

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL
ESCOLA DE ENGENHARIA

PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

**Integração Energética da Rede de
Trocadores de Calor em Extração por
Solvente para a Produção de Farelo
Branco de Soja**

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

Aurélio Carlos Cereto

Porto Alegre

2004

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL
ESCOLA DE ENGENHARIA

PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

**Integração Energética da Rede de
Trocadores de Calor em Extração por
Solvente para a Produção de Farelo
Branco de Soja**

Aurélio Carlos Cereto

Dissertação de Mestrado apresentada como
requisito parcial para obtenção do título de
Mestre em Engenharia Química

Área de concentração: Desenvolvimento de
Processos

Orientadores:

Prof. Dr. Jorge Otávio Trierweiler

Prof^a. Dr^a. Talita Furlanetto Mendes

Porto Alegre

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL

ESCOLA DE ENGENHARIA

PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

A Comissão Examinadora, abaixo assinada, aprova a Dissertação *Integração Energética da Rede de Trocadores de Calor em Extração por Solvente para a Produção de Farelo Branco de Soja*, elaborada por Aurélio Carlos Cereto, como requisito parcial para obtenção do Grau de Mestre em Engenharia Química.

Comissão Examinadora:

Prof^ª. Dr^ª. Keiko Wada

Prof. Dr. Argimiro Resende Secchi

Prof. Dr. Horácio Antônio Vielmo

Agradecimentos

Agradeço

Especialmente à Cristina, minha esposa querida que passou muitas noites e finais de semana sozinha para que eu pudesse concluir este trabalho. Sem o apoio dela eu não teria chegado ao fim.

A minha família, Pai, Mãe e irmão Marcos, que sempre me incentivaram em todas as empreitadas que iniciei.

Ao meu caro colega e amigo André Bello, cujas orientações fizeram com que eu redirecionasse o meu trabalho para Integração de Processos. O seu companheirismo também foi sempre essencial para o cumprimento deste projeto.

Aos professores Jorge e Talita, cuja compreensão e flexibilidade permitiram que eu conduzisse paralelamente o mestrado e a minha atividade profissional.

Por fim, agradeço a Deus, de todo coração, por ter me dado o maior presente que eu podia esperar, a minha filha Ana Carolina. Cada vez que a fraqueza e o desânimo tomavam conta de mim, a existência da minha filha querida fazia com que a firmeza de propósito e perseverança retornassem com força total, mantendo minha atenção no trabalho.

Resumo

A síntese de redes de trocadores de calor foi muito bem estudada pela comunidade científica nos últimos trinta anos, porém, o desenvolvimento de métodos e a melhoria dos já existentes sempre foram o foco principal da grande maioria dos autores. São poucos os trabalhos que aplicam qualquer uma das metodologias a situações reais e discorrem sobre as dificuldades encontradas - provavelmente porque as empresas não têm interesse em tornar público os resultados obtidos. Este trabalho aplica a metodologia do ponto de estrangulamento na nova fábrica de farelo branco do Parque Industrial de Esteio e, portanto, pode servir como um guia prático aos profissionais que desejem fazer o mesmo em outras plantas industriais.

Esta dissertação sintetiza duas redes de trocadores de calor para a fábrica de farelo branco de Esteio, levando em consideração as condições econômicas e os custos de equipamento e de montagem no Brasil. A primeira rede estabelecida é baseada em aproveitamentos térmicos utilizados pelos fabricantes e pelas empresas que dominam a tecnologia de extração de óleos vegetais, já a segunda rede sintetizada utiliza a metodologia do ponto de estrangulamento. Os dois resultados obtidos são bastante viáveis economicamente, sendo que a rede sintetizada pelo ponto de estrangulamento é mais econômica. O Valor Presente Líquido é utilizado como critério de cálculo de viabilidade das duas redes. Foi demonstrado que para a realidade brasileira este critério é mais adequado que o Custo Total Anualizado.

A flexibilidade da rede produzida pelo método do ponto de estrangulamento foi avaliada de maneira preliminar por simulação e tabelas de sensibilidade. O resultado obtido é robusto na posta em marcha e quando a planta é submetida a variações no extrator - situações que produzem distúrbios importantes e freqüentes.

A aplicação da metodologia do ponto de estrangulamento na integração energética da fábrica de farelo branco confirmou a simplicidade do método e a sua forte interação com o engenheiro de processos. O Rio Grande do Sul tem muito a ganhar se esta metodologia for disseminada nas universidades e nas empresas que compõe o parque industrial do estado.

Abstract

Heat exchanger networks have been studied by the scientific community during the last thirty years. However, the center of interest was always new methods development and improvement of the existing ones. Only a few articles were written based on real industrial situations using heat exchanger network methods, even fewer articles consider possible problems that could make the integration solution difficult – probably because companies, which use these methods to solve real problems, do not have any interest in publishing their research. This dissertation uses Pinch Design Method (PDM) in a soybean white flakes production unit at Esteio, thus, it can be used as a practical guide for those who want to apply PDM in others industrial situations.

This paper synthesizes two different heat exchange networks for the white flakes unit at Esteio taking into account the economic conditions, equipment and erection costs in Brazil. The first network simulates standard heat integration based on existing facilities built by suppliers and companies, who sell or operate soybean extraction plants. However, the second one use PDM. Results for both networks are quite profitable but the PDM network is a little more. Net Present Value was used as the profitability criterion. It was demonstrated that net present value is a better indicator than Total Annualized Cost given Brazilian conditions.

The PDM network's flexibility was initially evaluated by simulation and sensitivity tables. The results were robust in two important situations: plant start-up and miscella concentration in the extractor.

PDM application in the white flakes production unit confirmed the method's simplicity and its high degree of interaction between process engineers and the pinch technique. Providing PDM knowledge is spread around the State Universities and companies, Rio Grande do Sul State will profit greatly from the savings that can be achieved.

Sumário

Integração Energética da Rede de Trocadores de Calor em Extração por Solvente para a Produção de Farelo Branco de Soja	1
Aurélio Carlos Cereto	1
Integração Energética da Rede de Trocadores de Calor em Extração por Solvente para a Produção de Farelo Branco de Soja	2
Aurélio Carlos Cereto	2
Introdução	12
1.1 Motivação	12
1.2 Objetivo	14
1.3 Estrutura da Dissertação	14
Descrição do Processo	16
2.1 Considerações Iniciais	16
2.2 Recepção de Soja e Preparação.....	17
2.3 Planta de extração de óleos vegetais	20
2.4 Extração propriamente dita.....	22
2.5 Dessolventização dos sólidos esgotados	24
2.6 Dessolventização do Óleo	25
2.7 Recuperação do Solvente.....	25
2.8 Condensação e tratamento de águas residuais	26
Definição do Problema de Integração Energética na Fábrica de Farelo Branco	27
3.1 Formulação do problema.....	27
3.2 Apresentação do problema	29
3.3 Balanço global de massa no extrator.....	34
3.4 Correntes com capacidade calorífica independente da temperatura	34
3.5 Correntes com calor específico dependente da temperatura	36
3.6 Coeficientes globais de troca térmica.....	39
3.7 Custos das utilidades	39
3.8 Custos dos trocadores de calor.....	40
3.9 Considerações finais.....	41

Métodos de Integração Energética.....	44
4.1 Considerações Iniciais	45
4.2 Demandas Mínimas por Utilidades de Resfriamento e Aquecimento	46
4.3 Síntese de Rede de Trocadores de Calor (RTC)	54
4.4 Comparação entre os tipos de método.....	63
4.5 Análise de Viabilidade da Rede - Gastos com Investimento e Energia	64
4.6 Flexibilidade em Redes de Trocadores de Calor	72
4.7 “Downstream Paths” - Caminhos a Jusante	74
4.8 Tabelas de Sensibilidade	78
4.9 Considerações finais.....	82
Síntese da Rede de Trocadores de Calor	83
5.1 Considerações Iniciais	83
5.2 Elaboração da rede sem recuperação de energia.....	86
5.3 Rede padrão	89
5.4 Otimização da diferença mínima de temperatura	94
5.5 Síntese da rede com máxima recuperação de energia	97
5.6 Evolução da rede com máxima recuperação de energia.....	109
5.7 Considerações finais.....	126
Análise de flexibilidade	128
6.1 Análise da rede sintetizada	128
6.2 Partida da Planta Industrial.....	129
6.3 Distúrbios no Extrator.	132
6.4 Caminhos a jusante – “Downstream Paths”	133
6.5 Lista de Correntes para o Caso 1 e Simulação da Rede	136
6.6 Tabelas de Sensibilidade	139
6.7 Considerações finais.....	143
Conclusões e Sugestões.....	145
7.1 Conclusões.....	145
7.2 Sugestões para novos trabalhos	148
Cálculo do equilíbrio de fases para a mistura hexano, água e ar.....	149
Abordagem Φ - γ	149
Históricos relacionados com o trabalho.....	152
Estudo de redes de trocadores de calor	152
Síntese de Redes Flexíveis	155
Recuperação térmica em plantas de extração	157
Métodos de síntese utilizando programação matemática.....	159
Síntese Sequencial	159
Síntese Simultânea	164
Referências Bibliográficas	166

Lista de Figuras

Figura 1:	Evolução do consumo para processos tradicionais.	13
Figura 2:	Diagrama de limpeza final, quebra e separação de cascas.....	19
Figura 3:	Formação da lâmina.....	20
Figura 4:	Diagrama de bloco da planta de produção de farelo branco	21
Figura 5:	Extrator Lurgi.....	23
Figura 6:	Esquema da dessolventização do farelo branco.	25
Figura 7:	Linearização da corrente por segmentos de reta	28
Figura 8:	Fluxograma de Processo da Extração por Solvente	33
Figura 9:	Custo dos trocadores de calor e evaporadores	43
Figura 10:	Curva Temperatura versus Entalpia.....	47
Figura 11:	Curvas Compostas.	49
Figura 12:	A características fonte-sumidouro do processo de troca de calor	50
Figura 13:	Curvas compostas modificadas	52
Figura 14:	Diagrama dos intervalos de temperatura e balanços de energia.....	53
Figura 15:	Diagrama Cascata	54
Figura 16:	Regra do mCp.....	56
Figura 17:	Tabela de mCp e Diagrama de Grade.....	57
Figura 18:	Divisão de corrente por conta de mCp.....	58
Figura 20:	Algoritmo de divisão de correntes.....	61
Figura 22:	Mudanças em redes devido a mudanças no ΔT mínimo.....	65
Figura 23:	Grandes curvas compostas gerado para as correntes listada na Tabela 1 considerando uma diferença mínima de temperatura de 10°C.	69
Figura 24:	Exemplo "Downstram Paths"	75
Figura 25:	Quebra de "paths" e adição de elementos.....	77
Figura 26:	Manipulação de Variáveis através de <i>By-pass</i>	78
Figura 27:	Trocador de calor com índices	79
Figura 28:	Numeração das temperaturas da rede	80
Figura 29:	Síntese de Trocadores de Calor para o Caso Base.....	85
Figura 30:	Diagrama grade sem trocadores de calor da planta de farelo branco.	87
Figura 31:	Diagrama grade sem recuperação energética.	88
Figura 32:	Diagrama grade da rede padrão.....	91
Figura 33:	Fluxograma da Rede Padrão	92
Figura 34:	Otimização do ΔT com base no Custo Anualizado Total	96
Figura 35:	Otimização do ΔT com base no VPL.....	97
Figura 36:	Curvas Compostas para ΔT mínimo otimizado.....	98
Figura 37:	Diagrama grade subdividido incluindo utilidades	99

Figura 38:	Trocador de calor na região acima do estrangulamento de utilidades....	100
Figura 39:	Divisão da corrente H13	101
Figura 40:	Correntes quentes supridas até o estrangulamento.	102
Figura 41:	Rede MER acima do estrangulamento de processo.....	103
Figura 42:	Trocadores de calor entre C2/H13 e C4/H5.	104
Figura 43:	Correntes frias supridas até o estrangulamento.	105
Figura 44:	Complemento das Correntes C2 e C9.....	106
Figura 45:	Complemento das Correntes C1 e C8.....	107
Figura 46:	Rede com máxima recuperação energética.	108
Figura 47:	Exclusão do trocador entre C5 e vapor de baixa pressão – Primeira evolução.....	110
Figura 48:	Quebra de “loop” entre as correntes H13 e C8 – Segunda evolução.....	111
Figura 49:	Quebra de “loop” entre as correntes H13 e C2 – Terceira evolução.	112
Figura 50:	Quebra de “loop” entre as correntes H5 e C4 – Quarta evolução.	113
Figura 51:	Remoção do trocador C8/H12 através de Path entre Vapor de Baixa e Água de Resfriamento – Quinta evolução.	114
Figura 52:	Eliminação do trocador entre C9 e H2 através de "path" entre Vapor de Baixa Pressão e Água de Resfriamento – Sexta evolução.....	115
Figura 53:	"Loop" para eliminar H6/C9	116
Figura 54:	Rede resultante da sétima evolução.....	117
Figura 55:	Junção de H6 e H13 em um único condensador – Oitava Evolução.	118
Figura 56:	Nona evolução.....	119
Figura 57:	Fluxograma da Rede evoluída.....	120
Figura 58:	Décima Evolução.....	122
Figura 59:	Progressão do VPL, custos energéticos e custos totais em função da evolução da rede.....	125
Figura 60:	Correntes no Extrator.....	132
Figura 61:	Downstream Paths C2 e C1.....	134
Figura 62:	Downstream Paths H1, C5 e H6.....	135
Figura 63:	Diagrama do Caso 1.....	137
Figura 64:	Numeração das temperaturas da rede	140
Figura 65:	Modelo “Transshipment”.....	161
Figura 66:	Superestrutura de Ciric e Floudas (1989).....	163
Figura 67:	Superestrutura de YEE et al. (1990).	164
Figura 68:	Simulação Simultânea de CIRIC e FLOUDAS (1991)	165

Lista de Tabelas

Tabela 1: Propriedades Físicas do Hexano.....	22
Tabela 2: Influência da temperatura na extração de óleo de soja com solvente.....	23
Tabela 3: Características da planta de produção de farelo branco.....	30
Tabela 4: Correntes do problema com suas taxas mássicas	32
Tabela 5: Balanço mássico do Extrator para o caso base.....	34
Tabela 6: Correntes sem segmentação.	35
Tabela 7: Corrente segmentada MIS - C2 Miscela Extrator	37
Tabela 8: Corrente segmentada DES - H1 Vapores Hexano a Vácuo	37
Tabela 9: Corrente segmentada FLA – H6 Vapores de Hexano Atmosféricos.....	38
Tabela 10: Correntes com água, hexano e ar.....	38
Tabela 11: Corrente segmentada EJC – H11 Ejetor exaustão de ar do DS.....	39
Tabela 12: Lista de Correntes	40
Tabela 13: Exemplo da troca de entalpia entre duas correntes	46
Tabela 14: Restrições de desigualdade	56
Tabela 15: Dados de entrada – Correntes Frias e Quentes	68
Tabela 16: Tabela de sensibilidade para variações de temperaturas iniciais	81
Tabela 17: Tabela de sensibilidade para variações de temperaturas iniciais	81
Tabela 18: Resultados da rede sem recuperação energética.....	89
Tabela 19: Resultados da rede padrão energética.....	94
Tabela 20: Otimização do ΔT mínimo	95
Tabela 21: Tabela de mCP acima do estrangulamento de processo	100
Tabela 22: Tabela de mCP abaixo do estrangulamento de processo.....	103
Tabela 23: Resultados da rede com máxima recuperação energética.....	109
Tabela 24: Resultados da nona evolução	121
Tabela 25: Resultados da rede evoluída.....	123
Tabela 26: Configuração dos trocadores de calor.....	124
Tabela 27: Posta em marcha da unidade industrial.....	129
Tabela 28: Balanço de Massa no Extrator para o Caso Base e para o Caso 1.....	133
Tabela 29: Lista de Correntes do Caso 1.....	136
Tabela 30: Resultados do Caso 1.....	138
Tabela 31: Tabela de sensibilidade para variações de temperatura da corrente H5.	141
Tabela 32: Tabela de sensibilidade para variações de temperatura da corrente H10. ...	141
Tabela 33: Tabela de sensibilidade para variações de taxa mássica ou Cp de H5.	141
Tabela 34: Resultados de variações de 20 % na taxa mássica e 5 °C para H5.....	142
Tabela 35: Tabela de sensibilidade para variações de taxa mássica ou Cp de H10.	142
Tabela 36: Resultados de variações de 20 % na taxa mássica e 5 °C para H10.....	143

Capítulo 1

Introdução

1.1 Motivação

O Conselho Mundial de Energia, em levantamento feito em 1992, concluiu que as reservas naturais conhecidas de petróleo e gás — responsáveis pela geração de 50% da energia consumida em todo o globo terrestre — começarão a se extinguir em torno do ano 2020. Enquanto as tecnologias de energia renovável não estão disponíveis comercialmente de tal forma a cobrir esta lacuna, o homem corre contra o tempo. Em se tratando de um recurso cada vez mais escasso, é quase desnecessário mencionar o quanto é importante desenvolver e aplicar métodos que reduzam o consumo de energia nas indústrias e nas cidades.

A Integração Energética através da síntese de redes de trocadores de calor - tema desenvolvido nesse trabalho - vem sendo estudada há muito tempo, porém, foi nos últimos 30 anos, com a crise do petróleo, que a pesquisa deste ramo da Integração de Processos se intensificou. Muitos são os trabalhos publicados e o número de metodologias desenvolvidas, estas vão desde técnicas puramente intuitivas até sofisticadas programações matemáticas. Muito se tem a ganhar na aplicação sistemática destas metodologias no início de um projeto ou em fábricas já consolidadas; segundo Bodo Linnhoff, catedrático desta disciplina da Universidade de Manchester, as economias em utilidades podem chegar a 60% dos gastos originais, em casos onde não foi empregada técnica alguma de integração de processos - dados obtidos em seus diversos trabalhos na ICI, importante empresa química inglesa (LINNHOFF, B. 1982).

A procura de artigos relacionados com integração energética mostrou que a grande maioria dos autores se concentra basicamente no melhoramento dos métodos existentes e na elaboração de novos modelos visando incrementos, mesmo que pequenos, na qualidade das soluções encontradas anteriormente. Para validar estes melhoramentos, os autores utilizam problemas simples, às vezes com menos de 10 correntes. Com o intuito de facilitar a comparação entre as diversas metodologias, muitos dos artigos encontrados resolvem problemas já solucionados pela literatura. Poucos são os artigos e trabalhos que apresentam número de correntes próximo de um caso real, entre estes é menor ainda o número de trabalhos que abordam as particularidades de uma aplicação industrial. Este trabalho trata de um típico caso industrial e aborda uma série de detalhes importantes para a efetividade da solução, tais como: mudança de fase, segmentação de correntes, etc.

O Parque Industrial de Esteio da Solae do Brasil é um complexo que desdobra a soja nos seus mais diversos produtos - fibras, proteínas isoladas e proteínas texturizadas de soja, bem como óleo, gorduras hidrogenadas e lecitinas. A primeira etapa industrial é a produção de farelo branco e óleo vegetal, matérias-primas para todos os outros produtos. Nesta etapa será aplicada a metodologia de integração energética.

É importante ressaltar que o processo de fabricação de farelo a base de soja tem mais de 50 anos e é largamente empregado em todo o mundo em mais de 500 fábricas. Sendo assim, muitos talentosos engenheiros já se detiveram em estudos para melhorar o consumo de vapor e água de resfriamento em instalações similares a fábrica de farelo branco de Esteio. Em outras palavras, o estado da arte deste processo está muito longe de uma planta sem recuperação de energia.

LINNHOFF (1982) explica que nestas situações as melhorias após a aplicação de uma sistemática de integração energética podem ser pequenas. A Figura 1 apresenta um gráfico que mostra este conceito.

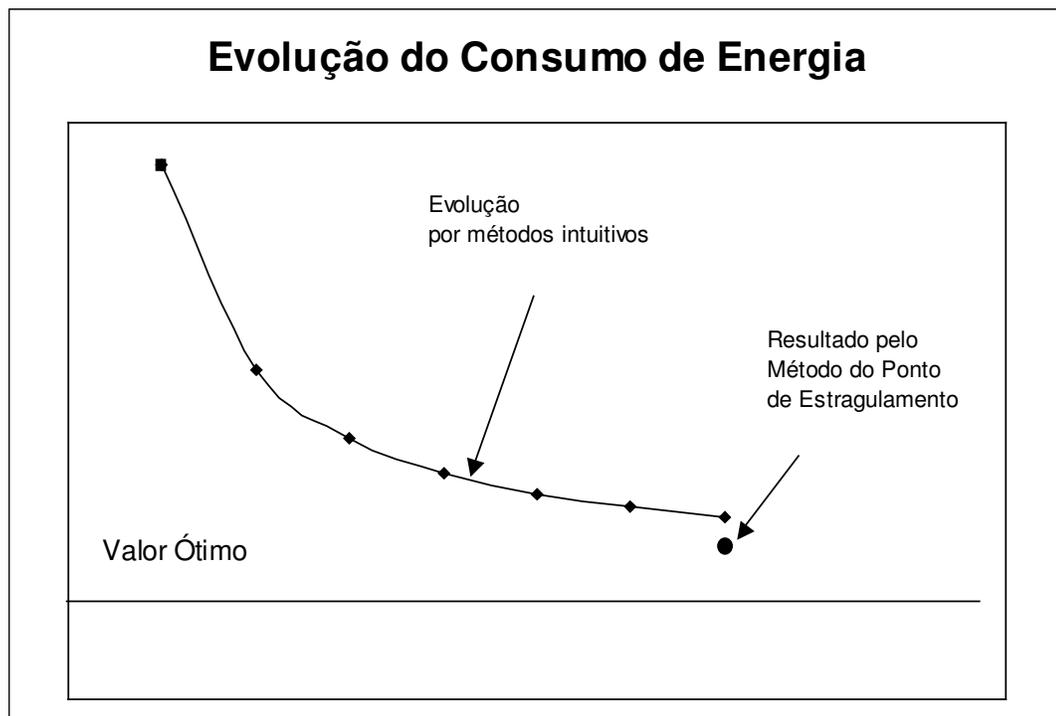


Figura 1: Evolução do consumo para processos tradicionais.

Fonte: LINNHOFF, 1982.

Neste gráfico mostra-se um círculo preto como sendo o resultado da síntese pelo método do ponto de estrangulamento, já a curva demonstra as melhorias efetuadas ao longo dos anos que acarretam em redução no consumo de energia. O intuito é mostrar qualitativamente que, quanto mais antigo e manipulado for o processo, menor é o ganho com uma síntese sistemática. O gráfico também mostra que, caso os engenheiros de processo tivessem utilizado síntese sistemática no início do desenvolvimento, teriam poupado muito dinheiro e tempo.

Apesar da importância do tema, no Rio Grande do Sul (RS), há poucos especialistas em integração energética. O RS tem vocação agrícola, mas tem também uma farta parte de seu PIB suportado pela indústria - petróleo, petroquímica, agroindústria, calçados, metalurgia, etc. Tanto as universidades quanto as empresas carecem de mais informação sobre o assunto. Aumentando o conhecimento sobre o tema, o estado poderá se beneficiar com profissionais capazes de desenvolver ou melhorar seus processos, obtendo produtos mais competitivos e preservando o ambiente global.

