 3=-77811.96

0.00	-160109.60	160109.60	0.00
-160109.60	-160070.72	0.00	38.88
-160070.72	-82258.76	38.88	77850.84

MAIOR VALOR → 160109.60
 TEMPERATURA PINCH - 72.50

QCMinimo= 77850.84
 QHMinimo= 160109.60
 QTotal = -82258.76

Anexo 2

Cálculo de Retorno do Investimento

A Ceval Alimentos dispõe de uma metodologia padrão para cálculo do retorno dos investimentos efetuados. Nesta são considerados, além do investimento e dos benefícios resultantes, os valores relativos à depreciação e taxaço do imposto de renda.

Benefícios - Neste trabalho foram considerados benefícios a reduço do consumo de vapor e água de resfriamento. O custo do vapor praticado na unidade é de US\$ 9,00 dólares por tonelada produzida. O custo do metro cúbico da água de resfriamento foi estimado em US\$ 0,03 dolares/m³. Neste número estão inclusos os valores relativos aos gastos com energia elétrica nos motores dos ventiladores e bombas das torres de resfriamento. A eficiência da torre foi estimada para variaço da ordem dos 5 °C entre a temperatura de entrada e saída da água de resfriamento.

Um algoritmo do cálculo do retorno do investimento é apresentado na Figura A1, onde RAIR é o resultado antes da aplicaço do imposto de renda e RDIR é o resultado depois do imposto de renda.

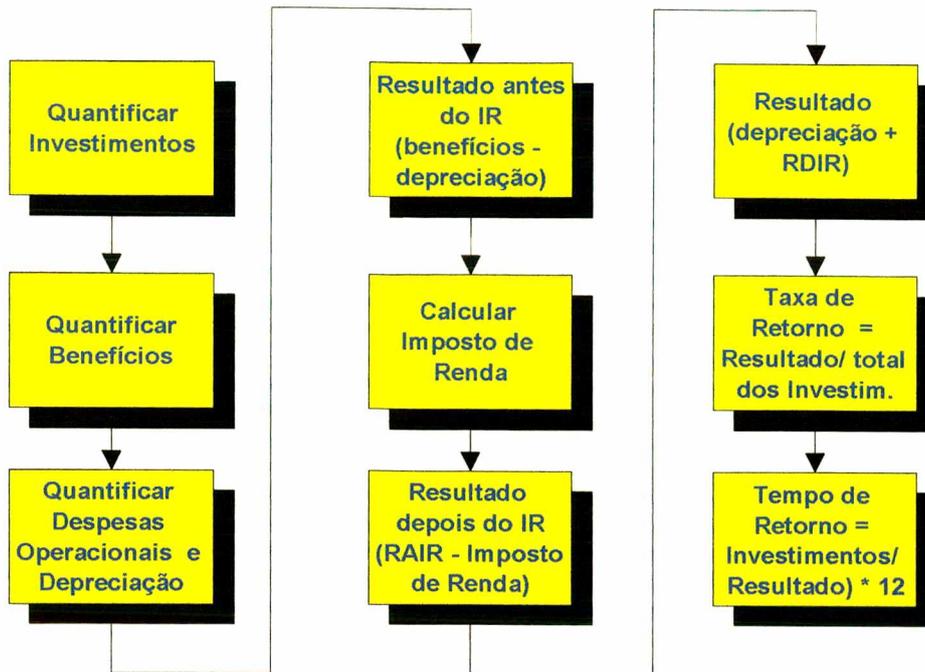


Figura A1 – Algoritmo para do cálculo do retorno do investimento.

A correta aplicação deste algoritmo permite estabelecer os tempos de retorno do investimento sendo esta ferramenta gerencial imprescindível para a análise da viabilidade da proposta de alteração.

BIBLIOGRAFIA

Aguilera, N., Marchetti, J. L., Optimizing and Controlling the Operation of Heat-Exchanger Networks, AIChE Journal, vol 44 n 5, p. 1090, Maio, 1998.

Athier, G., Floquet, P., Pibouleau, L., Domenech, S., Optimization of Heat Exchanger Networks by Coupled Simulated Annealing and NLP Procedures, Computers & Chem. Engng, Vol 20, p. S13, 1996.