O Curso de Graduação e Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal do Rio Grande do Sul vem contribuindo para a formação de pesquisadores em integração energética e tecnologias limpas, este trabalho é um dos resultados deste esforço.

1.2 Objetivo

Este trabalho tem os seguintes objetivos:

1) Fazer uma pesquisa bibliográfica nas metodologias empregadas para sintetizar redes de trocadores de calor com vistas à recuperação energética - parte do resultado deste esforço está documentado no Capítulo 4, onde foram resumidos os conhecimentos teóricos sobre o método do ponto de estrangulamento energético (Análise "Pinch") e sobre análise de flexibilidade. Os Apêndices B, C e D trazem uma série de conteúdos que foram obtidos também na pesquisa bibliográfica;

2) Adquirir conhecimentos para extrair os dados necessários e formular problemas de integração energética - as particularidades desta etapa, que é comum a todos os métodos, são abordadas no Capítulo 3. Este capítulo pode ser considerado como a principal contribuição de interesse mais amplo deste trabalho;

3) Sintetizar uma rede de trocadores de calor para a fábrica de farelo branco tomando por base artigos que tratam de recuperação energética em plantas de extração de óleos vegetais - muito similares à fábrica de farelo branco;

4) Sintetizar uma rede de trocadores de calor para a fábrica de farelo branco de Esteio com base na metodologia de Análise do Ponto de Estrangulamento ("Pinch Design Method"). Os resultados desta síntese são apresentados no Capítulo 5 que pode ser considerado como uma grande contribuição específica;

5) Analisar e comparar a viabilidade econômica das duas redes produzidas;

6) Executar uma análise de flexibilidade preliminar da melhor rede visando validá-la para aplicação industrial.

1.3 Estrutura da Dissertação

Para cumprir com os objetivos listados no item 1.2 o presente trabalho é apresentado em sete capítulos e 4 Apêndices.

O Capítulo 2 descreve de forma bastante simplificada o processo de obtenção de farelo branco de soja. Inicia apresentando um panorama geral sobre a soja e a indústria de esmagamento. A seguir começa a descrição do processo propriamente dito, passando pela recepção e armazenagem de soja, preparação e extração - que é visto em maior detalhe, pois se trata da área onde a integração será aplicada.

O Capítulo 3 é um dos mais importantes da dissertação, nele são descritos todos os critérios para a formulação do problema, desde a extração dos dados da fabricação de farelo branco, passando pela listagem das correntes e terminando na elaboração da tabela com todos os dados necessários para a resolução do problema - incluindo coeficiente de película, custo das utilidades e dos equipamentos.

O Capítulo 4 aborda o método do ponto de estrangulamento energético - a metodologia que é utilizada no Capítulo 5. Os conceitos básicos a respeito de flexibilidade de redes também são abordados neste capítulo.

O Capítulo 5 apresenta a síntese da rede do problema formulado no Capítulo 3 seguindo orientações abordadas no Capítulo 4. Nessa parte do trabalho é otimizada a diferença mínima de temperatura admissível. A rede com máxima recuperação de energia é obtida e evoluída até uma configuração com maior viabilidade técnico-econômica.

O Capítulo 6 avalia a flexibilidade da rede evoluída no Capítulo 5, verificando todas as etapas da posta em marcha, simulando uma mudança drástica nas condições de extração e utilizando tabelas de sensibilidade para as correntes lineares do problema.

E finalmente, no Capítulo 7 são elaboradas as conclusões finais do trabalho e também são sugeridos continuações e novos estudos a respeito do mesmo tema.

O Apêndice A mostra as equações utilizadas para o cálculo do equilíbrio da mistura hexano, ar e água, o Apêndice B apresenta os históricos da evolução dos métodos de síntese e flexibilização de redes de trocadores de calor, o Apêndice C descreve as recuperações energéticas atualmente empregadas na industria de esmagamento. Por fim, o Apêndice D apresenta, de forma resumida, os métodos numéricos mais importantes que abordam a síntese de rede de trocadores de calor.

Capítulo 2

Descrição do Processo

Neste capítulo é descrito como funciona o processo de extração de óleo e produção de farelo de soja. A informação contida nestas páginas faz com que leitores menos versados nos processos de beneficiamento da soja possam interpretar o restante da dissertação. Além de conceitos básicos sobre a soja, cada uma das etapas do processo será mencionada. Uma especial ênfase será dada a extração de óleo, que é a etapa onde se aplicará a sistemática de integração energética.

2.1 Considerações Iniciais

A Planta Soja (*Glycine Maxima*) ou Feijão-soja é uma das fontes de alimento mais importantes tanto para o homem quanto para os animais. Suas sementes altamente nutritivas têm no seu conteúdo de proteína o principal atrativo. Enquanto a carne de gado possui cerca de 20 % de proteína, a soja possui 40%.

No cenário mundial encontram-se 4 países produtores: Estados Unidos, Brasil, China e Argentina.

No Brasil colhem-se por ano cerca de 50 milhões de toneladas desta leguminosa, a projeção de movimentações comerciais em 2003 é de algo em torno de oito bilhões de dólares incluindo soja, farelo e óleo (Fonte: Associação Brasileira das Indústrias de Óleos Vegetais).

O Brasil é o segundo maior produtor e esmagador de soja. Sua produção está dividida basicamente nos estados do PR, RS, MT, MS, GO e SP. Nos estados da BA e MA o cultivo da leguminosa cresce rapidamente.

A indústria de esmagamento processa a maior parte da produção agrícola. As fábricas de esmagamento, como são chamadas essas unidades industriais, localizam-se em vários estados brasileiros. Pode-se citar como principais estados esmagadores de soja RS, PR, MS, MT, SP e BA. Existem aproximadamente 100 fábricas no Brasil.

No desenvolvimento do processamento de óleos vegetais se destacam três marcos. O primeiro deles foi a migração do esmagamento mecânico para a extração de óleo por solvente, tecnologia desenvolvida desde os anos 30. Um segundo desenvolvimento tecnológico deu-se com o processo de "dessolventização" do farelo de soja, que permitiu utilizá-lo em todos os tipos de rações para animais. Por fim, a terceira mudança começou a ocorrer a partir dos anos 1950, com a ocorrência de economias significativas à medida que se expandia a escala de produção - existem plantas maiores que 7000 toneladas por dia na Argentina. A necessidade de grandes unidades industriais exige um volume maior de investimentos e de capital de giro. Esse fato dificulta a entrada de pequenos e médios investidores neste mercado. O que se observa hoje é uma concentração do negócio soja na mão de multinacionais globais como a Bunge, a Cargill e a ADM.

Com fábricas cada vez maiores e custos fixos cada vez mais diluídos na escala, o ambiente é fértil para estudos de processo que visem reduzir custos variáveis. O consumo de combustíveis para geração de energia térmica é responsável pela maior parte dos custos variáveis de uma unidade de esmagamento, portanto é um dos alvos preferidos dos pesquisadores que tentam aumentar produtividade neste ramo industrial.

A planta industrial que motivou esta dissertação é a Fábrica de Farelo Branco do Parque Industrial de Esteio, da Solae do Brasil. Essa planta não é uma típica unidade de esmagamento, trata-se de uma fábrica que tem um sistema de dessolventização especial, que é utilizado para produzir farelo branco, produto destinado à produção de derivados de soja para consumo humano, como proteína texturizada de soja. Estas fábricas são bem mais raras, o RS tem apenas três unidades que produzem farelo branco. Os próximos itens deste capítulo descrevem de forma bastante simplificada os processos envolvidos na produção de farelo branco de soja.

2.2 Recepção de Soja e Preparação

A fabricação inicia pela recepção de matéria-prima, no caso a soja. Entende-se como recepção de matéria-prima todas as operações de recepção, limpeza, secagem e armazenagem de soja, etapas anteriores ao processamento - preparação e extração.

A recepção é feita por via rodoviária, ferroviária e/ou marítima. Após seu recebimento na fábrica, a soja é pré-limpa em peneiras com canais de aspiração que visam retirar impurezas provenientes da lavoura, tais como terra, talos da planta, materiais leves, etc. Antes de ser acondicionada, a soja é seca, se for necessário, e passa por outra etapa de limpeza com canais de aspiração para garantir qualidade adequada à armazenagem do grão.

A preparação é a etapa do processo que visa adequar fisicamente a soja para o processo de extração de óleo. O principal objetivo da preparação na indústria de esmagamento é aumentar a eficiência do processo de extração. Sementes oleaginosas que apresentam um alto teor de óleo, tais como sementes de girassol, canola, amendoim, e gérmen de trigo, são mais difíceis de preparar e não possibilitam uma extração direta por solvente econômica. A experiência mostra que é menos oneroso remover primeiramente parte do óleo por prensagem

para depois se proceder à extração por solvente. O termo "esmagamento" é inspirado na etapa de prensagem. No caso da soja, a etapa de prensagem não é necessária.

Há muitas formas de preparar a semente de soja para a extração por solvente, embora algumas operações sejam comuns a todos os processos de preparação. Para produção de farelo branco de soja tem-se a seguinte seqüência de operações: limpeza final; ressecagem; quebra; separação de casca; condicionamento e laminação.

A limpeza final visa completar o serviço iniciado nas etapas anteriores à armazenagem e proteger os equipamentos a jusante no processo como, por exemplo, os quebradores e os laminadores. Normalmente são empregadas peneiras para fazer este serviço, contudo podem ser utilizados equipamentos mais sofisticados para satisfazer demandas especiais.

A ressecagem é realizada de forma contínua em um equipamento com leito fixo (Secador de Cavaletes), a transferência de massa se dá através do contato direto do ar de secagem com os grãos de soja. Esta etapa visa secar a soja para facilitar a separação de casca. O valor de umidade contida no grão após esta etapa gira em torno de 10%.

Com a quebra inicia-se o aumento da área superficial para acelerar o processo de extração sólido-líquido. A quebra é realizada de forma contínua em um equipamento com quatro rolos corrugados, o primeiro par de rolos quebra a semente na metade, o segundo par leva a granulometria a 1/8 de grão. Quanto mais uniforme for a granulometria do grão a jusante deste processo, melhor pode ser considerada a operação de quebra.

A separação das cascas provoca um aumento considerável no teor de proteína do farelo branco, e ao mesmo tempo diminui o volume de material que alimenta o extrator - aumenta a capacidade da planta. Existem duas linhas hoje difundidas no mercado: Separação de casca a quente e separação de casca a frio (convencional). Neste trabalho só será abordado o processo convencional.

O sistema convencional utiliza peneiras e canais multiaspiradores em duas etapas: separação de cascas e recuperação de finos da casca. Na primeira etapa, uma peneira separa a soja quebrada em granulometrias distintas, cada corrente, então, é levada a um multiaspirador. Faz-se passar ar o suficiente para arrastar toda a casca e alguns pedaços de soja nestes equipamentos. Os finos de soja são separados da casca com granulometria maior em uma segunda peneira e em mais dois conjuntos de multiaspiradores. A Figura 2 ilustra o processo de limpeza final, quebra e separação de cascas.

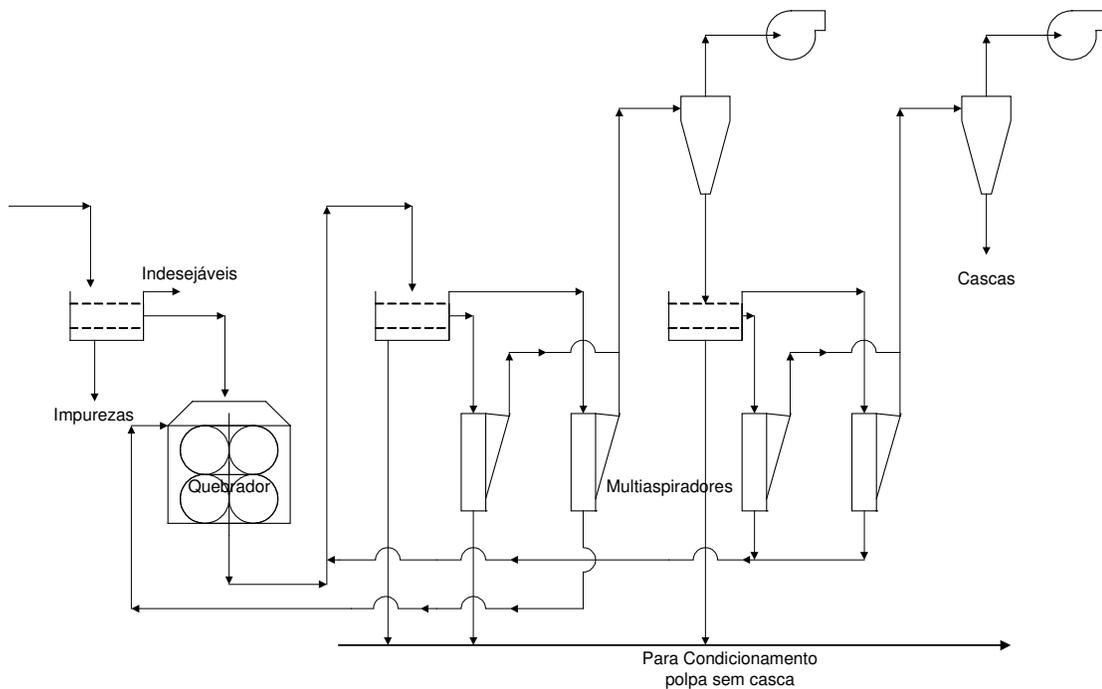


Figura 2: Diagrama de limpeza final, quebra e separação de cascas

Fonte: BOILING (2000).

O condicionamento tem por objetivo aquecer a polpa até 60 °C. Nesta temperatura a polpa de soja adquire plasticidade, propriedade que é essencial para a laminação. Esta etapa se realiza de forma contínua através de cilindros rotativos aquecidos com vapor indireto.

A laminação nada mais é do que a conversão de material relativamente granular (polpa de soja) a uma fina lâmina delgada, de aproximadamente 0,30 mm (lâmina de soja). A lâmina tem de quatro a seis vezes a área superficial do grão original, e, por conta disto, torna economicamente viável a extração por solvente. Esta operação é feita em um equipamento portador de um par de cilindros lisos que giram em sentido contrário dragando a soja para a região central onde ela é comprimida até a espessura de lâmina desejada - a Figura 3 ilustra o descritivo. Estes equipamentos consomem muita energia elétrica e a sua regulação influencia muito os rendimentos do processo de extração.



Figura 3: Formação da lâmina

Fonte: HEIMANN (2000).

2.3 Planta de extração de óleos vegetais

Sistemas modernos de extração de óleo vegetal por meio de solvente hexano parecem complexos. Esta complexidade, contudo, é em grande parte devida aos sistemas de controle, segurança, automação e recuperação de energia. O sistema básico de extração é muito simples, como se pode observar na Figura 4. Na produção de farelo branco há uma alteração substancial na dessolventização do sólido empregado na produção de farelo tostado, pois no lugar do dessolventizador tostador – tradicional equipamento empregado para dessolventizar e inativar os fatores antinutricionais do farelo de soja para ração animal – instala-se uma pré-dessolventização rápida realizada em um tubo “flash” e um “stripper” a vácuo.

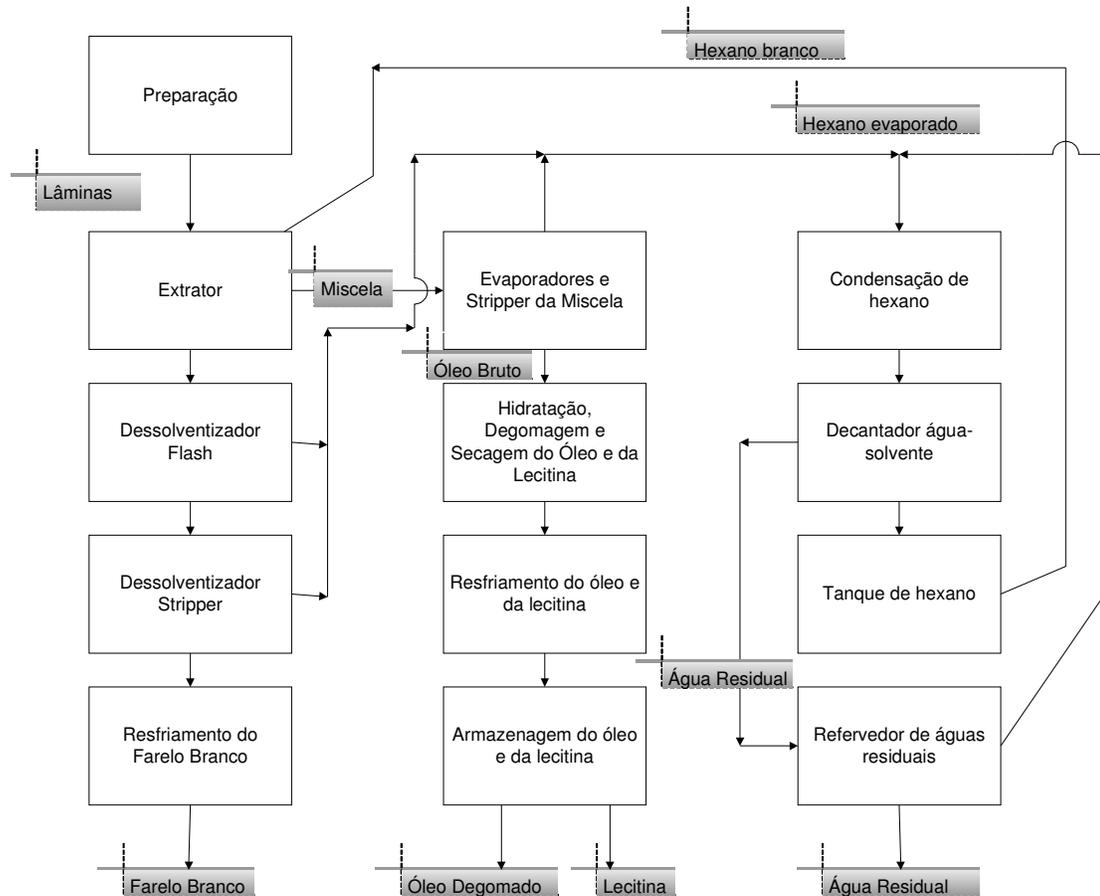


Figura 4: Diagrama de bloco da planta de produção de farelo branco

O solvente mais empregado na extração de óleos vegetais é obtido através do fracionamento de petróleo, e é comercializado com o nome de “hexano”. O hexano comercial é usado por causa de seu baixo custo, estabilidade, excelentes características térmicas, e seletividade para óleos e gorduras. Outros solventes, tais como pentano, heptano e tricloroetileno, foram testados, mas não têm sido empregados amplamente (NFPA-36, 2001). A Tabela 1 mostra as propriedades físicas do hexano puro, que muito se assemelham com as do hexano comercial, utilizado na extração. Duas das propriedades mais importantes do hexano puro são motivos para a preocupação com segurança: seu ponto de fulgor e sua densidade de vapor. Os vapores da hexano são cerca de três vezes mais densos do que o ar, o que explica o seu acúmulo em pontos baixos, que muitas vezes são localizados em espaços confinados.

Tabela 1: Propriedades Físicas do Hexano

Limite de inferior e superior de explosividade % (v/v)	1.2-6.9
Ponto de ignição em °C	225
Ponto de fulgor em recipiente fechado em °C	-26
Massa Molar g.mol ⁻¹	86.2
Ponto de liquefação em °C	-94
Coeficiente de expansão	0.00135
Ponto de ebulição a 1 atm em °C	69
Massa específica a 16 °C	0.664
Densidade de vapor (ar igual a 1)	2.975
Calor latente de vaporização a 760 mmHg kcal/kg	80
Calor de combustão, BTU/lb (bruto)	20970
Pressão de vapor a 100 °F, mmHg	259
Calor específico do líquido a 16 °C	0.531
Calor específico do vapor a 16 °C	0.339
Solubilidade em água, mol.l ⁻¹ a 16 °C	0.0016

Fonte: NFPA-36 (2001)

O processo pode ser resumido em quatro operações principais: Extração propriamente dita; Dessolventização do sólido; Dessolventização do óleo e Recuperação do solvente.

2.4 Extração propriamente dita

Na fase de extração, o óleo é esgotado do material oleaginoso através do solvente comercial hexano. O equipamento que efetua esta operação é o extrator, que deixa o material oleaginoso impregnado com solvente.

O extrator utilizado na unidade de Esteio é o modelo Lurgi de correia perfurada. Este equipamento oferece duas superfícies de extração, onde as lâminas são separadas por compartimentos retangulares, enquanto percorrem a tela móvel com aberturas em forma de barra em V. Este equipamento opera com extração em contracorrente através do uso de bombas e de uma série de bacias coletoras para separar o fluxo das diversas concentrações de miscela. O aparelho de alimentação de sólidos é posicionado acima da esteira superior, já o funil de descarga fica localizado na extremidade inferior do extrator. Quando o material parcialmente processado alcança o final da correia superior, ele cai da célula superior para um compartimento similar na correia inferior. A massa continua a ser aspergida com miscela vinda das bombas até que alcance o compartimento que recebe solvente novo antes de ser drenada e ser descarregada no funil de descarga. A Figura 5 apresenta este modelo de extrator.

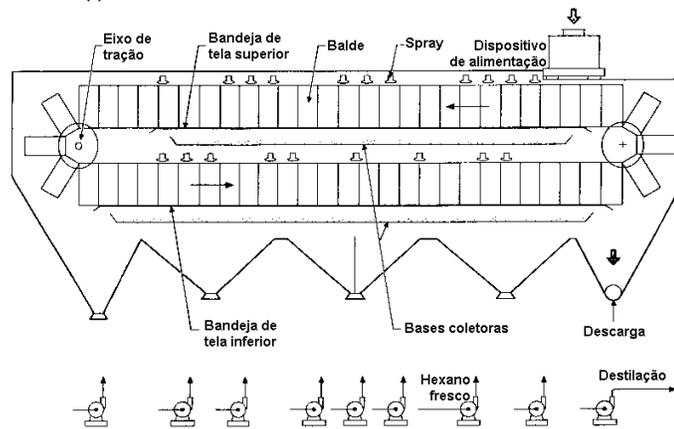


Figura 5: Extrator Lurgi

Fonte: NFPA-36 (2001)

As principais variáveis no processo de extração são a temperatura do hexano e da massa sólida (55 a 60 °C), tempo de extração (mínimo 30 min), espessura da lâmina (0,25 a 0,30 mm) e material bem preparado. Como este trabalho visa estudar a integração energética na planta é conveniente entender a relação entre a temperatura de extração e sua eficiência. Em tese, quanto mais alta for a temperatura mais eficiente será a extração, porém, quando o hexano chega próximo ao seu ponto de bolha, as bolhas de vapor formado dentro e entre as lâminas acabam prejudicando a extração. Em função disto, respeita-se o limite de 60 °C para se obter bons resultados. Na Tabela 2 mostra-se o incremento de óleo residual no farelo em temperaturas inferiores a 60 °C.

Tabela 2: Influência da temperatura na extração de óleo de soja com solvente

Temperatura (°C)	Incremento no óleo residual (%)
60	0,00
54	0,05
49	0,11*
43	0,24*
30	0,44*

Fonte: DEPARTAMENTO TÉCNICO A&G (2000)

O teor de óleo residual é o resultado analítico que mostra quanto óleo sobrou na soja após a extração. Valores entre 0,5 e 0,7 % são aceitos. Os valores com asterisco são acréscimos que já representam perda substancial.

Os processo de dessolventização do sólido, dessolventização do óleo e recuperação de solvente serão descritos nos itens a seguir.

2.5 Dessolventização dos sólidos esgotados

O farelo branco com hexano que deixa o extrator é transportado até o "flash desolventizing". Este equipamento é, de forma simplificada, um tubo que transporta pneumáticamente o farelo com solvente após o extrator. O fluido que conduz o farelo através deste equipamento é vapor de hexano superaquecido, e ao longo deste caminho, esse hexano cede calor sensível para evaporar, por contato direto, 90% do solvente líquido contido no farelo à jusante do extrator.

O hexano superaquecido circula pelo tubo de transporte pneumático em um circuito fechado. Os seus vapores são pressurizados por um ventilador especial e são aquecidos por um superaquecedor. Na saída deste equipamento os vapores atingem 135 °C. A admissão de farelo com hexano é feita logo a seguir e a dessolventização prossegue até o farelo ser abatido em um ciclone. A corrente de vapores que deixa o ciclone - a 85 °C nesta posição - volta até o ventilador que iniciou o ciclo. Entre o ventilador e o superaquecedor há uma purga dos vapores gerados na dessolventização.

A pressão do transporte pneumático é mantida através de uma malha que controla a pressão através da purga de vapores de hexano. A purga é enviada para um lavador de vapores e depois para a condensação.

Após o primeiro estágio de dessolventização, o farelo é encaminhado para a dessolventização final, que é executada em um "stripper" a vácuo - pressão próxima a 0,5 atm - onde a injeção direta de vapor d'água superaquecido arrasta o restante do hexano descarregando o farelo com concentração de solventes em torno de 500 ppm. Os vapores do "stripper" a vácuo também são encaminhados até outro lavador de vapores e outro condensador. O vácuo neste equipamento é feito com um ejetor.

Apesar da alta temperatura inicial do hexano superaquecido na saída do superaquecedor do tubo "flash", a baixa umidade do farelo durante a dessolventização no tubo de "flash" e o curto tempo de residência - menor do que 3 segundos - diminuem a desnaturação das proteínas solúveis em água preservando ao máximo as propriedades naturais da soja. A baixa pressão de operação do "stripper" a vácuo impede a condensação do vapor direto injetado para arrastar o residual de solvente do farelo, assim, mantém baixa a umidade do farelo reduzindo também a desnaturação das proteínas. Baixos níveis de desnaturação, preservação da cor e das características naturais da soja são fundamentais para os produtos subsequentes que usam como matéria-prima o farelo branco de soja. A Figura 6 mostra um desenho esquemático da dessolventização "flash".

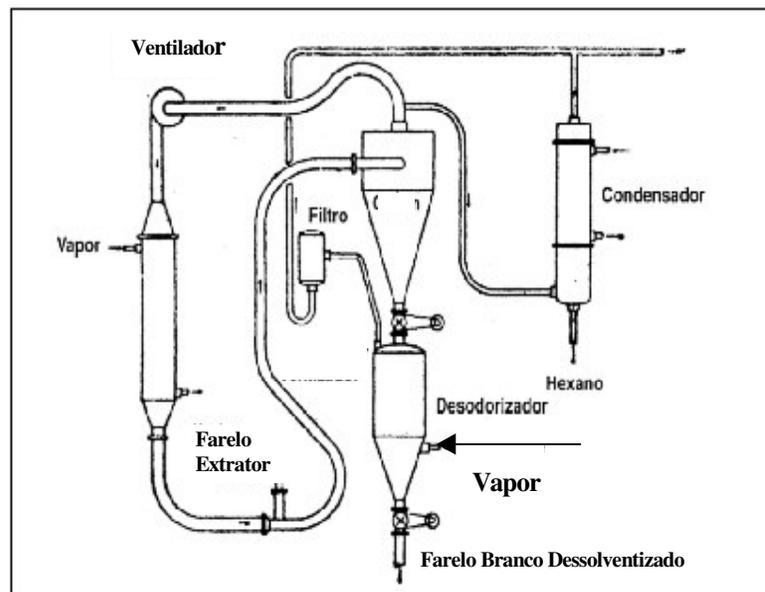


Figura 6: Esquema da dessolventização do farelo branco.

Fonte: GONZÁLEZ (2000)

2.6 Dessolventização do Óleo

A miscela a jusante do extrator contém de 25 a 30% de óleo em massa, o restante da composição centesimal é hexano. O processo básico pelo qual o hexano é evaporado é a evaporação a vácuo. Nos processos tradicionais isto é feito em dois estágios. O primeiro estágio utiliza correntes quentes do processo para evaporar o máximo de hexano da miscela, sendo que a mais importante é o vapor proveniente da dessolventização do farelo de soja. Em um processo eficiente, 75% da energia para a evaporação do hexano da miscela é fornecida pelos vapores que saem do topo do dessolventizador tostador. Apenas no segundo estágio é utilizado vapor d'água vindo da caldeira. Os ejetores e o próprio óleo dessolventizado também são utilizados como fonte de calor para reduzir o consumo de vapor no segundo estágio de evaporação.

O óleo resultante do segundo estágio de evaporação contém ainda 5% de hexano. A dessolventização final do óleo é realizada em uma coluna de destilação por arraste de vapor a vácuo que produz óleo com residuais de 300 ppm no máximo.

2.7 Recuperação do Solvente

O ar que entra no sistema junto com as lâminas no extrator, no “stripper” de farelo branco ou através de vazamentos, forma uma mistura incondensável com vapores de hexano à temperatura da água da torre de resfriamento. Para recuperar os vapores de hexano misturados com o ar, canaliza-se esta corrente para uma coluna de absorção que opera com óleo mineral. O produto de topo é descartado para a atmosfera com traços de hexano. O produto de fundo é aquecido e enviado para um “stripper” por arraste com vapor a vácuo para separar o hexano do óleo mineral. Após este processo, o óleo mineral é resfriado para retornar à coluna de

absorção. Na fabricação de farelo branco, há duas vezes mais ar do que em uma fábrica convencional, portanto as instalações de absorção e separação do hexano e do óleo mineral são bem maiores.

2.8 Condensação e tratamento de águas residuais

A condensação de vapores de solvente e vapor d'água é normalmente efetuada através do emprego de condensadores de casco e tubo. A água flui através dos tubos, e os vapores de solvente e vapor d'água condensam-se no casco. A água fria usada nos condensadores é obtida a partir de torres de resfriamento. O hexano condensado, que pode conter água, é conduzido para um decantador água-solvente.

Há uma produção contínua de água de condensação proveniente da injeção de vapor direto que é usada nos equipamentos que separam residuais de solvente por arraste de vapor (“*stripper*” de farelo branco, “*stripper*” de óleo de soja e de óleo mineral). Esta água é continuamente removida do decantador água-solvente e enviada a um vaso chamado de refulvador de água residual, onde se introduz vapor direto para elevar a temperatura a 85 °C. O propósito deste evaporador é aquecer a água residual bem acima do ponto de ebulição do solvente, removendo assim traços de solvente remanescente na água residual.

Capítulo 3

Definição do Problema de Integração Energética na Fábrica de Farelo Branco

As informações sobre o processo devem ser convertidas no formato de um problema de integração energética, essa atividade é especialmente importante para a obtenção de bons resultados. Este capítulo apresenta todas as fases da formulação do problema iniciando por comentários a respeito da extração dos dados, passando pela apresentação propriamente dita do processo - que inclui um fluxograma simples - e, finalmente, apresentando as informações do custo de utilidades e dos trocadores de calor. O capítulo finaliza com a tabela de correntes completamente preenchida.

3.1 Formulação do problema

A obtenção dos dados para a formulação do problema é, sem dúvida nenhuma, uma das partes mais importantes e mais delicadas de todo o problema de integração energética.

A precisão das propriedades dos componentes envolvidos, das temperaturas empregadas no processo e das taxas mássicas das correntes influi de maneira definitiva na qualidade da solução obtida e na sua real validade.

A experiência e o conhecimento do processo se refletem na definição correta do escopo (seleção das correntes que participarão da integração), respeitando as restrições de segurança, “layout” ou processo, na seleção dos tipos de trocadores de calor que farão parte do estabelecimento da rede e, por fim, no cálculo dos custos de utilidades e trocadores de calor.

O método de cálculo da rede pelo ponto de estrangulamento pressupõe que as capacidades térmicas das correntes (mC_p) não variem com a temperatura, porém, em problemas reais elas são sempre dependentes, em alguma extensão, da temperatura. Sendo assim, é importante identificar quando a aproximação linear é válida e quando não é.

Quando a relação entre mC_p e temperatura é bastante não linear há necessidade de segmentar a corrente em várias partes. Este procedimento lineariza a corrente por seção. Quanto mais segmentada, mais preciso é o resultado. A Figura 7 mostra um exemplo de linearização com uma segmentação e com três segmentações.

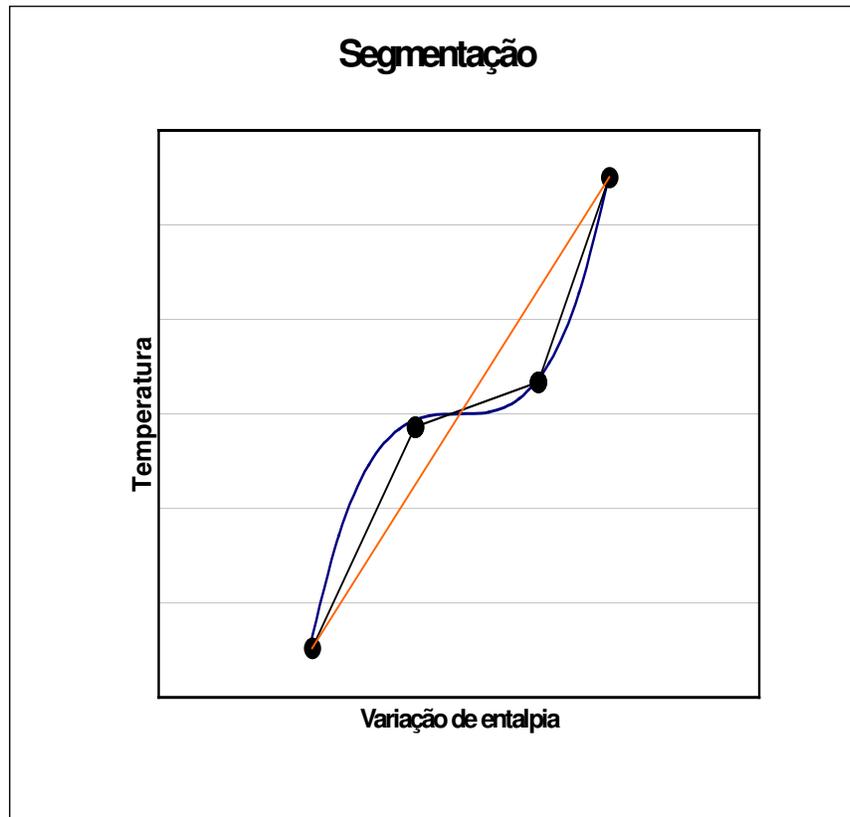


Figura 7: Linearização da corrente por segmentos de reta

A linha laranja mostra a aplicação da relação linear à corrente em questão, proposta pelo método. As linhas negras mostram que uma divisão em três segmentos lineares já representa muito melhor o comportamento real da corrente. Para definir com exatidão o número de segmentações necessárias para garantir precisão, é necessário fazer uma análise de sensibilidade testando diversas hipóteses.

O Método do Ponto de Estrangulamento converte o calor latente para mudança de fase em mC_p , desta forma pode-se plotar também a mudança de fase no mesmo gráfico Temperatura *versus* Variação de Entalpia, muitos autores utilizam este artifício para analisar correntes que trocam fase (SMITH, 1995, SEIDER, 1998, LINNHOFF, B ET AL. 1982), os manuais da Aspen também recomendam esta adequação. Como o calor transferido por grau na mudança de fase é bastante distinto do transferido por calor sensível, as correntes que mudam de fase necessitam segmentação na maioria das vezes. Podemos citar como exemplo as correntes constituídas por componente puro, no momento que atingem a temperatura de mudança de fase, elas se torna isotérmica transferindo muito mais calor por variação de

temperatura do que quando, por exemplo, se superaquecem. Sendo assim, neste caso, requerem segmentação em pelo menos duas etapas.

Quando uma corrente em um processo já estabelecido se aquece em uma série de etapas, há uma tendência intuitiva de dividi-la em várias correntes correspondentes às etapas de aquecimento. Um exemplo deste caso pode ser visualizado através da etapa de evaporação da miscela. Em plantas tradicionais, a miscela que deixa o extrator passa:

- por um aquecedor que utiliza ejetores do processo como agentes de aquecimento;
- por um evaporador, onde vapores de hexano e água, provenientes do DT, concentram a miscela em óleo;
- por um trocador de placas onde a miscela é aquecida por uma corrente de óleo quente já destilado;
- e finalmente pelo segundo evaporador, que completa a evaporação do hexano com vapor vivo e concentra a miscela a 95% de óleo de soja.

A tendência intuitiva é extrair desta operação 4 correntes: miscela do extrator até a descarga do primeiro aquecedor; do aquecedor até o primeiro evaporador; do primeiro evaporador até a saída do trocador óleo-miscela e deste equipamento até o óleo a jusante do segundo evaporador. Fazendo isto, o projetista estará induzindo o método a obter uma solução similar a original, e, portanto, perdendo a oportunidade de obter uma rede alternativa e mais econômica. Nesta situação, a opção menos restritiva é considerar uma única corrente, de miscela que deixa o extrator até a sua concentração final por evaporação.

3.2 Apresentação do problema

Há dois projetos clássicos de redes de trocadores de calor mencionados na literatura: os projetos novos em terreno limpo -“Green Field Design”, “Grassroots Design”- e os projetos de melhoria ou adequação -“Retrofit Design” (BRIONES, V. 1999).

Os projetos em terreno limpo são aqueles onde não há equipamentos existentes e nem “layout” definido. O projetista parte apenas da caracterização das correntes e dos custos das utilidades e dos trocadores de calor. São mais simples de serem resolvidos e produzem redes melhores, pois não existem tantas limitações de “layout” e tamanho de equipamento como em plantas já existentes. Os problemas de adequação são aplicados em plantas em operação, envolvem outras variáveis sendo que as mais importantes são os equipamentos e os trocadores de calor existentes.

Neste trabalho o projetista não terá restrições relativas a equipamentos e layout existentes, o problema em questão segue a linha dos projetos em terreno limpo.

A análise envolve exclusivamente a Planta de Extração de Óleos Vegetais por Solvente, que se inicia no extrator, passa pelos equipamentos de dessolventização de miscela

e farelo, culminando na degomagem e secagem de óleo e lecitina. Nem a laminação, nem as lâminas de soja a montante do extrator fazem parte do caso estudado.

Este trabalho consiste em formular e resolver o problema da rede de trocas de calor do processo de produção de farelo branco. Esta rede deve minimizar o investimento e o consumo de vapor e de água de resfriamento.

Na Tabela 3, definem-se as características da planta e as utilidades.

Tabela 3: Características da planta de produção de farelo branco

Capacidade	1000 t soja/d
Capacidade Mínima	600 t soja/d
Utilidades	Vapor 10 bar g
	Vapor 3 bar g
	Água de Resfriamento a 25 °C
Custo das Utilidades	Vapor 10 bar g - 25,1 US\$/Gcal
	Vapor 3 bar g - 23,5 US\$/Gcal
	Água de Resfriamento - 4,5 US\$/Gcal
Pressão de evap./strip. da miscela (mmHg abs)	310 mmHg abs

É importante mencionar que os custos das utilidades apresentados na Tabela 3 se restringem a parcela operacional – no caso do vapor óleo combustível, manutenção, mão-de-obra, etc. Neste trabalho, não se considera o capital necessário para gerar vapor ou produzir água de resfriamento, ou seja, o gasto com investimento para a compra e instalação de caldeiras ou torres de resfriamento.

As propriedades do hexano comercial serão consideradas iguais às do hexano puro.

A Figura 8 mostra o fluxograma de processo (PFD – “Process Flow Diagram”) da planta de extração demarcando o escopo do trabalho. Cada corrente quente é definida com um número em um quadrado vermelho, já as correntes frias estão numeradas em um quadrado verde. Nenhum trocador para reaproveitamento térmico foi incluído no desenho.

O processo inicia quando a corrente de hexano e a corrente de lâminas de soja se encontram no principal equipamento do processo, o extrator (no entanto, as lâminas de soja não fazem parte do problema). O hexano frio deve ser aquecido a 55 °C e bombeado para o extrator (Corrente Fria C1). Esta também é a temperatura das lâminas de soja, quando entram no extrator. A partir deste ponto, o processo é dividido em duas correntes: a corrente líquida composta por óleo e hexano - chamada miscela - e a corrente sólida - farelo com hexano.

A corrente de miscela é enviada para uma etapa de evaporação a vácuo (310 mmHg abs). Em um primeiro momento a miscela é concentrada através da evaporação do hexano por conta do vácuo do primeiro evaporador, na seqüência, esta corrente é aquecida de 44,1 °C até 90,1 °C (Corrente Fria C2), para atingir a concentração final de 95% de óleo de soja. Após

este processo de evaporação, essa corrente é aquecida até 105 °C (Corrente Fria C3) e é enviada até a coluna de destilação por arraste de vapor, também a vácuo. Na saída dessa coluna o óleo atinge 100 °C. Os vapores de hexano que saem do evaporador e da coluna de destilação são condensados em dois condensadores a vácuo - um dedicado para o processo de evaporação (Corrente quente H1) e outro para a coluna de destilação (Corrente quente H2) até 40 °C. A vazão da água de resfriamento nos condensadores a vácuo deve ser dimensionada respeitando um ΔT mínimo de 4 °C entre a entrada e a saída da água. E os coeficientes globais de troca térmica são especificados considerando uma margem de segurança de 20% em área.

Os vácuos no evaporador e na coluna de destilação são produzidos por dois ejetores (Corrente quente H3 para o evaporador e corrente quente H4 para a coluna).

Como já foi mencionado, o óleo deixa a coluna de pratos com 100 °C. É necessário, a partir daí, resfriá-lo até 70 °C para realizar a hidratação e centrifugação das gomas - substâncias polares e hidratáveis (Corrente quente H5). Após estes processos, o óleo precisa ser seco. Embora esta etapa é realizada com vácuo, o óleo precisa ser aquecido a 90 °C (Corrente Fria C4).

A corrente sólida é encaminhada para o dessolventizador tubular. A dessolventização é feita com vapores de hexano superaquecidos que entram em contato direto com o farelo branco proveniente do extrator. Os vapores de hexano devem ser aquecidos de 92 °C até 135 °C (Corrente Fria C5). O dessolventizador evapora 90% do hexano proveniente do extrator. Estes vapores são condensados à pressão atmosférica (Corrente Quente H6). A vazão da água de resfriamento deve ser dimensionado nos condensadores atmosférico respeitando um ΔT máximo de 8 °C com 20% de segurança na área de troca térmica.

Após o dessolventizador tubular, o restante de hexano é removido em um “stripper” a vácuo com vapor superaquecido a 170 °C (Corrente Fria C6). Os vapores são canalizados para um condensador a vácuo (Corrente quente H7). Dois ejetores operam produzindo depressões no “stripper” a vácuo. O primeiro garante o vácuo para dessolventização do farelo (Corrente Quente H8) e o segundo atua após a descarga do farelo, minimizando a entrada de ar atmosférico no “stripper” a vácuo (Corrente Quente H11).

O farelo branco de soja é muito pulverulento e, em função desta característica, são utilizados lavadores de gases no vapor a jusante do dessolventizador tubular e do “stripper” a vácuo - antes dos seus respectivos condensadores. A água utilizada neste processo deve ser aquecida até 85 °C para evitar condensação de hexano.

Todos os vapores condensados de hexano úmido são conduzidos ao decantador que promove a separação do hexano e da água. A corrente aquosa que deixa o decantador a 40 °C é aquecida até 85 °C e é utilizada na limpeza dos particulados do farelo branco (Corrente Fria C8). A água residual desta operação é então novamente aquecida até 85 °C antes de ser descartada para evitar arraste de hexano (Corrente Fria C7).

O sistema de absorção de hexano do ar é formado basicamente por um resfriador de ar (Corrente Quente C9) - que reduz a temperatura do ar e do hexano a 36 °C - por uma coluna de absorção e uma coluna "stripper" a vácuo. O óleo mineral pobre em hexano deixa a coluna "stripper" a 90 °C e é resfriado a no máximo 40 °C para ingressar na coluna de absorção (Corrente Quente H10). Já o óleo mineral rico em hexano é aquecido até 90 °C (Corrente Fria C9) para alimentar novamente a coluna "stripper" formando um circuito fechado.

A Tabela 4 mostra todas as correntes que fazem parte do problema com suas taxas mássicas.