Bai, R., Li, Y., Area Targeting of Heat Exchanger Network in the presence os Stream Split, Journal of Chemical Industry and Engineering (China) vol 44 n 3 p. 282 - 288, junho 1993.

Briones, V., Kokossis, A., A New Approach for the Optimal Retrofit of Heat Exchanger Networks, Computers & Chem Engng, vol 20, p. 43, 1996.

Brito, Luis., Recuperación energética en plantas de refinación de Aceites Comestibles, Aceites Y Grasas, p. 251, junho, 1996.

Cerda, J. and Westerburg. A W., Synthesizing Heat Exchanger Networks Havbing Restricted Stream/Stream Matches Using Trasportation Problem Formulations, Chemical Engineerign Science, vol 38, nº10, 1983.

Challand, T. B., Colber, R. W., Venkastesh, C. K., Computerized Heat Exchanger Networks, Computer Engineering Progress, p.. 65, julio, 1981.

Douglas, J. M. **Conceptual Design of Chemical Process**, New York, McGraw Hill, 1988.

Eickoff, P. Klein, K. **The Winterization of Vegetable oils in conjunction with Alkali Refining**, Westfalia Separator, 1987.

Erikson, D. R., Pryde, E. H., Brekke., O. L., Mounts, T. L., Falb, R. A., **Handbook of Soy Oil Processing and Utilization**, AOCS, E.U.A, 1980.

Greenkorn, R. A., Koppel, L.B. and Raghavan, S., **Heat Exchanger Networks Synthesis – A Thermodynamic Approach**, AIChE Meeting., Miami, 1978.

Grossmann, I. E., Sargent, R. W., **Optimum Design of Heat Exchanger Networks**, Computers Chem. Engng, Vol 2, p. 1, 1978.

Gundersen, T., Naess, L., **The Synthesis of Cost Optimal Heat Exchanger Networks**, Computer Chemical Engineering, p. 503 -530, Vol 12, No 6, 1988.

Hohmann, E. C. **Optimum Networks for Heat Exchange**, Ph.D. Thesis, Univ. of Southern California, 1971.

Homsak, M., Glavic, P., **Pressure Exchanger in Pinch Tecnology**, Computers & Chemical Engineering, vol 20, n 6-7 p. 711-715, junho-julho, 1996.

Hwa, C. S., **Mathematical Formulation and Optimization of Heat Exchanger Networks Using Separable Programming**, AIChE-I Chem E. Symp. Ser., p. 101- 106, vol 4, 1965.

Jezowsky, J. **The Pinch Design Method for Tasks with Multiplies Pinches**, Computers & Chem Engng, vol 16 n 2 p. 129 - 133, 1992.

Kelahan, R. C. and Gaddy, J.L., **Synthesis of Heat Exchange Networks by Mixed Integer Optimization**, AIChE Journal, vol 23, pp 816-822, 1977.

Kemp, I. C., **Some Aspects of the Pratical Application of Pinch Technology Methods**, Institutte of Chemical Engineers, p. 471-479 , Vol 69, 1991.

Kesler, M. G., Parker, R. O., **Optimal Networks of Heat Exchange.**, Chem Eng. Prog., p. 111 – 120, vol 65, 1969.

Kobayashi, S., Umeda, T. and Ichikawa, A., **Synthesis of Optimal Heat Exchange Systems – An Approach by the Optimal Assignment Problem in Linerar Programming**, Chemical Engineering Science, vol 26, n°9, 1971.

Kumar, A. **Chemical Process Syntesis and Engineering Design**, McGraw Hill, 1981.

Lee, K. F., Masso, A.H. and D.F. Rudd., **Branch and Bound Synthesis of Integrated Process Designs**, Ind. Eng. Chem. Fund., vol 9, n°1, pp 48-58, February, 1970.

Linnhhoff, B. Poley, G. T., Sahdev, V., **General Process Improvementes Through Pinch Tecnology**, Chemical Engineering Progress, p. 51-58, junho 1988.

Linnhoff, B. Flower, J. R., **Synthesis of Heat Exchanger Networks**, AIChE Journal, Vol 24, n 4, p. 633, july, 1978.

Linnhoff, B., Turner, J. A., **Heat-Recovery Networks: New insights yield big Savings**, Chemical Engineering, p.. 56, novembro, 1981.