Tabela 4: Correntes do problema com suas taxas mássicas

<i>Correntes de Processo</i>	<i>Taxa Mássica (kg/h)</i>
Hexano Extrator - HEXA - C1	37000
Miscela Extrator - MIS - C2	28545
Óleo para "Stripper" - STR - C3	8169
Óleo para o Secador - SEC - C4	7761
Vapores de Hexano Flash -FLA - C5	110000
Vapor Superaquecido - SUP - C6	600
Água do Fervedor - FER - C7	5000
Água do Decantador + "Makeup" - DEC - C8	5000
Óleo mineral para "Stripper" - MIN - C9	10296
Vapores Hexano a Vácuo - DES - H1	22870
Vapores Hexano Úmidos a Vácuo STP- H2	833
Ejetor Evaporador - EJ1- H3	210.5
Ejetor "Stripper" - EJ2 - H4	210.5
Óleo para Degomagem - OLE - H5	7761
Vapores de Hexano Atmosférico - FLA - H6	14058
Vapores Hexano e Água DS - DS - H7	1430
Ejetor DS - H8 (Vapor + Ar) - EJDS - H8	1110
Ar e Hexano- AIR - H9	451
Óleo Mineral para Absorção - MIN - H10	9880
Ejetor exaustão de ar do DS - EJC - H11	345
Óleo quente - RES - H12	7761

<i>Utilidades</i>
Água Resfriamento - AGUA RES
Vapor 10 bar g -VAP M
Vapor 3 bar g - VAP B

PFD - Extração por Solvente para Produção de Farelo Branco de Soja

Código de Cores das Linhas

Vapores Hexana	Óleo
Lecitina	Água
Ar	Sólidos

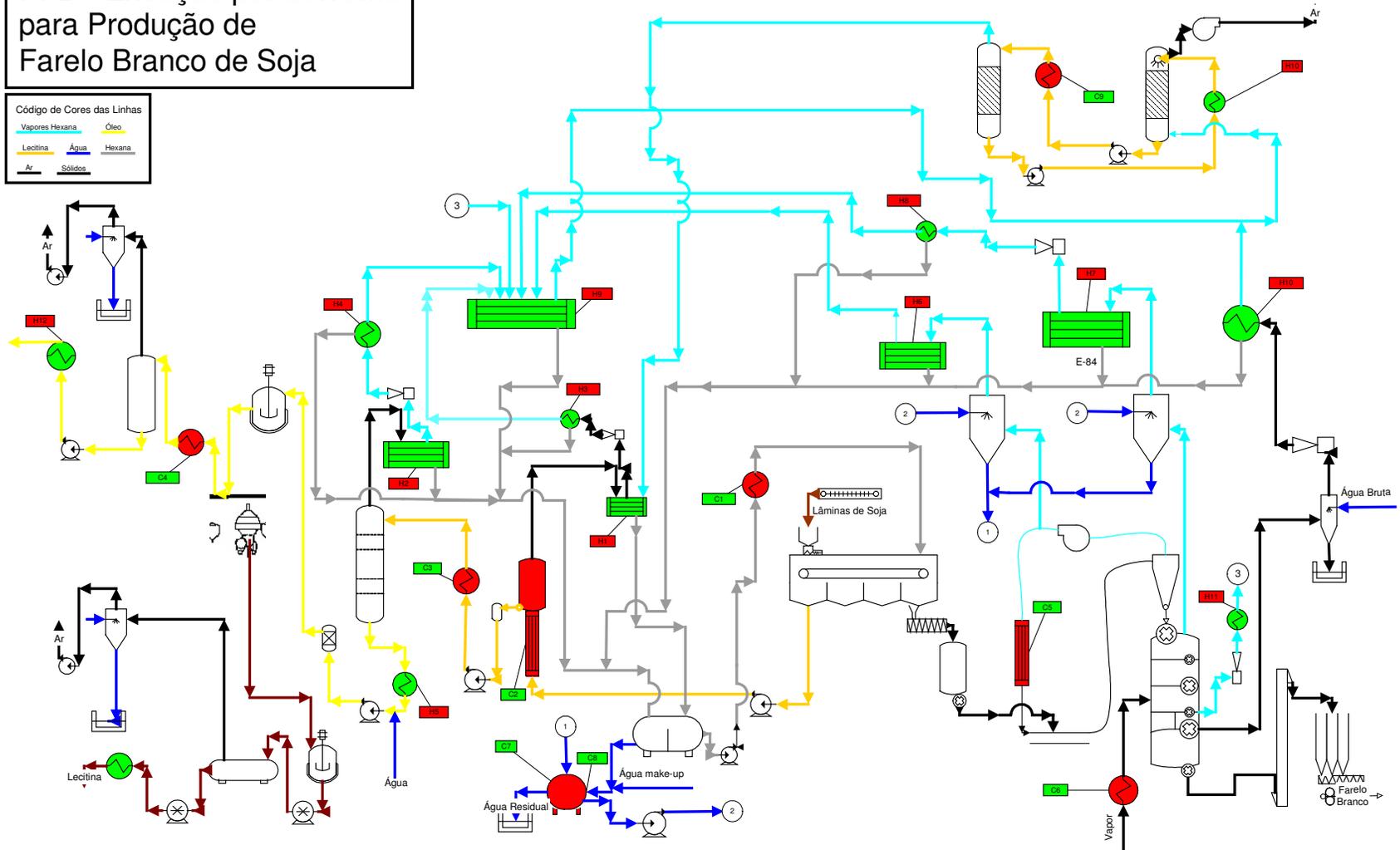


Figura 8: Fluxograma de Processo da Extração por Solvente

3.3 Balanço global de massa no extrator

O primeiro passo para a determinação das capacidades caloríficas (mCp) de todas as correntes é o balanço de massa do extrator, esta etapa define os balanços para os componentes água, óleo, hexano, sólidos e ar para todo o problema. Na Tabela 5, apresenta-se o balanço do extrator para o problema base, onde a corrente de sólidos esgotados na saída do extrator recebe o nome de lex.

Tabela 5: Balanço mássico do Extrator para o caso base

	Solvente - C1	Lâmina	Miscela - C2	Lex- C5/H6	Ar - A	
CASO BASE	<i>Hexano</i>	37000	0	23282	13555	163
	<i>Óleo</i>	0	8000	7761	239	0
	<i>Sólidos</i>	0	29000	0	29000	0
	<i>Ar</i>	0	74	0	0	74
	<i>Total</i>	37000	37074	31043	42794	237
	Razão Hexano/Lâmina			%Óleo Miscela	%Hexano no Lex	
		1.0		25%	32%	

Considera-se neste balanço que a razão solvente e lâmina é unitária, que a concentração de óleo na miscela é de 25% e a de hexano no farelo é de 32%. Esses valores são bastante conservadores, uma boa performance na preparação da soja pode produzir resultados melhores, reduzindo a razão de hexano por lâmina, e por consequência, diminuindo a concentração de hexano nos produtos a jusante do extrator. O resultado é um consumo menor de utilidades. Essa tendência será abordada no Capítulo 6 que trata de flexibilidade.

O ingresso de ar é estimado em função da porosidade do leito de lâmina atingindo para este exemplo 2 kg de ar/t de lâmina. O arraste de hexano foi estimado em 2,2 kg hexano por kg de ar para temperatura de 55 °C – a valor de arraste de hexano no ar foi obtido com base no artigo de HORSMAN (1982).

3.4 Correntes com capacidade calorífica independente da temperatura

O problema lida basicamente com 5 componentes: óleo de soja, hexano, ar, água e óleo mineral. Suas propriedades foram obtidas de KERN (1980), PERRY (1997), WELTY (1984), WAN e HRON (2000) e SIPOS et al (2000).

Um bom número de correntes pode ser definido pressupondo mCp independente da temperatura, sendo assim, não se faz necessária a sua segmentação, simplificando o problema. As correntes que envolvem um único componente e uma única fase normalmente podem ser incluídas neste grupo.

As correntes frias C1, C3, C6, C7, C8, C9 e as correntes quentes H5, H10 e H12 podem ser calculadas sem segmentação e desconsiderando a dependência entre mCp e a temperatura. A Tabela 6 mostra os resultados de demanda de calor em kcal/h e mCp em kcal/h°C para cada uma destas correntes.

A corrente C5 é composta pelos vapores de hexano superaquecido que transportam pneumáticamente o farelo branco no "flash desolventizing". A temperatura final (Tt) e a taxa mássica são fixas, a temperatura inicial (Ts) varia com a carga da planta e com o hexano arrastado do extrator. Quanto menos hexano ou carga, maior é a temperatura inicial dessa corrente.

Tabela 6: Correntes sem segmentação.

Descrição da Corrente	Ts (°C)	Tt (°C)	Potência (kcal/h)	mCp (kcal/h°C)
Hexana Extrator - HEXA - C1	40	55	305.250	20.350
Miscela Extrator - MIS - C2	44	90	-	-
Óleo para Stripper - STR - C3	91	105	73.287	4.919
Óleo para o Secador - SEC - C4	70	90	84.828	4.241
Vapores de Hexano Flash - FLA - C5	92	135	2.273.348	52.869
Vapor Superaquecido - SUP - C6	112	170	16.217	280
Água do Fervedor - FER - C7	80	85	25.000	5.000
Água do Decantador + "Makeup" - DEC - C8	30	85	275.000	5.000
Óleo mineral para "Stripper" - MIN - C9	55	90	195.905	5.597
Vapores Hexano a Vácuo - DES - H1	49	43	-	-
Vapores Hexano Úmidos à Vácuo STP- H2	100	40	-	-
Ejetor Evaporador - EJ1- H3	95	40	-	-
Ejetor "Stripper" - EJ2 - H4	95	40	-	-
Óleo para Degomagem - OLE - H5	100	70	127.125	4.238
Vapores de Hexano Atmosférico - FLA - H6	85	67,5	-	-
Vapores Hexano e Água DS - DS - H7	90	40	-	-
Ejetor DS - H8 (Vapor + Ar) - EJDS - H8	93	40	-	-
Ar e Hexano- AIR - H9	40	36	-	-
Óleo Mineral para Absorção - MIN - H10	90	40	258.499	5.170
Ejetor exaustão de ar do DS - EJC - H11	95	40	-	-
Óleo quente - RES - H12	90	40	202.562	4.051

Considera-se que 2% de hexano em média são dessolventizados na etapa posterior e que o hexano em recirculação contém 7,92% de umidade. Os balanços de massa e energia apontam uma temperatura inicial para o caso base de 91,8 °C. A demanda de calor é de 2.273.348 kcal/h. Não há necessidade de segmentação.

As correntes C1, C8 e H10 se sobressaem, pois são bastante energéticas e atuam em faixas amplas de temperatura. A corrente C5 é a mais energética, no entanto, atua em uma faixa de temperatura muito alta, dificultando a troca de calor com as demais correntes de processo.

3.5 Correntes com calor específico dependente da temperatura

Correntes que mudam de fase no processo são as que têm mC_p mais influenciado pela temperatura – para apresentar todo o problema em uma única saída gráfica o calor latente (mL) é convertido em mC_p considerando uma variação bastante pequena de temperatura para consiliação de unidades, como foi mencionado e explicado no item 3.1. Boa parte das correntes do problema é composta por vapor de hexano úmido ou seco enviado para condensação. Todas elas não podem ser consideradas independentes da temperatura.

A corrente C2 é fundamental para o problema, pois tem demanda de calor relativamente grande e atua desde 44 até 90 °C. Provavelmente, durante a configuração da rede, C2 entrará em contato com muitas correntes formando diversos trocadores de calor. Sendo assim, a sua boa representação é muito importante para a obtenção de uma rede final com resultados coerentes.

A corrente C2 é uma mistura 25% de óleo diluído em hexano. Por conta da evaporação do hexano há uma forte mudança na taxa mássica que faz com que o mC_p mude abruptamente com a temperatura. Além desse efeito, a temperatura necessária para a evaporação aumenta drasticamente a medida que a fração molar de hexano diminui e também a sua pressão parcial.

A relação entre a temperatura e fração mássica foi obtida através do gráfico de BECKER (1971). Com os balanços de massa e energia e a relação entre temperatura e fração molar do hexano obtém-se as informações necessárias para o problema.

Parte do hexano da corrente C2 evapora-se quando a pressão de operação é reduzida para 310 mmHg. Utilizando a relação de equilíbrio obtida através do artigo supracitado e conservando a energia a montante do vaso a vácuo tem-se a temperatura e a concentração da miscela no início de C2.

Depois de várias tentativas, observou-se que com 7 segmentos a corrente C2 atinge boa linearidade e decidiu-se por manter este número de divisões. Não foi empregada nenhuma definição matemática para estabelecer o número exato de intervá-los para assegurar tal linearidade.

A Tabela 7 mostra os resultados para a corrente C2 já segmentada.

Tabela 7: Corrente segmentada MIS - C2 Miscela Extrator

Descrição da Corrente	Ts(°C)	Tt(°C)	Potência(kcal/h)	mCp(kcal/h°C)
Segmento 1	44,1	46,2	755.809	359.909
Segmento 2	46,2	47,4	319.149	265.958
Segmento 3	47,4	49,2	218.018	121.121
Segmento 4	49,2	51,9	162.612	60.227
Segmento 5	51,9	57,0	136.196	26.705
Segmento 6	57,0	69,9	145.585	11.286
Segmento 7	69,9	90,1	127.057	6.290

O hexano evaporado para concentrar o óleo de soja da corrente C2 forma a corrente H1. Logo, a temperatura e a taxa de energia da corrente H1 são dependentes da corrente C2.

A temperatura inicial de H1 foi obtida integrando-se a temperatura da massa evaporada em cada segmento. O resultado utilizando esta sistemática foi 48,9 °C. Dessa temperatura até 43 °C - condensação do hexano a 310 mmHg - ocorre apenas o dessuperaquecimento dos vapores. A partir daí inicia a condensação. Desta forma a corrente será segmentada em duas partes. A primeira é destinada a cobrir a etapa de dessuperaquecimento e a segunda a etapa de condensação.

A temperatura final da segunda etapa é definida como sendo 0,5 °C abaixo do ponto de condensação para evitar mCp infinito.

Considera-se que 15 kg/h de ar são incorporados ao sistema (selos de bomba, vazamentos, etc) e portanto há formação de mistura incondensável neste equipamento.

A Tabela 8 mostra a segmentação da corrente H1.

Tabela 8: Corrente segmentada DES - H1 Vapores Hexano a Vácuo

Descrição da Corrente	Ts(°C)	Tt(°C)	Potência(kcal/h)	mCp(kcal/h°C)
Segmento 1	48,9	43,0	53.379	9.047
Segmento 2	43,0	42,5	1.820.122	3.640.244

A corrente H6 tem uma abordagem diferente. Apresenta três etapas: dessuperaquecimento, condensação e resfriamento. Em hipótese, não há ingresso de ar nesta corrente, porém a condensação não é isotérmica por conta dos 7,92% de umidade nos vapores do solvente. A condensação encontra a temperatura de azeótropo do hexano e água. A mistura hexano mais água é resfriada até 40 °C.

Tabela 9: Corrente segmentada FLA – H6 Vapores de Hexano Atmosféricos

Descrição da Corrente	Ts(°C)	Tt(°C)	Potência(kcal/h)	mCp(kcal/h°C)
Segmento 1	92	71	125.335	5.968
Segmento 2	71	62	1.635.507	181.723
Segmento 3	62	40	258.494	11.750

Boa parte das correntes envolve os mesmos três componentes ar, hexano e água. São elas as correntes H2, H3, H4, H7, H8 e H9. Todas são condensadas até 40°C em equipamentos do tipo casco e tubos.

Não foi encontrada na literatura curva ou relação matemática que descreva os pontos de bolha e de orvalho da mistura hexano e água a temperatura acima de 50 °C.

Em função disso utilizou-se a abordagem Φ - γ que trata o equilíbrio na fase líquida com o coeficiente de atividade. Para resolver o coeficiente de atividade utilizou-se o modelo de Van Laar. Para a fase vapor foi considerado adequado o modelo dos gases ideais. As equações utilizadas estão descritas no Apêndice A.

A Tabela 10 mostra o resultado de todas estas correntes.

Tabela 10: Correntes com água, hexano e ar.

Descrição da Corrente	Ts (°C)	Tt (°C)	Potência (kcal/h)	mCp (kcal/h°C)
Vapores Hexano Úmidos à Vácuo STP- H2 (Seg 1)	100	72	10.339	369
(Seg 2)	72	40	271.452	8.483
Ejetor Evaporador - EJ1- H3 (Seg 1)	95	94	92	92
(Seg 2)	94	40	69.688	1.291
Ejetor "Stripper" - EJ2 - H4 (Seg 1)	95	94	101	101
(Seg 2)	94	40	71.194	1.318
Vapores Hexano e Água DS - DS – H7 (Seg 1)	90	75	9.222	615
(Seg 2)	75	40	449.905	12.854
Ejetor DS - H8 (Vapor + Ar) – EJDS - H8 (Seg 1)	93	40	371.498	6.983
Ar e Hexano- AIR - H9 (Seg 2)	40	36	770	193

As correntes H8 e H9 não apresentam fase de dessuperaquecimento, em função disso não necessitam de segmentação.

A corrente H11 é resultado da mistura de vapor de 10 barg - motriz do ejetor da câmara de vácuo - e do ar úmido sugado - corrente é resfriada por um condensador barométrico até 40 °C. Ela arrasta 80 kg/h de ar.

Com base nos balanços de massa e energia obtém-se 95 °C como temperatura inicial da corrente. A carta psicrométrica a pressão atmosférica aponta 70 °C como temperatura de saturação da corrente. Seguindo a mesma linha de conduta aplicada para as outras correntes segmenta-se H11 em uma etapa de dessuperaquecimento e outra de condensação até 40 °C. A Tabela 11 mostra o resultado dos cálculos para H11.

Tabela 11: Corrente segmentada EJC – H11 Ejetor exaustão de ar do DS

Descrição da Corrente	Ts(°C)	Tt(°C)	Potência(kcal/h)	mCp(kcal/h°C)
Segmento 1	95	70	3.463	141
Segmento 2	70	40	126916	4231

3.6 Coeficientes globais de troca térmica

A taxa de transferência de calor por convecção forçada para um fluido incompressível num escoamento turbulento é influenciada pela velocidade, densidade, calor específico, viscosidade e condutividade térmica do fluido e também pela geometria do trocador de calor (KERN, 1980). Isto significa que sem estabelecer a geometria do trocador de calor, o escoamento e o perfil de temperatura não é possível definir com precisão os coeficientes de película – na carcaça e nos tubos - e o coeficiente global de troca térmica. Além disto, em caso de alteração de vazões ou temperatura em um dos trocadores de calor da rede os seus coeficientes também se alteraram. A metodologia do projeto de rede pelo ponto de estrangulamento considera que os coeficientes globais de troca térmica são constantes e pré-determinados antes da síntese da rede para cada uma das correntes. Este trabalho adota esta simplificação.

Os coeficientes de películas sujos para as utilidades foram definidos com base nos dados de LUDWIG (1995) e KERN (1980). Os valores utilizados são 4185 kcal.h⁻¹.m⁻².°C⁻¹ para vapor e 2108 kcal.h⁻¹.m⁻².°C⁻¹ para a água de resfriamento.

Os coeficientes de película para as correntes de processo foram estimados com base em trocadores de calor existentes aquecidos ou resfriados com utilidades. A Tabela 12 apresenta os dados necessários para todas as correntes incluindo utilidades, segmentações e coeficientes de película sujos (hg).

3.7 Custos das utilidades

O custo de utilidades foi baseado em informações obtidas da Unidade de Esteio, onde o vapor é produzido através da queima de óleo combustível e a água de processo é resfriada através de torres de resfriamento. O custo unitário do vapor e da água de resfriamento foi

estabelecido com base nesta matriz energética. Não foram considerados os custos de investimento em caldeiras e em torres de resfriamento no cálculo do custo de utilidades.

3.8 Custos dos trocadores de calor

Para avaliar o custo da rede de trocadores projetada é fundamental relacionar a área dos diversos tipos de trocadores utilizados com o custo de aquisição. Para obter estes valores e construir uma relação que possa ser empregada na estimativa de custo para equipamentos em diversas áreas de troca térmica, foram consultados dois fornecedores tradicionais de trocadores de calor para as indústrias de óleos vegetais. Cada um orçou trocadores de calor e evaporadores de casco-tubo em três tamanhos diferentes seguindo as mesmas especificações. As médias dos orçamentos de cada tamanho foram utilizadas para traçar curvas e estabelecer relações entre a área em metros quadrados e o custo em dólar, para cada tipo de equipamento, que podem ser vistos na Figuras 9.

A especificação enviada aos fornecedores de trocadores de calor casco tubo foi a seguinte: Trocador de calor com feixe tubular removível, sendo dois passes nos tubos e um passe no casco, tubos e acessórios internos em aço inoxidável AISI-304. Casco, tampos, espelhos e flanges em aço carbono. Tubos com diâmetro externo de 19,05 mm com 1,0 mm de espessura (dimensões orientativas), com distribuição dos tubos com passo triangular. O comprimento do trocador deve ser de três ou seis metros e o diâmetro fica por conta do fornecedor. Áreas de troca térmica necessárias - 50, 225 e 400 m². A especificação enviada aos fornecedores de evaporadores foi a seguinte: evaporador do 2º estágio da destilação, tubos e internos em aço inoxidável AISI-304, casco, cabeça de expansão, espelhos e flanges em aço carbono, pressão de operação 0,5 barg, tubos com diâmetro externo de 19,05 mm e 1 mm de espessura (orientativa), comprimento 6 metros e diâmetro por conta do fornecedor. Áreas de troca térmica necessárias - 100, 250 e 400 m².

Tabela 12: Lista de Correntes

Descrição da Corrente	Ts (°C)	Tt (°C)	Potência (kcal/h)	mCp (kcal/h°C)	hg (kcal/m ² h°C)
Hexana Extrator - HEXA - C1	40	55	305.250	20.350	300
Miscela Extrator - MIS - C2	44,1	46,2	755.809	359.909	200
	46,2	47,4	319.149	265.958	200
	47,4	49,2	218018	121.121	200
	49,2	51,9	162.612	60.227	200
	51,9	57,0	136.196	26.705	200
	57,0	69,9	145.585	11.286	200
	69,9	90,1	127.057	6.290	200
Óleo para Stripper - STR - C3	90	105	73.287	4919	112
Óleo para o Secador - SEC - C4	70	90	84.828	4.241	112
Vapores de Hexano Flash -FLA - C5	92	135	2.273.348	52.869	80

Cont. Tab. 12

Descrição da Corrente	Ts (oC)	Tt (oC)	Potência (kcal/h)	mCp (kcal/hoC)	hg (kcal/m2hoC)
Vapor Superaquecido – SUP - C6	112	170	16.217	280	55
Água do Fervedor - FER – C7	80	85	25.000	5.000	1.131
Água do Decantador + "Makeup" – DEC - C8	30	85	275.000	5.000	1.131
Óleo mineral para "Stripper" - MIN – C9	55	90	195905	5.597	112
Vapores Hexano à Vácuo - DES - H1	48,9	43,0	53.379	9.047	270
	43,0	42,5	1.820.122	3.640.244	270
Vapores Hexano Úmidos à Vácuo STP- H2	100	72	10.339	1.288	270
	72	40	271.452	8.483	270
Ejetor Evaporador - EJ1- H3	95	94	92	92	250
	94	40	69.688	1.291	250
Ejetor "Stripper" - EJ2 - H4	95	94	101	101	250
	94	40	71.194	1.318	250
Óleo para Degomagem - OLE - H5	100	70	127.125	4.238	112
Vapores de Hexano Atmosférico – FLA - H6	92	71	125.335	5.968	270
	71	62	1.635.507	175.861	270
	62	40	258.494	11.750	270
Vapores Hexano e Água DS - DS - H7	90	75	9.222	615	90
	75	40	449.905	12.854	90
Ejetor DS - H8 (Vapor + Ar) - EJDS - H8	93	40	371.498	6.983	250
Ar e Hexano- AIR – H9	40	36	770	193	2
Óleo Mineral para Absorção - MIN – H10	90	40	258.499	5.170	112
Ejetor exaustão de ar do DS - EJC - H11	95	70	3.463	141	250
	70	40	126.916	4.231	250
Óleo quente – RES – H12	90	40	202.562	4.051	112
Água de Resfriamento - AGUA RES	25	29	Indefinido	1	2.108
Vapor 10 bar g – VAP M	192	192	Indefinido		4.185
Vapor 3 bar g - VAP B	142	142	Indefinido		4.185

Embora a expectativa fosse encontrar uma relação não linear entre custo e área, os dados apurados mostram que, para este intervalo de áreas, a reta ainda é o melhor modelo.

3.9 Considerações finais

Os dados obtidos através do Capítulo 3 são suficientes e essenciais para a definição do problema de integração energética. Nesse capítulo abordou-se o descritivo do processo, balanços de massa, condições termodinâmicas de processo, coeficientes de película das correntes de processo e das utilidades e custos associados às utilidades e aos trocadores de

calor. A junção de todas estas informações se faz necessária para a resolução do problema em questão por qualquer método de síntese de redes de trocadores de calor.

A qualidade no levantamento destas informações é fundamental para um bom resultado final. É fácil perceber que uma boa pesquisa de propriedades físicas e químicas dos componentes e uma boa seleção dos critérios de cálculo são significativos para a obtenção de boas soluções, e que a má escolha das correntes e a ausência de segmentação podem conduzir a resultados equivocados.

Todos os cuidados foram tomados para que esta etapa fosse concluída com a qualidade e a precisão requerida para obter-se resultados aplicáveis.

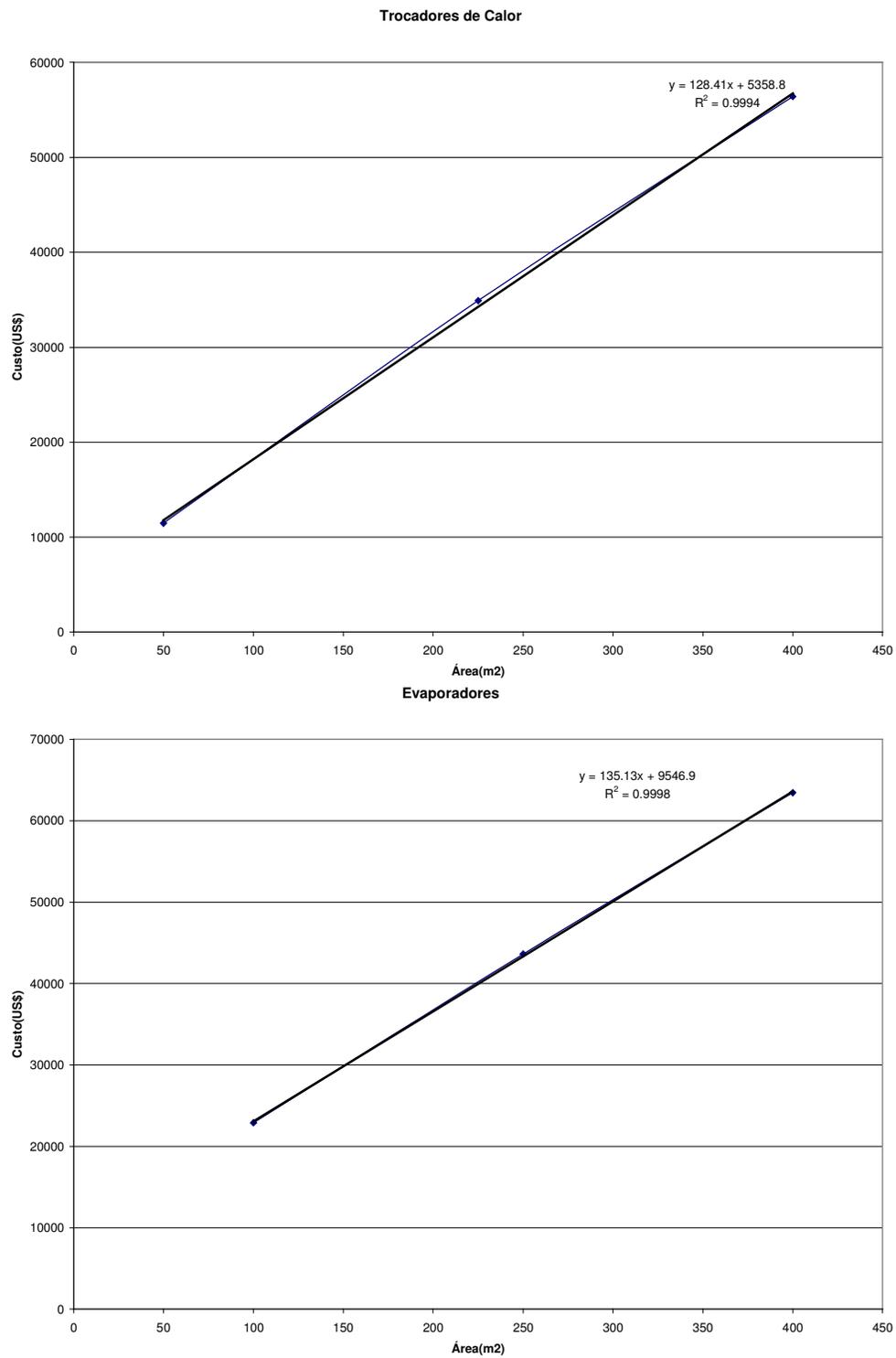


Figura 9: Custo dos trocadores de calor e evaporadores

Capítulo 4

Métodos de Integração Energética

Nos últimos 30 anos, o estudo de redes de trocadores de calor tem sido motivo de dezenas de publicações. A mola propulsora do desenvolvimento desta linha de pesquisa foi a Crise do Petróleo, em 1973; desde então, o volume de artigos publicado a respeito deste tópico atinge números significativos ano após ano.

Este assunto é interessante por sua aplicação industrial e sua abrangência. A síntese industrial de uma rede de trocadores de calor é muito complexa e envolve problemas combinatórios na junção de correntes frias com quentes buscando recuperação de calor e levando em conta as mais variadas informações:

- propriedades físico-químicas dos fluidos;
- materiais de construção e nível de pressão nos equipamentos;
- “layout” de equipamentos e tubulações;
- segurança;
- operabilidade e controlabilidade.

Esta lista mostra que inúmeros tipos de condições de contorno podem estar associadas a este problema (GUNDERSEN e NAEISS, 1988; BRIONES e KOKOSSIS, 1999)

O estudo das redes de trocadores de calor pode ser dividido em dois grandes grupos: Métodos de Síntese Seqüencial e Métodos de Síntese Simultânea (FURMAN e SAHINIDIS, 2001).

Os métodos de síntese seqüencial dividem o problema em subproblemas com o objetivo de reduzir as necessidades computacionais no projeto da rede de trocadores de calor. Estes métodos são divididos em dois grupos: Métodos Evolutivos - Método de Projeto pelo Ponto de Estrangulamento (PDM), Método da Temperatura Dual e Método do Pseudoponto de estrangulamento - e Técnicas de Programação Matemática - LP, MILP, NLP (FURMAN e SAHINIDIS, 2001).

Os métodos de Síntese Seqüenciais normalmente decompõem o problema em três estágios buscando objetivos diferentes: o primeiro estágio busca o mínimo consumo de utilidades, o segundo estágio seleciona os trocadores de calor buscando o mínimo número de trocadores de calor ou a mínima área e, por fim, o terceiro estágio determina a configuração da rede, fazendo uso normalmente de NLP (CIRIC e FLOUDAS, 1991, BRIONES e KOKOSSIS, 1999, SEIDER, SEADER e LEWIN, 1998).

Na síntese seqüencial as etapas são otimizadas separadamente, bem como, os seus custos associados. Esta é a principal limitação deste método. Em outras palavras, as relações de compromisso entre as diversas etapas não são levadas em conta conjuntamente e, portanto, podem não produzir o resultado ótimo (YEE e GROSSMANN, 1990). Por outro lado, podem ser utilizadas em problemas complexos, pois não impõe ao projetista as mesmas dificuldades e as necessidades de simplificações da Síntese Simultânea. O Apêndice D mostra de forma simplificada como são os métodos numéricos de síntese seqüencial e síntese simultânea.

Os métodos de síntese simultânea têm por objetivo encontrar a solução ótima da rede sem decompor o problema em subproblemas ou estágios de resolução e, portanto, sem arcar com a limitação da síntese seqüencial (CIRIC e FLOUDAS, 1991; YEE e GROSSMANN, 1990, SHETHNA, JEZOWSKI e CASTILLO 2000). Estes métodos, normalmente, envolvem MINLP e maior esforço computacional. Atualmente, necessitam de simplificações que dificultam a sua aplicação industrial. O Apêndice D apresenta maiores detalhes sobre os métodos de síntese simultânea.

O Apêndice B apresenta um histórico da evolução do estudo da síntese de redes de trocadores de calor.

4.1 Considerações Iniciais

O problema de Redes de Trocadores de Calor, de acordo com GUNDERSEN e NAESS (1988), BRIONES e KOKOSSIS (1999), FURMAN e SAHINIDIS (2001), é definido da seguinte forma:

- 1) Grupo de correntes quentes que precisam ser resfriadas para cumprirem sua função no processo – denotadas por H;
- 2) Grupo de correntes frias que precisam ser aquecidas para cumprirem sua função no processo – denotadas por C;

- 3) Temperaturas iniciais e finais das correntes H e C - T_s e T_t ;
- 4) Capacidades térmicas e taxas mássica das correntes H e C- mC_p ;
- 5) Utilidades disponíveis bem como suas respectivas temperaturas de operação - VAP (Vapor) e AGUA RES (água de resfriamento);
- 6) Custos das utilidades e dos trocadores de calor (função da área, do nível de pressão e dos materiais de construção).

4.2 Demandas Mínimas por Utilidades de Resfriamento e Aquecimento

Este item abordará a primeira parte do método de síntese sequencial pelo ponto de estrangulamento energético - PDM (“Pinch Design Method”).

Curvas Compostas

As curvas compostas são diagramas que têm a temperatura das correntes nas ordenadas e as respectivas variações de entalpias nas abscissas. Estes gráficos podem ser utilizados para representar a possibilidade de recuperação de energia no processo. Alguns métodos de síntese de redes de trocadores de calor são baseados nas curvas compostas (MÓDENES, 1995). O método do ponto de estrangulamento utiliza as curvas compostas para, graficamente, definir o mínimo consumo de utilidades para um dado ΔT mínimo. Nos parágrafos abaixo, apresenta-se a construção das curvas compostas.

A Tabela 13 mostra duas correntes totalmente definidas

Tabela 13: Exemplo da troca de entalpia entre duas correntes

Corrente	Tipo	Temp. Inicial °C	Temp. Final °C	Capacidade Calorífica(MW/°C)	Varição ΔH (MW)
1	Sumidouro	40	110	0,2	14
2	Fonte	160	40	0,1	-12

Temperaturas Iniciais e Finais e Capacidade Calorífica
Fonte: (SMITH, 1995)

As correntes sumidouros e fontes de calor podem ser plotadas em um gráfico de temperatura versus entalpia. A Figura 10 mostra um exemplo (SMITH, R. 1995).

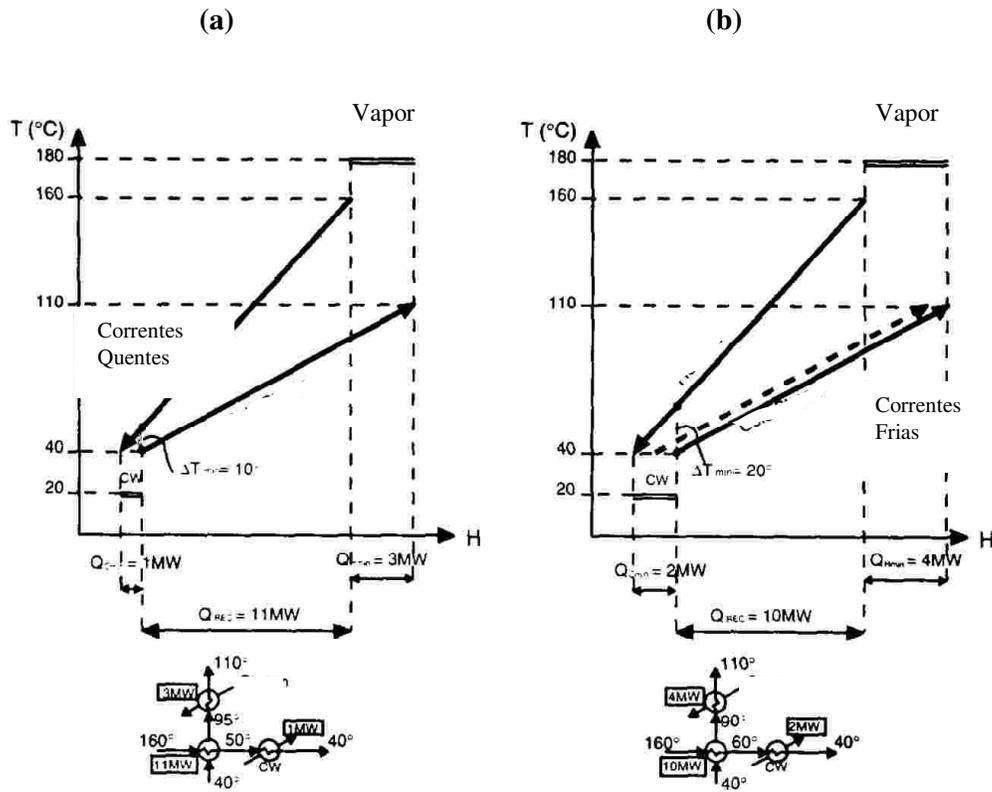


Figura 10: Curva Temperatura versus Entalpia

Fonte: Smith, R (1995)

O gráfico da variação de entalpia versus temperatura define a quantidade máxima de calor a ser recuperado entre as correntes, e, como consequência, a necessidade de utilidades do processo, tanto quente quanto fria (LINNHOFF, 1982; SMITH, 1995, SEIDER, SEADER e LEWIN, 1998).

Outro conceito importante que é apresentado nestes gráfico é a diferença mínima de temperatura (ΔT_{\min}). Como se pode observar, quanto menor for a diferença mínima de temperatura - gráfico da esquerda - maior é o reaproveitamento de energia entre as correntes, e por conseguinte, menor é a demanda por utilidades (LINNHOFF, 1982; SMITH, 1995, SEIDER, SEADER e LEWIN, D. 1998).

Em casos industriais, o número de correntes de interesse é muito maior que duas. Com mais de uma corrente, quente ou fria, há necessidade da combinação deste grupo de correntes em uma só curva. Desta forma a mesma análise da figura anterior pode ser feita na Figura 11 (LINNHOFF, B. 1982; SMITH 1995, SEIDER, W. SEADER, J. & LEWIN, D. 1998).

Nos gráficos "a" e "b" da Figura 11 fica clara a existência de um ponto no sistema que possui a menor diferença de temperaturas entre correntes frias e quentes. Todas as outras partes do gráfico apresentam condições mais favoráveis à troca térmica que este ponto. O ponto onde as duas correntes se tocam é chamado ponto de estrangulamento energético.

No gráfico "a", apresenta-se uma mínima diferença de temperatura de 10 °C. Está indicado no gráfico que a máxima recuperação para este sistema é 51,5 MW (SMITH, 1995).

Quando a linha combinada fria se estende além do início da linha combinada quente não há possibilidade de reaproveitamento térmico, portanto há necessidade da utilização de uma corrente quente externa - utilidade quente - capaz de aquecer esta extensão. O mesmo ocorre na outra ponta do gráfico, porém o agente térmico externo requerido deve ser frio. Na Figura 11a há uma necessidade por utilidades quentes de 7,5 MW e por utilidades frias de 10 MW (SMITH, 1995).

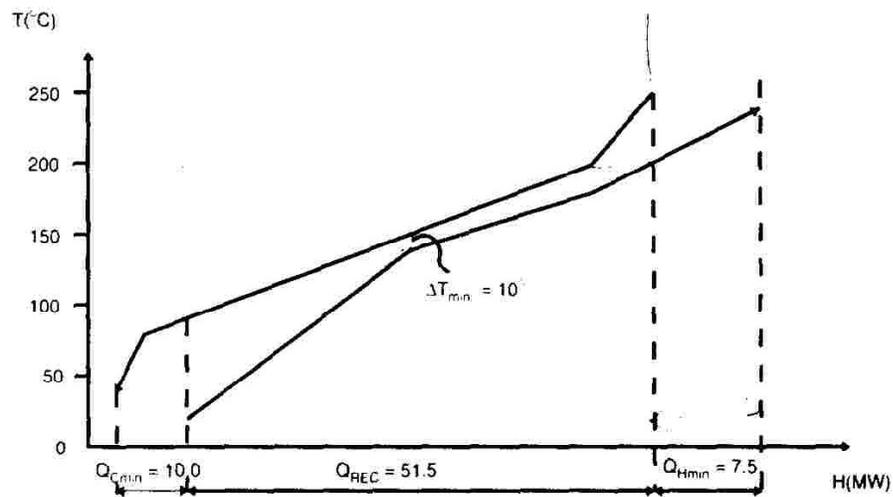
Os trechos de reta podem deslizar livremente ao longo do eixo das abscissas (entalpias). A única fixação que existe é com os níveis de temperatura - eixo das ordenadas. No gráfico "b" a linha combinada das correntes frias é deslocada para a esquerda, tornando a mínima diferença de temperatura igual a 20 °C ao invés de 10 °C. Com isto, tanto as quantidades de calor reaproveitadas quanto as necessidades por utilidades se alteram. Neste caso, a energia recuperada passa a ser 47,5 MW, a necessidade de utilidade quente passa a ser 11,5 MW e a de utilidade fria mínima necessária passa a ser 14 MW.

Sempre que houver um aumento na diferença da temperatura mínima haverá, por conseguinte, uma redução na energia térmica reaproveitada. Porém, os trocadores de calor necessários para a recuperação tenderão a ser menores, uma vez que as diferenças de temperatura serão maiores.

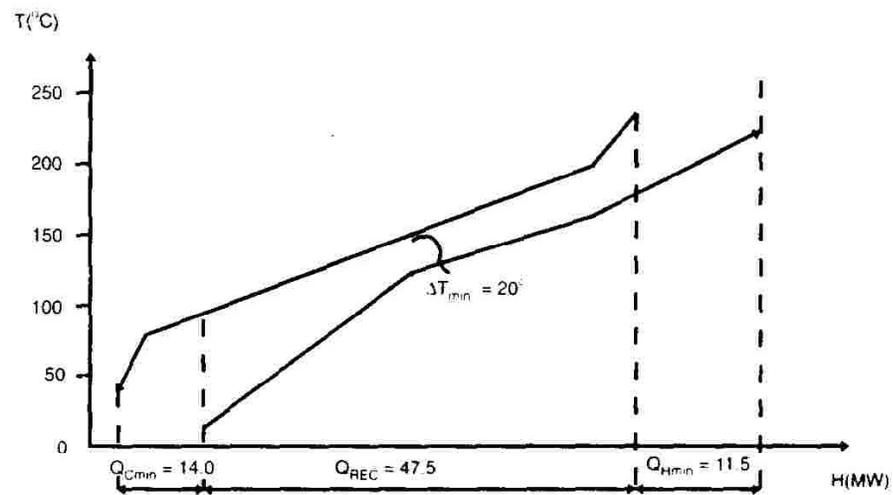
O ponto onde as duas curvas são mais próximas, ou seja, onde a diferença de temperatura é mínima (ΔT mínimo) é denominado Ponto de Estrangulamento Energético. Este ponto tem um significado especial para o projeto da rede de trocadores de calor.

O Ponto de Estrangulamento Energético ("Pinch Point") representa o gargalo da recuperação energética possível dentro do projeto da rede de trocadores de calor. Sua localização foi inicialmente descrita simultaneamente por Linnhoff et al. e Umeda et al., no entanto, o seu significado e importância só foi abordado por LINNHOFF e HINDMARSH, em 1983.

O Ponto de Estrangulamento é o "divisor de águas" do problema, acima dele há demanda por calor, abaixo dele há sobra de energia térmica. Por este motivo o método divide o problema em dois subproblemas: abaixo e acima do ponto de estrangulamento.



(a) $\Delta T = 10^\circ\text{C}$



(b) $\Delta T = 20^\circ\text{C}$

Figura 11: Curvas Compostas.

Fonte: Smith, R. (1995)

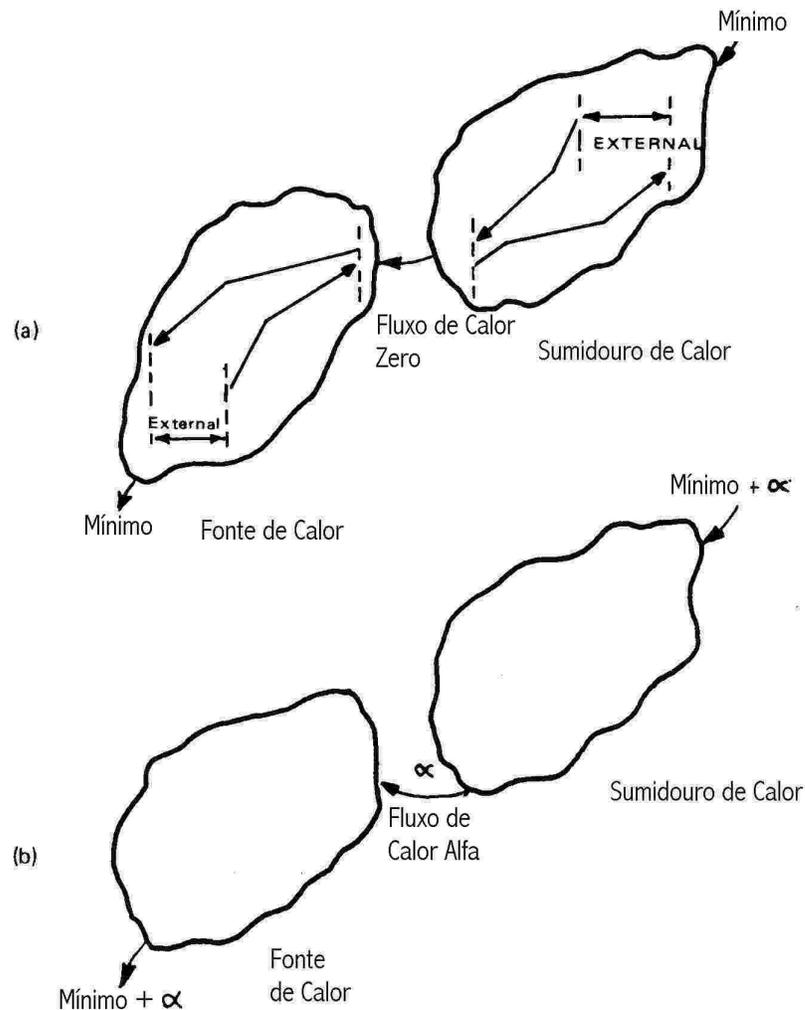


Figura 12: A características fonte-sumidouro do processo de troca de calor

Fonte: LINNHOFF, 1982.

Na seção acima do ponto de estrangulamento, as correntes quentes transferem toda a sua energia para as correntes frias, o residual das correntes frias é balanceado com utilidades quentes, como vapor. Nenhum calor é rejeitado e, portanto, o processo age como um sumidouro de calor (LINNHOFF, B. 1982; SMITH 1995, SEIDER, W. SEADER, J. & LEWIN, D. 1998).

Abaixo do ponto de estrangulamento o comportamento é inverso, o processo é balanceado com utilidades frias. Esta parte do processo funciona como fonte de calor.

Tabela do Problema

Apesar do método das Curvas Compostas ser capaz de definir as demandas mínimas por utilidades de um sistema para um dado ΔT_{min} , o seu manuseio não é fácil por se tratar de um método gráfico (LINNHOFF, 1982; SMITH, 1995).

Como opção ao método gráfico, descrito no item anterior, há o método numérico - tabela problema (LINNHOFF, 1982; SMITH, 1995, SEIDER, SEADER e LEWIN 1998).

O primeiro passo para a execução deste método numérico é a divisão do problema em intervalos de temperatura, da mesma forma como é feito no método gráfico.