Linnhoff, B., Hindmarsh, E. **The Pinch Design Method for Heat Exchanger Networks**, Chemical Engineering Science, 1983.

Linnhoff, B. **New Concepts in Thermodynamics for Better Chemical Process Design**, Chem. Eng. Res. Des, 1983.

Linnhoff, B., Vredeveld, D. R., **Pinch technology has Come of Age**, Chemical Engineering Progress, p. 33-40, 1984.

Linnhoff, B., Dhole, V.R., **Shaftwork Targets for Low-Temperature Process Design**, Chemical Engineering Science, vol 47 n 8, p. 2081 - 2091, 1992.

Linnhoff, B., and Polley, G.T., **General Process Improvements Through Pinch Tecnology**, Chemical Engineering Progress, June, 51-58, 1988.

Marechal, F., Kalitventzeff, B. **Targeting the Minimum Cost of Energy Requirements: A new Graphical Tecnique for Evaluating the Integration of Utility Systems**, Computers Chem. Engng, Vol 20, p. 225, 1996.

Masso, A.H. and Rudd, D.F., **The Synthesis of System Designs. II Heuristic Structuring**, AIChE J., vol 15, pp 10-17, 1969.

Natori, Y. **Managing the Implementation of Pinch Technology in a Large Company**, www.mitsubichi.com, 1997.

Nielsen, J. S., Hansen, M. W., Joergensen, S. B., **Heat Exchanger Network Modelling Framework for Optimal Design and Retrofitting**, Computers & Chem Engng, vol 20, p. 249, 1996.

Nishida, N. Kobayashi, S. and Ichikawa, A., **Optimal Synthesis of Heat Exchange Systems Necessary Conditions for Minimum Heat Transfer Area and their Applications to Systems Synthesis**, Chemical Engineering Science, vol 26, nº11, 1971.

Oliveira, F. M. V., **Desodorização**, Reunião Técnica Ceval, 1986.

Papoulias, S.A. and Grossmann, I. E., **A structural optimization approach in process synthesis - II, Heat recovery networks**, Computers & Chem. Engng, vol7 pp 707-721, 1985.

Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., **Plant Design and Economics for Chemical Engineers**, McGraw Hill, USA, 1991.

Pho, T.K. and Lapidus, L., **Topics in Computer Aided Design: Part I. An Optimum Tearing Algorithm for Recycle Systems**, AIChE Journal, vol 19, n 6, november, 1973.

Ponton, J.W. and Donaldson, R.A.B., **A Fast Method for the Synthesis of Optimal Heat Exchanger Networks**, Chemical Engineering Science, vol 29, nº 12, 1974.

Ravagnani, M. A. da S., **Projeto e Otimização de Redes de Trocadores de Calor**, Tese de Doutorado, UNICAMP, 1994.

Rossi, L. F. S., **Otimização Energética de Redes de Trocadores de Calor Industriais - Aplicações em Engenharia de Petróleo, Alimentos e Química**, Tese de Doutorado, Unicamp, 1995.

Siirola, J.J., **Status on Heat Exchanger Network Synthesis**, AIChE Meeting., Tulsa, 1974.

Stinghen, A. O. **Análise de Flexibilidade e Operação de Processo Químicos**, Tese de Mestrado, UNICAMP, 1992.

Tjoe, T. N., Linnhoff, B. **Using Pinch Tecnology for Process Retrofit**, Chemical Engineering, 1986.

Townsend, D. W., Linnhoff, B. **Heat and Power Networks in Process Design**, AIChE Journal, Vol 29, n 5, setembro 1983.

Umeda, T., T. Harada and K. Shiroko., **A Thermodynamic Approach to the Synthesis of Heat Integration Systems in Chemical Process**, Computers & chem. Engng, vol 3, pp 273-282, 1979.

Wells, G.. and Hodgkinson, M., **The Heat Contgent Diagram Way to Heat Exchanger Networks**, Proc. Engng, August, pp 59-63, 1977.

Westbrook, G. T., **Use this Method to Size Each Stage for Best Operation**, Hydrocarbon Process Petrol. Refin., p. 59 – 63, vol 40, 1961.

Zhu, X. X, **Automated Synthesis of HENs using Block Decomposition and Heuristic Rules**, Computers & Chemical Engineering, vol 19, p. 155 - 160, 1995.