Outro conceito importante que é aplicado para a resolução do Algoritmo da Tabela Problema, é o da temperatura modificada (“shift temperature”). Para obter-se a temperatura modificada basta aplicarem-se as seguintes relações:

$$\text{Temperatura Quente Modificada (T}^*) = \text{Temperatura Quente} - \Delta T_{min}/2$$

$$\text{Temperatura Fria Modificada (T}^*) = \text{Temperatura Fria} + \Delta T_{min}/2$$

A Figura 13 mostra graficamente este conceito.

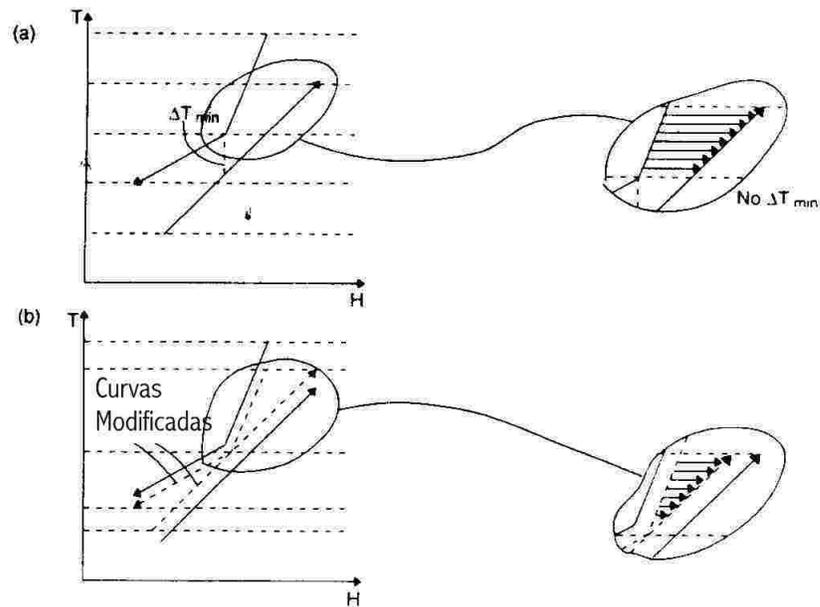


Figura 13: Curvas compostas modificadas

Fonte: Smith (1995)

Abaixo se seguem os passos necessários para a aplicação do algoritmo:

- a) É aplicado o conceito da temperatura modificada em todos os pontos da curva;
- b) O problema é dividido nos intervalos de temperatura das correntes da mesma forma que é feito na construção das Curvas Compostas (“Composite Curves”);
- c) Em cada intervalo de temperatura é aplicado o balanço de energia descrito abaixo

$$\Delta H_i = (\sum \text{frias } mC_{p_c} - \sum \text{quentes } mC_{p_h})_i \Delta T_i$$

Sendo que mC_p é a capacidade calorífica da corrente, naquele intervalo, que para uma corrente sem mudança de fase é obtida pela multiplicação do calor específico médio pela taxa mássica da corrente. O ΔH_i é o balanço térmico para o intervalo i e o ΔT é a diferença de temperatura no intervalo. Caso as correntes frias sejam predominantes no intervalo, há uma falta de energia e por conseqüência um ΔH positivo. Caso as correntes quentes sejam predominantes ocorre o inverso o ΔH passa a ser negativo.

Na Figura 14 apresenta-se um diagrama com todos os intervalos de temperatura com os balanços de energia calculados correspondentes.

Intervalos	Correntes	$\Delta T_{\text{INTERVAL}}$	ΣCP_C $-\Sigma CP_H$	$\Delta H_{\text{INTERVAL}}$	Sobra/ Déficit
245°C	2				
235°C		10	-0.15	-1.5	Sobra
195°C	4	40	0.15	6.0	Deficit
185°C		10	-0.1	-1.0	Sobra
145°C	3	40	0.1	4.0	Deficit
75°C		70	-0.2	-14.0	Sobra
35°C		40	0.05	2.0	Deficit
25°C	1	10	0.2	2.0	Deficit

Figura 14: Diagrama dos intervalos de temperatura e balanços de energia

Fonte: Smith, R (1995)

Quando há um resultado negativo em um dos balanços significa que neste ponto a troca de calor é inviável mantendo o $\Delta T_{\text{mín}}$ estabelecido. O intervalo que possui a sobra máxima de potência é o ponto de estrangulamento, ou seja, a máxima restrição do processo;

A diferença máxima de potência é adicionada como utilidade quente no processo e todos os intervalos são recalculados obtendo ao final da cascata de cálculos a demanda por utilidades para resfriamento das correntes (LINNHOFF, 1982; SMITH, 1995, SEIDER, SEADER e LEWIN 1998);

A Figura 15 mostra dois diagramas cascata, o primeiro sem nenhuma adição de utilidade quente e contendo ainda intervalos onde a transferência de calor é impossível (ΔH negativo). Já no segundo quadro, adiciona-se o maior valor negativo de entalpia, obtido no primeiro quadro, como utilidade quente. Isto elimina todas as entalpias negativas fazendo surgir um ponto onde a variação de entalpia é zero, que é o ponto de estrangulamento (SMITH, R. 1995).

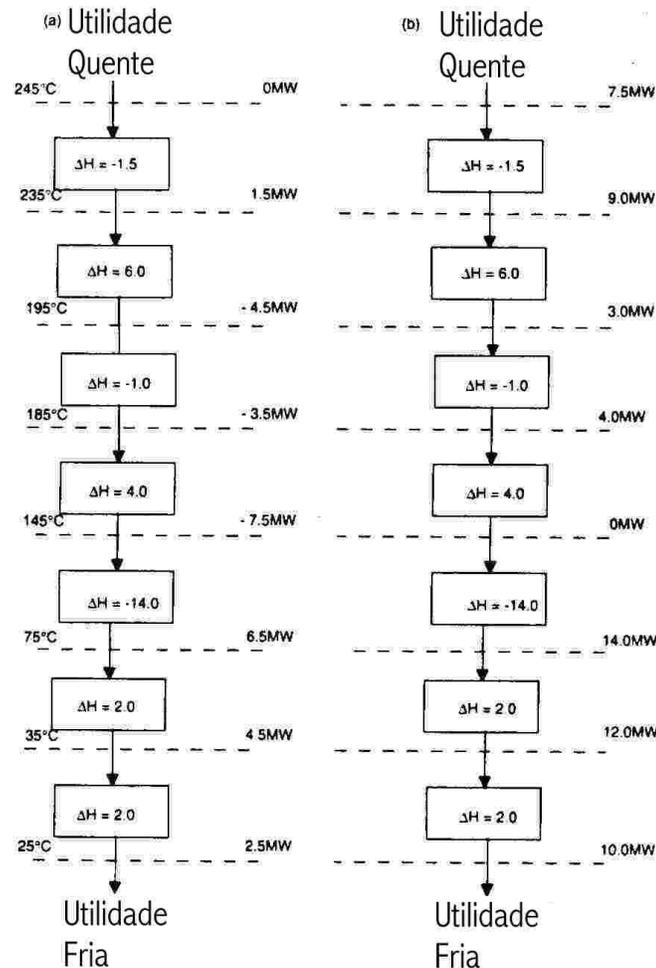


Figura 15: Diagrama Cascata

Fonte: Smith, R (1995)

4.3 Síntese de Rede de Trocadores de Calor (RTC)

Antes de se aplicar o método do ponto de estrangulamento para o Projeto de Redes de Trocadores de Calor, é necessário se destacar três regras básicas que devem ser seguidas:

- A condição de ΔT mínimo deve ser respeitada para todos os trocadores da rede;
- Não deve haver uso inapropriado de utilidades - acima do estrangulamento não devem ser empregadas utilidades frias e abaixo do estrangulamento não devem ser empregadas utilidades quentes;
- Não deve haver troca de calor através do ponto de estrangulamento.

No item anterior, descreveu-se o método para calcular as demandas mínimas por utilidades de resfriamento e aquecimento para uma instalação. Definiu-se também o ponto de estrangulamento como sendo a máxima restrição da RTC. Tendo posse destas informações é possível iniciar o cálculo de uma RTC para atingir os valores mínimos de demandas por utilidades.

Abaixo são apresentados os seis passos básicos que devem ser seguidos para se gerar uma RTC:

1) Comece pelo ponto de estrangulamento

Nada mais lógico do que começar as conexões entre as correntes quentes e frias pelo ponto de maior restrição, o ponto de estrangulamento. Por ser a região mais pobre em diferença de temperatura - respeitando o ΔT_{\min} - o número de conexões possíveis é bastante restrito mas são essenciais para que se atinja a máxima recuperação de energia (LINNHOFF, B. 1982; SMITH, R. 1995).

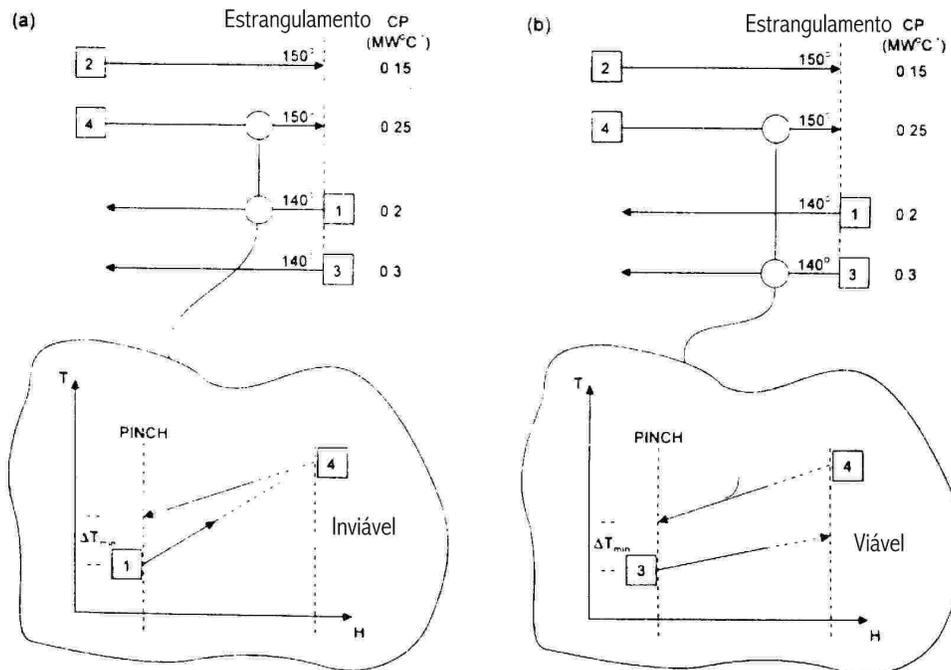
2) Critério das desigualdades do mC_p para as conexões em torno do pinch

A Figura 16a mostra uma unidade de troca térmica que utiliza uma corrente quente com mC_p maior que o da corrente fria. Afastando-se do estrangulamento, a diferença de temperatura dentro do trocador de calor selecionado, precisa aumentar. Isto é necessário pois o estrangulamento é onde a mínima diferença de temperatura é admitida. Caso haja uma diminuição na diferença mínima de temperatura haverá uma violação do ΔT mínimo. Nota-se pela Figuras 16 que é necessário ter $mC_{p_h} \leq mC_{p_c}$ acima do ponto de estrangulamento para que o trocador projetado respeite o ΔT mínimo e seja viável à luz da metodologia do ponto de estrangulamento. Abaixo do ponto de estrangulamento a situação se inverte (LINNHOFF, 1982; SMITH, 1995). Esta regra é chamada de critério da desigualdade dos mC_p 's, a Tabela 14 sumariza as restrições de desigualdades que devem ser obedecidas acima e abaixo do estrangulamento.

Tabela 14: Restrições de desigualdade

Abaixo do Estrangulamento	Acima do Estrangulamento
$mCp_h \geq mCp_c$	$mCp_h \leq mCp_c$

É muito importante ressaltar que as desigualdades de mCp são válidas apenas quando uma conexão é feita em duas correntes que estão na linha do estrangulamento, distanciando-se do ponto de estrangulamento as diferenças de temperatura aumentam, sendo assim, não há mais necessidade de tomar este cuidado.

**Figura 16:** Regra do mCp .

Fonte: Smith, R. (1995)

3) Tabela dos mCp

A identificação de conexões essenciais na região do ponto de estrangulamento é facilitada com o uso da tabela dos mCp . Neste instrumento os valores de mCp das correntes quentes e frias são apresentados em ordem decrescente. A Figura 2 mostra o Diagrama Grade com a Tabela dos mCp na parte superior da figura. Observe na Figura 2b, onde são mostradas

algumas conexões abaixo do ponto de estrangulamento, que não é obrigatório o uso de todas as correntes quentes abaixo do ponto de estrangulamento, o que significa que o mais importante é ter as correntes frias aquecidas até o ponto de estrangulamento. Sendo assim, é necessário conectar as correntes frias com uma parceira quente. Raciocínio análogo pode ser empregado para as correntes acima do pinch, só que neste caso as correntes quentes e frias trocarão reciprocamente de papel.

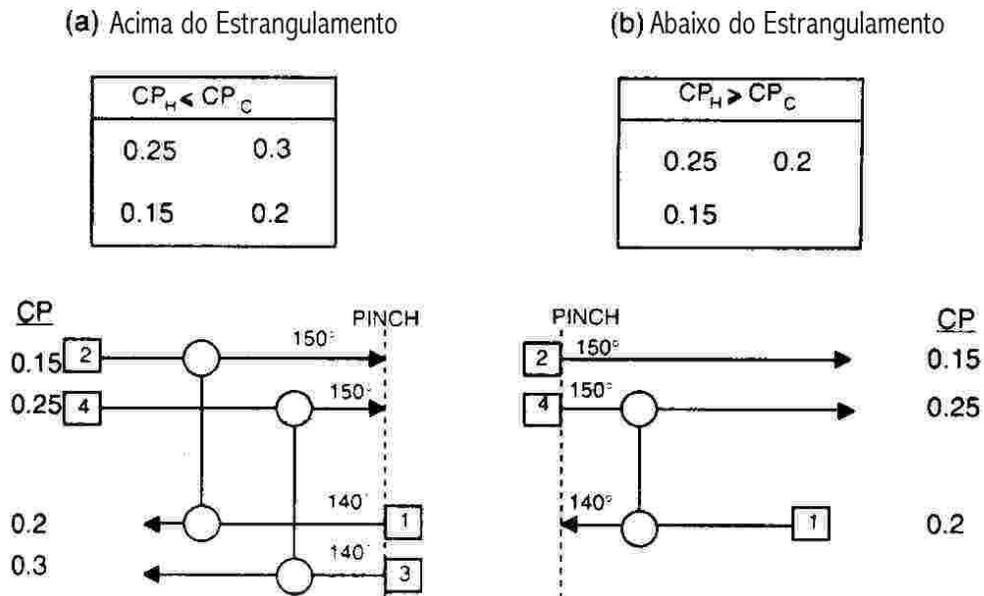


Figura 17: Tabela de mC_p e Diagrama de Grade
 Fonte: Smith, (1995)

4) Divisão de Correntes

Surge um impasse quando em um problema existem três correntes quentes e duas correntes frias acima do ponto de estrangulamento. Como já foi discutido, é inapropriado utilizar utilidades frias acima do ponto de estrangulamento. Porém, como não existem correntes frias para levar as correntes quentes até o ponto de estrangulamento por reaproveitamento térmico, o projetista se vê induzido a violar esta norma.

A solução para esta questão é a divisão de correntes, que é uma ferramenta que deve ser considerada juntamente com as inequações de mC_p .

O critério para divisão de correntes na metodologia do ponto de estrangulamento é: acima do estrangulamento, $Sh \leq Sc$ e abaixo do estrangulamento, $Sh \geq Sc$, sendo que Sh é o número de correntes quentes e Sc o número de correntes frias.

Caso as desigualdades acima sejam violadas pelo problema, é necessário que haja uma divisão de correntes. Esta divisão permitirá que todas as correntes tenham um par para troca de calor. Neste caso, por uma questão de lógica, deve-se dividir preferencialmente a corrente com maior mC_p , uma vez que esta terá uma maior flexibilidade em termos de possíveis conexões (LINNHOFF,1982).

Não é apenas o número de correntes que gera a necessidade de divisão. Em alguns casos o critério do mC_p não pode ser atendido a não ser com uma divisão de correntes. A Figura 18 mostra um exemplo que demonstra essa situação (LINNHOFF, 1982; SMITH, 1995).

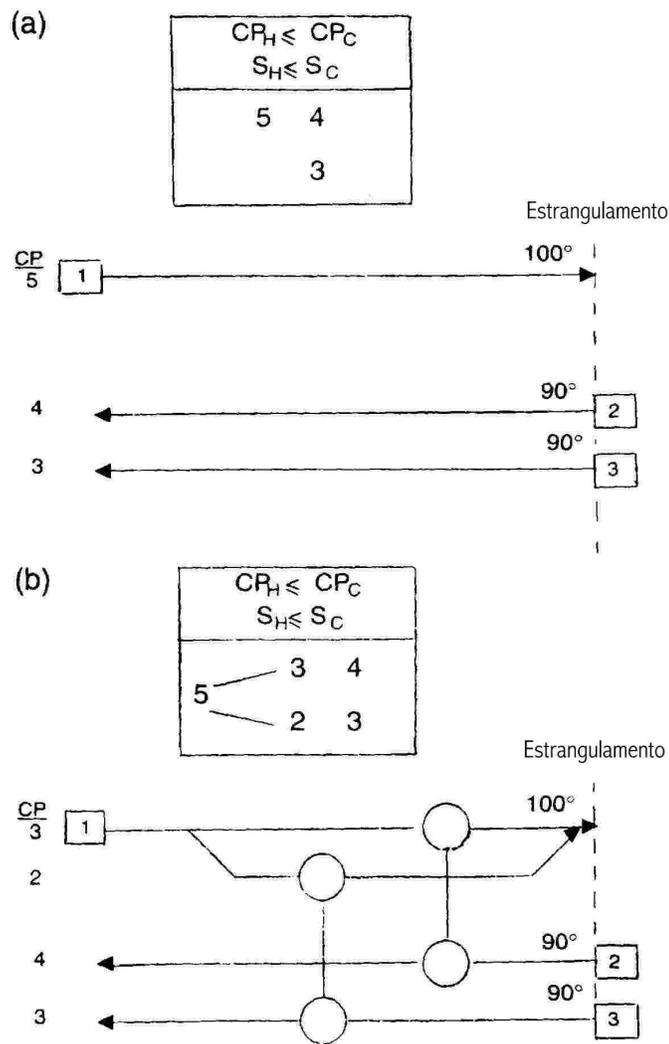


Figura 18: Divisão de corrente por conta de mC_p .

Fonte: Linnhoff (1982)

5) Regra do Somatório dos mCp

Para evitar divisões de fluxo desnecessárias e conseqüentemente trocadores de calor adicionais, LINNHOFF e HINDMARSH (1983) recomendam que as conexões no ponto de “pinch”, devam ainda satisfazer a desigualdade do somatório dos mCp , a qual recomenda apenas conexões que tenham a variação de mCp entre a corrente fria e quente inferior a variação global, ou seja:

$$\Delta C \text{ da conexão} < \Delta C \text{ global}$$

onde

$$\Delta C_{\text{conexão}} = |mCp_C - mCp_H| \text{ e}$$

$$\Delta C_{\text{global}} = \left| \sum_{i=1}^{Sc} mCp_C - \sum_{i=1}^{Sh} mCp_H \right|$$

A Figura 19 exemplifica esta regra para um conjunto de correntes acima do *pinch*. Partindo do pressuposto que as diferenças de temperatura são maiores que o ΔT_{\min} , é necessário apenas que $mCp_C \geq mCp_H$. Por conseguinte, as conexões entre as correntes H2 e C1 ou C2 são possíveis. Como $mCp_{C2} - mCp_{H2} = 4$, que é muito maior que $mCp_{C1} - mCp_{H2} = 1$, se poderia, a princípio iniciar as conexões como mostra a Figura 19b. Porém, isto tem conseqüências inadequadas. Como a conexão restante entre H1 e C1 não é possível - há violação das desigualdades do mCp , fazendose necessária a divisão de H1 e C2, como mostrado na Figura 19c. Nota-se que a corrente H1 é dividida igualmente em dois fluxos paralelos, e a corrente C2 é dividida em porções que contêm 60% e 40% do seu todo. Claramente, se a conexão H2-C1 fosse escolhida inicialmente, a conexão H1-C2 seria possível, o que resultaria em uma rede mais simples, com só duas conexões no ponto de “pinch”, como é ilustrado na Figura 19d (SEIDER, SEADER, e LEWIN, 1998). Note que na divisão iniciada na Figura 19b viola a

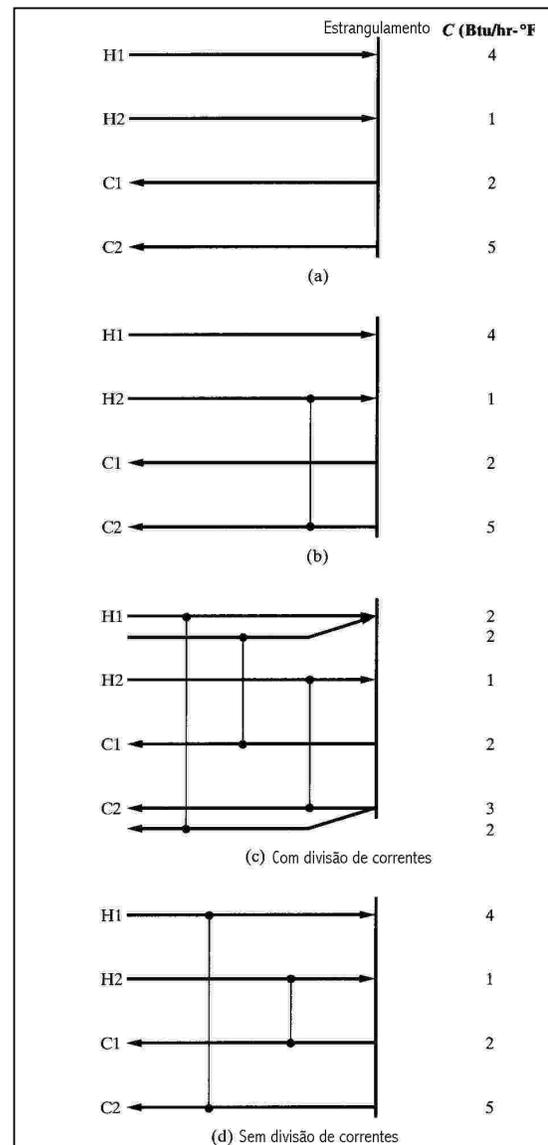


Figura 19: Regra do Somatório dos mCp s.

Fonte: Seider et al. (1998)

desigualdade do somatório dos mCp , ou seja, ΔC da conexão = $5 - 1 = 4$ é maior que o ΔC global = $7 - 5 = 2$. Em contrapartida, a conexão H2-C1 apresentada na Figura 19d tem para ΔC da conexão = $2 - 1 = 1$, que satisfaz a regra dos somatório dos $mCps$.

As regras de desigualdade e divisão de correntes sumarizadas na Figura 20 através de um algoritmo (LINNHOFF e HINDMARSH, 1983) No lado quente, como é apresentado, o primeiro passo é verificar se o número de correntes quentes, S_H , é menor ou igual ao número de corrente frias, S_C , e se não, dividir um dos fluxos frios. Quando há poucas correntes frias, depois de suas conexões serem feitas, ainda existem correntes quentes sem reaproveitamento térmico para conduzi-las até o ponto de estrangulamento. Considerando que nenhuma corrente fria está disponível na temperatura do ponto de estrangulamento, estas correntes devem ser resfriadas usando uma utilidade fria. E como apresentado anteriormente, este procedimento é inapropriado, pois, uma quantia equivalente de utilidade quente será exigida para aquecer os fluxos frios no problema.

Sendo assim, quando necessário, as correntes frias são divididas até que $S_C = S_H$. Então, as conexões nas correntes são selecionadas atendendo os seguintes itens: (1) satisfaça a exigência para conexões no estrangulamento; quer dizer, $mCpc \geq mCph$, e (2) satisfaça a restrição $\Delta mCp_{\text{conexão}} < \Delta mCp_{\text{global}}$. Quando isto não pode ser realizado para todas as conexões no ponto de estrangulamento, uma corrente adicional fria é obtida através de divisão e novas conexões são selecionadas.

Para aplicação do algoritmo no lado frio, abaixo do ponto de estrangulamento, invertem-se as posições das correntes frias e das correntes quentes nas desigualdades.

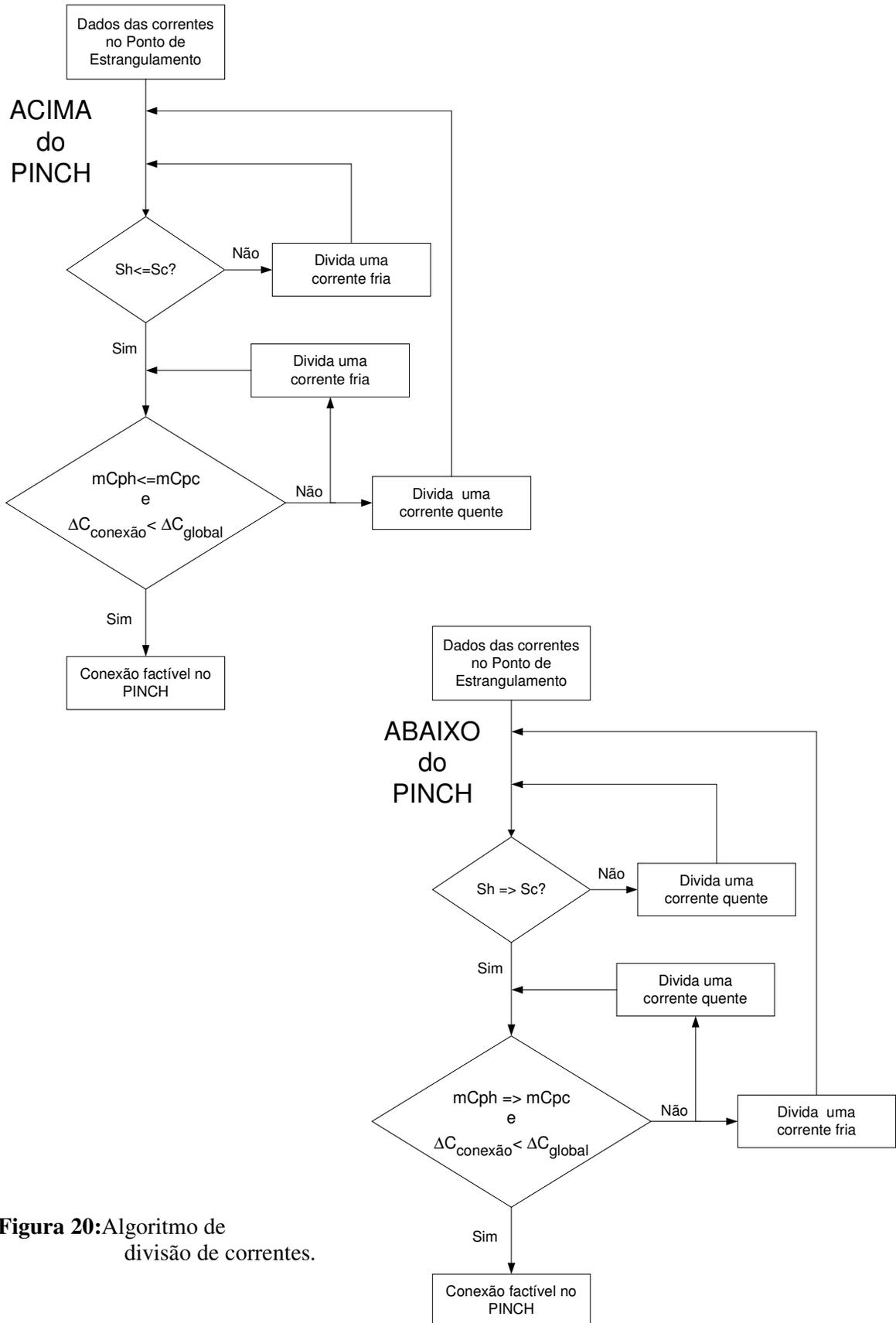


Figura 20: Algoritmo de divisão de correntes.

6) A heurística "Tick-off"

Após terem sido escolhidas as conexões em torno do ponto de “pinch”, é importante levar em conta, para escolherem-se os próximos trocadores, o critério de custo de investimento. A intenção do projetista deve ser sempre a de reduzir o custo do investimento,

Essa heurística consiste em maximizar a troca térmica nas conexões escolhidas, assim a chance de utilizar-se dois trocadores ao invés de um será minimizada.

sendo que um dos pontos mais importantes para atingir-se este objetivo é reduzir o número de unidades de troca térmica. A heurística "Tick-off" pode ajudar neste sentido.

É importante ressaltar que este método é uma heurística, e como tal, pode ocasionalmente penalizar o projeto. A Fig. 6 demonstra como é utilizada a heurística em questão.

A Figura 21 satisfaz completamente as demandas quentes e frias acima do Ponto de Estrangulamento. Água de resfriamento não pode ser utilizada acima do ponto de estrangulamento, sendo assim se existem correntes quentes acima do estrangulamento estas devem ser conectadas com as correntes frias disponíveis. Note que a Figura 21a resolve o problema do ponto de estrangulamento, ou seja, trata todas as correntes que chegam ou saem da linha do estrangulamento. Já a figura "b", mostra uma conexão adicional que visa evitar a utilização de água de resfriamento e uma última conexão antes da utilidade, sendo que esta tem o cuidado de ter o maior serviço possível para evitar dois trocadores.

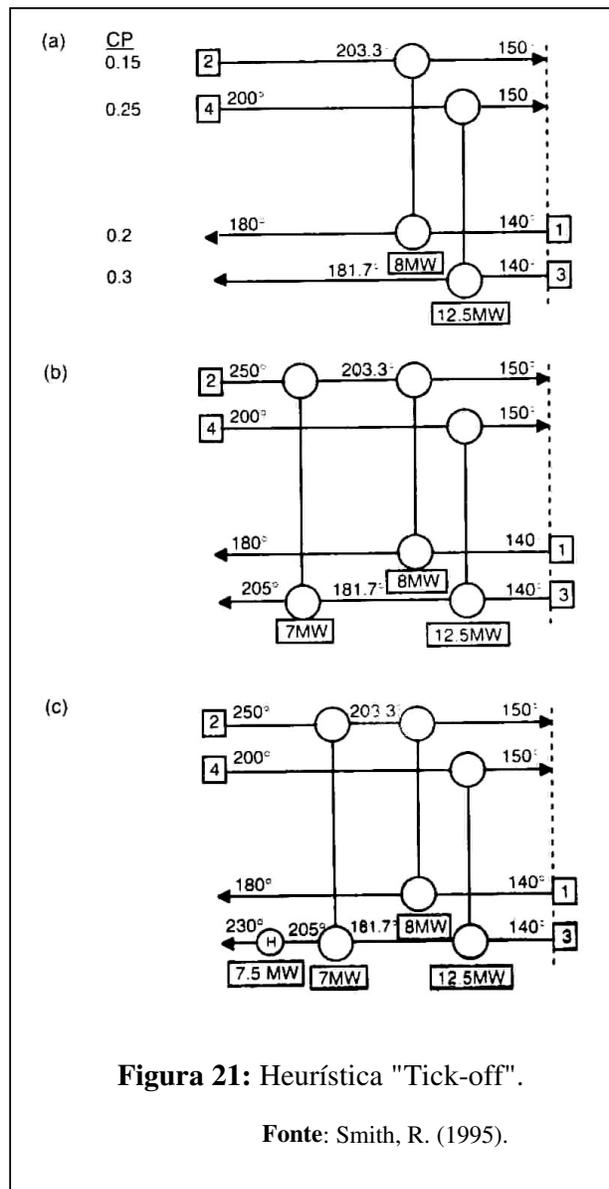


Figura 21: Heurística "Tick-off".

Fonte: Smith, R. (1995).

4.4 Comparação entre os tipos de método

A literatura publicada, que trata do tema redes de trocadores de calor, é muito mais vasta do que se aborda este capítulo e os Apêndices C e D. Como já foi mencionado, inclui metodologias baseadas na termodinâmica e em heurísticas (Método do Ponto de Estrangulamento), metodologias que utilizam técnicas de programação matemática (PLMI, PL, PNL) e outras formulações de várias origens. Os itens anteriores deste capítulo e o Apêndice D mostram os mais notáveis desenvolvimentos neste campo de estudo.

Apesar da programação matemática teoricamente produzir redes mais próximas do ótimo, os méritos da análise pelo ponto de estrangulamento são inquestionáveis. Como resultado disto, essa técnica tem se sobreposto aos métodos matemáticos na maioria das aplicações industriais (TANTIMURATHA et al., 2000).

A facilidade com que o método do ponto de estrangulamento manipula grandes problemas (casos industriais), seu potencial de explicar de forma clara as relações de compromisso entre custo de investimento e consumo de utilidades e os bons resultados associados à aplicação da técnica têm mantido esta metodologia como a mais popular entre os engenheiros de processo. A programação matemática seqüencial e a síntese simultânea, freqüentemente, necessitam adotar simplificações para resolver casos industriais que muitas vezes prejudicam a obtenção de uma solução aplicável.

Outro ponto favorável ao método do ponto de estrangulamento é a sua simplicidade. Sua difusão entre os técnicos de empresas não requer altos investimentos em treinamento. A própria formação em engenharia de processos já aborda boa parte dos conceitos fundamentais deste método. No caso dos métodos matemáticos, há uma maior necessidade de investimento com treinamento.

A facilidade com que o engenheiro manipula e conduz a formação da rede de trocadores de calor também tem servido como incentivo à escolha desta técnica pelos técnicos das indústrias. Os métodos de programação matemática são autônomos na elaboração da rede, portanto é muito mais importante nestes casos o estabelecimento prévio e preciso das condições de contorno de segurança, operabilidade e “layout” de forma a evitar redes sem sentido prático.

Além do fato de não garantir uma solução ótima, a maior crítica ao método do ponto de estrangulamento diz respeito ao fato do trabalho do engenheiro ser enfadonho e demorado. Quando o problema é muito grande surgem verdadeiramente algumas necessidades inconvenientes. A manipulação de muitos dados, as diversas interações e recálculos essenciais para a obtenção da solução desejada e os inúmeros desenhos de redes por conta das evoluções são alguns destas dificuldades. Com vistas a neutralizar estes inconvenientes, vários programas foram desenvolvidos para atender as demandas dos projetistas tornando esta atividade mais simples e rápida. O Aspen Pinch e o SuperTarget (Linnhof March Limited), são exemplos destas ferramentas, estes programas organizam os dados, fazem todos os desenhos necessários, calculam todas as metas requeridas - área, número de trocadores de

calor e utilidades - e operam muito bem com evoluções da rede. Os dois programas utilizam todos os conceitos da metodologia do ponto de estrangulamento.

Pelas razões abordadas nos parágrafos anteriores, este trabalho fará uso da Metodologia do Ponto de Estrangulamento para elaborar uma rede de trocadores para a Fábrica de Farelo Branco descrita nos Capítulos 2 e 3, utilizando a ferramenta Aspen Pinch.

4.5 Análise de Viabilidade da Rede - Gastos com Investimento e Energia

Uma das características básicas de uma rede de trocadores de calor é a relação de compromisso (*trade-off*) que existe entre consumo de energia e capital investido. Este item tem por objetivo discutir alguns aspectos sobre o tema (LINNHOFF e AHMAD, 1990).

Quanto maior for o investimento em trocadores - seja pelo número de unidades, pelo tamanho dos equipamentos ou por estas duas razões acontecendo simultaneamente - menor é o consumo de energia. No entanto, há necessidade de avaliação da viabilidade da rede para evitar a busca indiscriminada pela redução de energia que em alguns casos pode não ser viável.

A evolução da rede fazendo uso de quebra de “*Path*” e “*Loops*” é uma ferramenta poderosa para melhorar a viabilidade da rede. A cada modificação, calcula-se novamente a viabilidade do empreendimento, verificando se a alteração foi benéfica ou não. Trata-se de um método intuitivo, mas que pode ser guiado por heurísticas que levam a bons resultados.

A escolha de um critério adequado de viabilidade econômica é fundamental para obter resultados aplicáveis. Em um país onde há taxas altas de juros bancários é muito importante escolher metodologias que possam reproduzir bem esta situação.

A importância da Otimização Prévia do ΔT mínimo

O ΔT mínimo é especialmente importante para a viabilidade da rede neste tipo de análise, pois, conforme a sua seleção, o ponto de estrangulamento, as metas de área e do número de trocadores de calor e do consumo de utilidades mínimos mudam. Portanto, uma boa seleção do ΔT mínimo é fundamental também para se obter uma boa relação de compromisso entre consumo energético e capital investido no final da rede.

A Figura 22 mostra duas redes de trocadores que partem das mesmas correntes mas com ΔT mínimos distintos. As redes finais são bastante diferentes tanto na estrutura final quanto nos resultados.

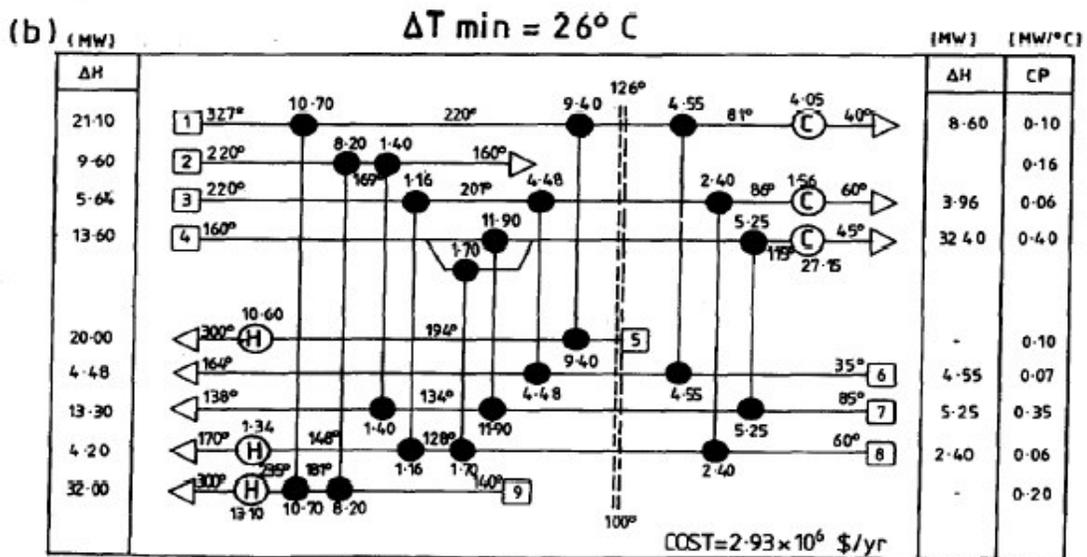
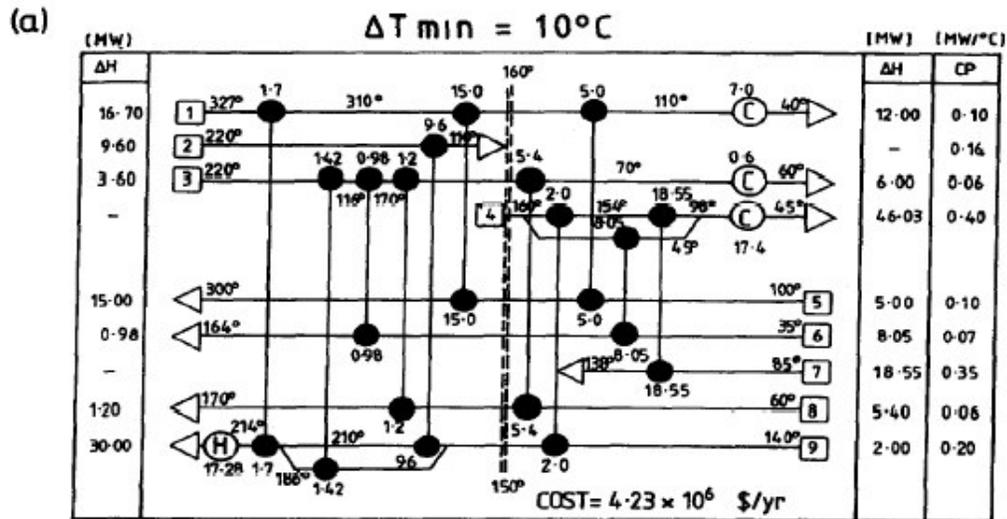


Figura 22: Mudanças em redes devido a mudanças no ΔT mínimo

Fonte: LINNHOFF e AHMAD (1990).

Uma das razões mais fortes para haver tal diferença é a mudança do ponto de estrangulamento. Como o método de síntese da rede baseia-se no ponto de estrangulamento para dividir o problema, definir quais são as correntes compatíveis e as populações de correntes em cada subproblema (abaixo e acima do ponto de estrangulamento) é natural que tal distinção ocorra.

De acordo com LINNHOFF (1990), se houver mais de um ponto de estrangulamento do sistema, e se a sua predominância depender do ΔT mínimo, o resultado do problema será muito afetado pelo ΔT mínimo inicial escolhido e será muito difícil compensar uma má

escolha com evoluções da rede inicial. Se os estrangulamentos forem muito distantes podem surgir ótimos locais para cada estrangulamento.

Como resultados de todas estas afirmações, é consenso entre os principais autores desta linha de pesquisa que o ΔT deve ser otimizado antes da rede, da melhor forma possível, para se evitar esta série de inconvenientes.

Metas de Número de Trocadores de Calor, Área e Consumo de Utilidades

Sem a estrutura completa da rede a única forma de obter o custo de investimento - que depende do número, da especificação e do custo dos trocadores de calor - e o custo com consumo de energia - influenciado basicamente pelo custo e o consumo de utilidades - é inferir como seria a rede.

Para resolver este problema vários autores propuseram formas de calcular metas mínimas de número de trocadores de calor, de áreas de trocadores de calor e de consumo de utilidades. A forma de calcular o consumo de utilidade mínimo já foi abordada anteriormente neste capítulo.

O custo da rede de trocadores de calor é fortemente influenciado pelo número de unidades. Conjuntamente com as unidades de troca térmica, o engenheiro precisa se preocupar com a instalação, o controle e a segurança destas unidades. Como resultado disto, o custo da inclusão de uma unidade a mais na rede de trocadores de calor é sempre bem maior do que o custo do equipamento em si.

O número mínimo de unidades é uma meta facilmente obtida através da seguinte relação derivada do Teorema de Euler:

$$U = N + L - S$$

onde:

U = o número de unidades de troca térmica;

N = número de corrente do subproblema (acima ou abaixo do estrangulamento) incluindo as utilidades;

L = número de “loops” na rede de troca térmica;

S = é número de problemas independentes na rede.

Boa parte das redes de trocadores de calor que atingem os seus objetivos de recuperação de energia contém “Loops”. “Loop” é um caminho fechado traçado de qualquer ponto da rede através de trocador de calores e de caminhos de correntes chegando, novamente, ao mesmo ponto inicial. É freqüentemente possível mover calor em volta do “Loop” para remover trocadores de calor pequenos. O Capítulo 5 mostra com detalhe este conceito quando evolui a rede com máxima recuperação de energia.

Uma rede com número mínimo de trocadores de calor não tem “loops”, e partindo do pressuposto que não há problemas independentes internos à rede em questão, chega-se à seguinte relação para o mínimo número de unidades:

$$U_{\text{mínimo}} = N - 1;$$

Sugerindo um problema com um estrangulamento:

$$U_{\text{mínimo}} = N_{\text{acima do estrangulamento}} - 1 + N_{\text{abaixo do estrangulamento}} - 1$$

O número mínimo de trocadores de calor isolado não é informação insuficiente para uma boa estimativa do custo de investimento da rede de trocadores de calor. A forma mais simples de prever o custo de rede de trocadores de calor é modelar as relações de custo dos trocadores de calor e suas dimensões através de uma reta:

$$C = a.x + b.U_{\text{mínimo}}, \text{ sendo:}$$

C = custo dos trocadores de calor em unidades monetárias;

b = custo de mobilização (custos fixos) para fabricação de um trocador de calor de qualquer tamanho;

a = custo do m² de área de troca térmica;

x = área de troca térmica total da rede;

U_{mínimo} = número mínimo de equipamentos de mesma característica da rede.

É importante mencionar que "a" e "b" variam com os materiais de construção, pressão de operação, a taxa mássica e o tipo de trocador de calor.

Mesmo utilizando-se esta relação bastante simplificada é necessária uma estimativa da área da rede. Vários autores estudaram alternativas para determinação da área mínima (HOLLMANN Apud MÓDENES, 1995, TOWNSEND Apud MÓDENES, 1995, LINNHOFF AND AHMAD 1990). Em 1984, LINNHOFF e TOWNSEND propuseram um método de determinação da área mínima (A_{min}) que continua sendo muito bem aceito pelos adeptos da Análise pelo Ponto de Estrangulamento. Em 1990, AHMAD comprovou a aplicabilidade da relação teoricamente. A equação que expressa esta metodologia é expressa a seguir:

$$A_{\text{min}} = \sum_{k=1}^{\text{Intervalos}} \frac{1}{\Delta T_{\text{LMTD}} F} \left(\sum_{i=1}^{\text{SH}} \frac{Q_i}{h_i} + \sum_{j=1}^{\text{SC}} \frac{Q_j}{h_j} \right)$$

onde:

Q_i = calor na corrente quente i no intervalo de entalpia k;

Q_j = calor na corrente fria j no intervalo de entalpia k;

h_i, h_j = coeficiente de película para a corrente quente i e para a corrente fria j;

ΔT_{LMTD} = temperatura média logarítmica = (ΔT₂ - ΔT₁)/ln[ΔT₂/ΔT₁]

F = fator de correção que leva em conta que o fluxo não é totalmente contracorrente

Esta equação é aplicada em cada um dos intervalos de entalpia da rede, parte do pressuposto que todas as trocas térmicas são verticais nos intervalos e considera as variações de coeficientes de película. A aplicação direta da equação é restrita às situações onde os materiais de construção ou os níveis de pressão dos equipamentos não são muito distintos. Quando as diferenças forem significativas, deve-se aplicar um fator de correção nas correntes ou nos intervalos onde isto acontece.

A ΔT_{LMTD} é calculada para cada intervalo de entalpia contrapondo a temperatura de entrada e saída das correntes quentes no intervalo com as temperaturas das correntes frias na entrada e saída do mesmo intervalo. A relação q/h é obtida multiplicando o mC_p pela diferença de temperatura no intervalo e dividindo o resultado pelo coeficiente de película de cada corrente. A soma de todas as relações de q/h das correntes quentes e frias divididas pela ΔT_{LMTD} do intervalo resultam na área mínima do intervalo. Cabe salientar que esta equação, por ser extremamente simplificada permite que se estime a área de troca térmica com erros típicos da ordem de 25%, desta forma recomendamos para se ter uma idéia mais realista da área verdadeira da rede sintetizada, que se multiplique o resultado anterior por 5/4, ou seja:

$$A_{REAL} \approx \frac{5}{4} A_{min} = \frac{5}{4} \sum_{k=1}^{Intervalos} \frac{1}{\Delta T_{LMTD} F} \left(\sum_{i=1}^{SH} \frac{Q_i}{h_i} + \sum_{j=1}^{SC} \frac{Q_j}{h_j} \right)$$

Para exemplificar a aplicação desta equação vamos considerar o exemplo que já temos empregado para introduzir os conceitos de curvas compostas e de grandes curvas compostas. Os dados das correntes estão sumarizados na Tabela 15 juntamente com os respectivos coeficientes de película.

Tabela 15: Dados de entrada – Correntes Frias e Quentes

	Tipo de Corrente	Flowrate, m [kg/s]	C_p [kJ/kg°C]	mC_p [kW/°C]	Tin [°C]	Tout [°C]	Q [kW]	Coef. De Película H [W/m ² °C]
1	Hot	10	0,8	8	300	150	1200	400
2	Hot	2,5	0,8	2	150	50	200	270
3	Hot	3	1	3	200	50	450	530
4	Cold	6,25	0,8	5	190	290	-500	100
5	Cold	10	0,8	6	90	190	-800	250
6	Cold	4	1,1	4	40	190	-600	80

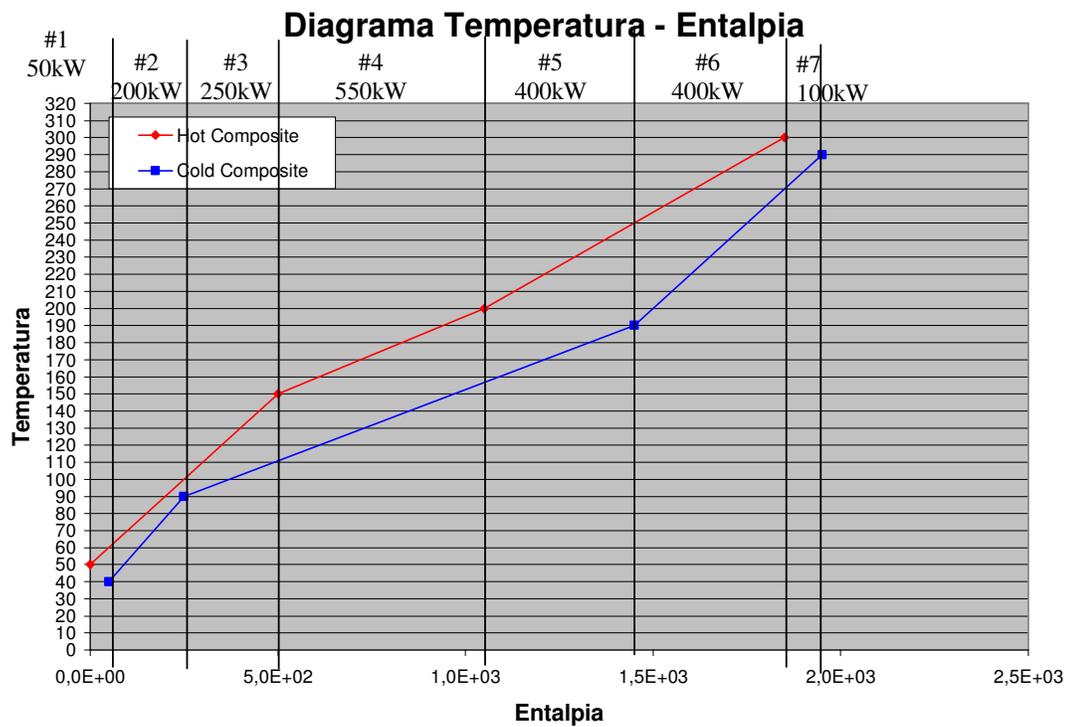


Figura 23: Grandes curvas compostas gerado para as correntes listada na Tabela 1 considerando uma diferença mínima de temperatura de 10°C.

A Figura 23 apresenta o diagrama composto gerado a partir dos dados listados na Tabela 15 tendo como temperatura mínima permitível 10°C. Observe são gerados 7 intervalos de entalpia, conforme ilustrado na figura. Cada mudança de inclinação que ocorre na linha de corrente quente ou fria marca uma mudança no número de correntes o que leva ao surgimento de um novo intervalo. Cabe lembrar que a inclinação da curva composta das correntes quentes é dada pelo inverso do somatório do mCp_h das correntes quentes de cada um dos intervalos. O mesmo se aplica as correntes frias. Desta forma sempre que houver uma mudança no número de correntes no intervalo, haverá uma mudança de inclinação. As temperaturas de início e fim de cada uma das correntes pode ser lidas diretamente na figura, podendo ser também calculadas, como se segue:

$$\sum_{i=\text{correntes quentes}} (mCp_h)_i \Delta T_1 = Q_1 \quad \therefore (2000 + 3000) \Delta T_1 = 50.000 \text{ W} \quad \therefore \Delta T_1 = \frac{50000}{5000} = 10^\circ\text{C}$$

Sabendo-se a temperatura de início do intervalo e a respectiva variação de temperatura ocorrida em cada intervalo pode-se facilmente se chegar as temperaturas de intersecção.

Rentabilidade das Redes de Trocadores de Calor

A escolha dos critérios para o cálculo da rentabilidade da rede pode levar a diferenças substanciais, não só na viabilidade da rede, mas também em sua estrutura, portanto, uma atenção especial deve ser dada a este tópico.

Para analisar a rentabilidade da rede divide-se este tópico em três pontos:

- Estimativa de Custo de Equipamentos e Instalação;
- Estimativa do Custo Operacional - consumo de utilidades;
- Critérios de Rentabilidade.

Há necessidade de informações a respeito do custo dos equipamentos para síntese da rede, porém, sem a conclusão da estrutura da rede, o projetista não tem os tamanhos, nem os modelos, e, muitas vezes, nem o nível de pressão dos equipamentos. Para resolver este problema, é necessário estimar o custo dos equipamentos e existem relações que permitem que isto seja feito de forma bastante prática e com um erro admissível para esta fase do projeto. A estimativa de custo dos equipamentos envolve técnicas que vão além da simples cotação dos equipamentos com fabricantes.

A relação para extrapolação mais simples é a linear, que já foi abordada neste item. Se a variação de tamanhos dos equipamentos for pequena, e não houver diferenças significativas de pressão e materiais de construção e se o orçamento base para a extrapolação for atual, a relação linear pode ser utilizada.

Para correção de orçamentos realizados há mais de 10 anos em países sem inflação alta, recomenda-se a utilização de índices de correção como o "Marshall and Swift Equipment Cost Index" (M&S) publicado mensalmente na Chemical Engineering Magazine.

É muito comum a utilização de Cartas de Correção que fornecem índices para converter orçamentos com pressões diferentes, áreas diferentes ou mesmo materiais de construção diferentes às bases necessárias ao projeto (EL-HALWAGI, 1997, TURTON, R., 1988).

Expoentes para estimativa de áreas também são utilizados (PETER Apud EL-HALWAGI, 1997). A seguir mostra-se uma relação estudada que produz melhores resultados do que a equação da reta:

$$Custo_B = \left(\frac{Área\ B}{Área\ A} \right)^x Custo_A$$

Sendo "x", o expoente de estimativa de área. Quando o coeficiente não for conhecido usualmente se utiliza 0,6 (EL-HALWAGI 1997)

Os parágrafos anteriores tratam da compra do equipamento posto na fábrica do fornecedor (FOB). Custos com frete, embalagem, instalação, isolamento, instrumentação, instalação elétrica não foram considerados. O custo de investimento deve considerar todas estas etapas de modo a não subestimar a instalação de equipamentos adicionais. Um método bastante grosseiro é multiplicar o valor do equipamento por um fator que tem por objetivo simular todos os custos relativos a este equipamento. Fatores como estes são conhecidos na literatura como *Lang Factors*.

Investimentos em instalações industriais pressupõem substituição dos ativos após um determinado número de anos, quer seja por conta da obsolescência do equipamento, do término da vida útil ou por conta de recuperação ou manutenção economicamente inviável. Relacionado, a este aspecto, a Legislação Brasileira permite a depreciação de equipamentos industriais em parcelas mensais equivalentes em um período de 10 anos. Alguns equipamentos podem ser depreciados de forma acelerada, como computadores e outros bens de alta tecnologia.

O custo operacional relacionado com a rede envolve basicamente o consumo de utilidades quentes e frias, para obter esse valor é necessário apurar o custo específico de todas as utilidades. Para anualizar este custo é necessário estimar também o número de horas trabalhadas no ano.

No intuito de agilizar o cálculo de rentabilidade, alguns autores utilizam algumas simplificações. O Custo Total do Investimento é dividido equivalentemente nos anos de depreciação do equipamento, na grande maioria das vezes, não considera o custo do capital investido. Adiciona-se também ao custo de investimento uma estimativa do valor gasto com suprimento de matéria-prima, produtos acabados e semi-acabados no estoque e despesas iniciais com operação, ou seja, capital de giro. O percentual estimado de acréscimo por conta do capital de giro varia muito de negócio para negócio.

Para otimizar o $\Delta T_{\text{mínimo}}$ antes da configuração da rede, muitos autores (EL-HALWAGI 1997, LINNHOFF, 1983, BRIONES, 1997, LINNHOFF, 1989, MÓDENES, 1995) utilizam o critério do Custo Total Anualizado (TAC). Sendo assim, o menor custo anualizado da rede define o valor do $\Delta T_{\text{mínimo}}$. O custo de investimento anualizado segue a metodologia do parágrafo acima. O custo total anualizado é a soma do custo de investimento e do custo operacional, ambos anualizados.

Valor Presente Líquido

Uma outra técnica bastante interessante de ser empregada é a do Valor Presente Líquido (VPL). Esta técnica de avaliação de rentabilidade é altamente empregada e reconhecida na literatura (FILHO e KOPITTKKE, 1992). No entanto, é raramente utilizada nos artigos que tratam de recuperação de calor com redes de trocadores de calor.

O conceito empregado na técnica baseia-se no fato que o tempo no qual estima-se empregar o dinheiro no projeto é um fator extremamente relevante. É preferível um projeto que prometa receitas nos primeiros cinco anos do que outro, com receitas idênticas em moeda comparável, a partir do sexto ano. Esta noção é bastante intuitiva. O VPL quantifica esta diferença porque permite expressar, em termos de moeda presente, os fundos que se espera receber no futuro, dando estes valor inferior a medida que se afastam no tempo. Desta maneira é possível comparar todas as propostas de inversão sobre a mesma base, mesmo quando a duração e os momentos de geração das receitas e despesas difiram entre si.

Segue abaixo a equação matemática que define o Valor Presente Líquido.

$$VPL = -I_0 + \left[\sum_{t=1}^T \frac{(R_t - D_t)}{(1+k)^t} + \frac{S_t}{(1+k)^T} \right]$$

sendo que:

VPL - Valor presente líquido;

I_0 - Investimento inicial associado ao projeto;

R_t - Entradas de caixa - ou economias - esperadas durante o período t de operação do projeto;

D_t - Custos de produção esperados durante o período t de operação do projeto;

T - a vida útil do projeto ou tempo de retorno estimado do projeto;

S_t - o valor residual do investimento ao final de sua vida útil;

k - taxa de atratividade, ou correção.

A taxa de atratividade é o retorno mínimo aceito pelo investidor. Ela será sempre maior nas nações em desenvolvimento se comparada às taxas em países do primeiro mundo, como os EUA. É função do juro cobrado pelas entidades financiadoras mais um ágio que remunera o risco do empreendimento. Na formulação do VPL, a taxa de atratividade é a responsável pela homogeneização das receitas e despesas ao valor atual.

O investimento inicial associado ao projeto não recebe correção pois é localizado no instante zero. É importante mencionar que se o investimento monetário não for encerrado no início do empreendimento, as demais parcelas devem ser corrigidas da mesma forma que as despesas, com base na taxa de atratividade.

Além de avaliar a rentabilidade do investimento, no caso da evolução de redes de trocadores de calor, o VPL serve também para comparar uma evolução com a próxima e definir qual a mais viável economicamente.

4.6 Flexibilidade em Redes de Trocadores de Calor

A flexibilidade deve sempre ser considerada pelo engenheiro quando da concepção de um processo. O projetista sabe que o estado estacionário não é atingido desde o início do “start-up” da planta e sabe também que ele não é mantido ao longo da operação. Variações de

matéria-prima, distúrbios, alterações climáticas, má operação e outros, podem modificar o estado estacionário estabelecido no projeto levando a planta a uma condição transiente e/ou a um estado estacionário alternativo não desejado. Esta preocupação começa na elaboração dos fluxogramas de processo com limites superior e inferior para vazões e temperaturas de forma a contornar estes problemas. A busca da flexibilidade sem utilização de metodologia específica muitas vezes leva a gastos desnecessários e plantas com restrições que prejudicam a operação.

Por conta deste envolvimento direto com a indústria, a literatura sobre flexibilidade de processos é bastante vasta, mas o problema não é simples. Avaliar todo o processo de uma planta industrial (considerando sistemas reacionais, as operações de transferência de massa e calor, demandas de trabalho envolvidas, etc) pode tornar-se bastante complexo, trabalhoso e fácil de cometer enganos que distorçam a solução.

Alternativamente, muitos pesquisadores desenvolveram métodos para resolver a flexibilidade de redes de trocadores de calor. Dois motivos básicos causaram este direcionamento. O primeiro é que em processos químicos o controle de temperatura é um fator fundamental para o controle, estabilidade e flexibilidade do processo como um todo. O segundo motivo diz respeito ao fato da síntese de redes de trocadores de calor encontrar-se bem desenvolvida já há algum tempo.

O Apêndice B apresenta o histórico das principais colaborações vinculadas ao desenvolvimento da tecnologia de flexibilização de redes.

Segundo a tese de doutorado de KOTJBASAKIS, 1988, existem cinco abordagens para o problema da flexibilidade de redes, sendo que a última foi elaborada na própria tese.

A primeira abordagem produz a rede flexível para um número diferente e bem definido de casos - cada caso tem temperaturas iniciais e finais e vazões bem definidas e fixas. Estes casos são denominados períodos porque são associados ao tempo em que a planta estará em operação seguindo os parâmetros do caso. Se o tempo de operação em um dado caso for maior esse terá mais influência na função de custo e, portanto, a solução atenderá mais a sua demanda do que a dos outros períodos. Esta estratégia foi muito utilizada por Floudas e Grossmann no início de seus trabalhos de 1986 e 1987. Esta sistemática não resolve um dos problemas cerne da flexibilidade que é a contenção de distúrbios de toda a natureza que ocorrem em uma planta industrial, mesmo assim tem seus méritos.

A segunda abordagem pressupõe que a flexibilidade definida anteriormente não é apenas obtida resolvendo o problema para vários casos operacionais fixos, durante períodos bem definidos. A flexibilidade requer que a variação de parâmetros individuais e em grupo, entre os quais temperaturas e vazões, respeitando faixas bem definidas possam ser contornadas por um bom projeto de rede de trocadores de calor. Este conceito está bem claro nos trabalhos de MARSELLE et al. (1982). Infelizmente, neste contexto, não é abordada a relação de compromisso entre investimento e flexibilidade, e, mais, define-se que a operabilidade deve ser mantida para as mais diversas combinações de variações de

parâmetros, algumas que nunca aconteceriam na realidade, o que claramente remete a solução a valores de investimento excessivamente altos.

A terceira abordagem relaciona as variações dos parâmetros individualmente e em conjunto à luz de distribuições probabilísticas. KOTJABASAKIS (1995) faz dois comentários a respeito desta metodologia: as distribuições probabilísticas não descrevem a realidade do processo; se a operabilidade for mantida para todas as condições o investimento na rede será excessivamente alto (mesma justificativa da segunda abordagem).

A quarta abordagem complementa as distribuições probabilísticas com funções econômicas de penalidade, para evitar a manutenção da operabilidade em condições raras ou mesmo impossíveis. Esta abordagem leva à resolução de um problema associado à realidade. No entanto, as distribuições probabilísticas podem não refletir o problema real levando o pesquisador a resolver o problema errado. Além disto, a associação de funções econômicas de penalidade tornam a resolução do problema mais complicada.

A quinta abordagem assume e permite que os parâmetros da rede variem, individualmente ou em grupo, respeitando faixas previamente definidas. Não há, na maioria dos casos, considerações definindo por quanto tempo os distúrbios ocorreram (como na primeira abordagem). Não está associada a probabilidades. Aceita que nem sempre a flexibilidade total - ou mesmo a requerida - é economicamente viável. Ao invés de buscar atingir a flexibilidade total ou requerida sem limites, propõe que tabelas de sensibilidade sejam utilizadas para definir melhor os contornos do problema. Sendo assim, requer uma solução do tipo evolucionária, como no caso do Método do Ponto de Estrangulamento, e aceita que, em função disto, o resultado obtido não pode ser rigorosamente definido como solução ótima. A metodologia em questão é bastante simples e pode ser aplicada sem auxílio de pessoal especializado. Pode ser facilmente adaptada ao Método do Ponto de Estrangulamento.

Pelos aspectos já explicitados, esta dissertação seguirá a abordagem número cinco utilizando como base os trabalhos executados por Kotjabasakis. Os próximos itens tratam dos dois conceitos mais importantes relacionados a essa metodologia: “Downstream Paths” e Tabelas de Sensibilidade.

4.7 “Downstream Paths” - Caminhos a Jusante

O conceito de “Downstream Paths”, quando aplicado, facilita a investigação da influência dos distúrbios em qualquer rede de trocadores de calor e a identificação de oportunidades de melhoria, às vezes não intuitivas.

O procedimento de “Downstream Paths” é inserido muito facilmente ao Método de Síntese de Redes do Ponto de Estrangulamento através do Diagrama Grade.

Um pequeno exemplo será utilizado para demonstrar as potencialidades da técnica "Downstream Paths". Na Figura 24 apresenta-se um diagrama de grade onde triângulos com a letra "D" representam distúrbios e as letras "C" indicam variáveis controladas.

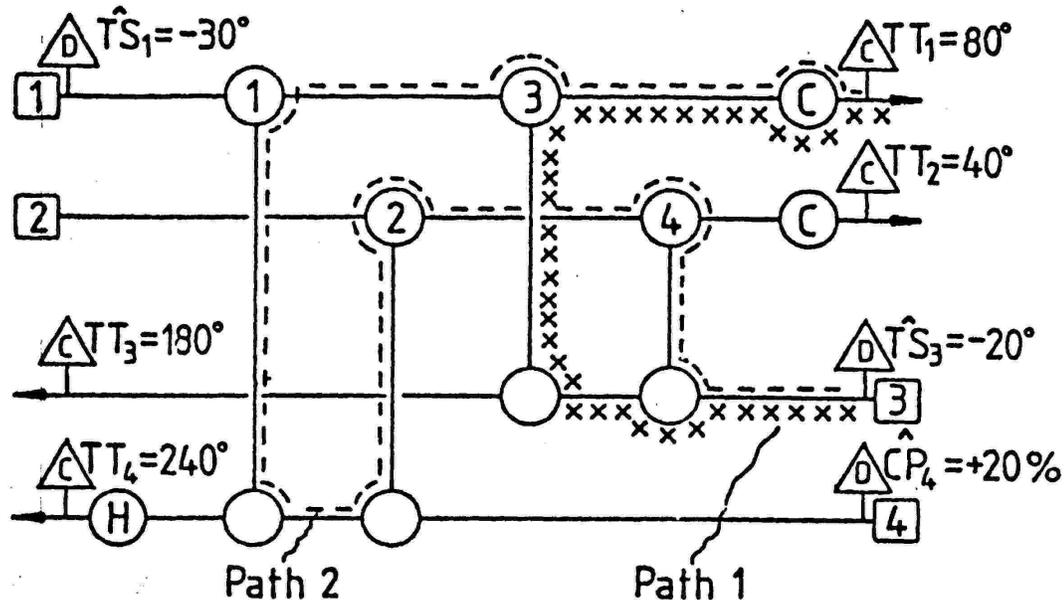


Figura 24: Exemplo "Downstream Paths"

Fonte: Tese de Doutorado de KOTJABASAKIS (1995).

A primeira observação, trivial, mas importante, é que o distúrbio só se propagará em meio físico, sendo assim, apenas nos trocadores de calor que tenham conexão. Desta forma, as temperaturas que podem ser alteradas em função de um distúrbio na corrente 3 são as que estão incluídas nos "Paths" 1 e 2.

A segunda questão diz respeito ao fato da propagação do distúrbio só acontecer a jusante do evento gerador. Por exemplo, o distúrbio produzido na corrente 3 da Figura 24 se propaga até o trocador 4 - é interligado por meio físico e está a jusante da corrente 3 - mas não influencia o trocador de número 2 - encontra-se a montante do trocador 4 que é o trocador que está ligado fisicamente ao distúrbio na corrente 3.

Fazendo esta análise nota-se que o "Path" 1 é integralmente um "Downstream Path" - Caminho a jusante - já o "Path" 2, a partir do trocador 4, é um "Upstream Path" - Caminho a montante.

Utilizando este tipo de avaliação de forma sistemática pode-se averiguar quais as temperaturas e trocadores influenciados por cada possível distúrbio.

Além do diagnóstico, esta técnica também pode auxiliar o projetista a resolver os problemas de flexibilidade ou controlabilidade que a rede tenha através de três ferramentas: quebra de caminhos, adição de elemento a jusante e manipulação/controla da rede.

A quebra de caminhos consiste em eliminar um trocador de calor nele incluso, evitando a propagação de um distúrbio importante, aumentando assim a flexibilidade e controlabilidade da rede. É importante ressaltar que estas ações são normalmente associadas a aumento no consumo de utilidades. A Figura 25(a) mostra duas propagações de um distúrbio na corrente 4. Para anular os efeitos da propagação demarcada com linhas tracejadas, elimina-se o trocador de calor 3, quebrando o "Path" 1, como mostrado na Figura 25(b).

Em alguns casos, a simples troca de posição de dois trocadores de calor pode eliminar um distúrbio; esta é a intervenção chamada por KOTJABASAKIS (1986) como adição de um elemento a jusante. Na Figura 25(c) mostra-se a aplicação deste conceito eliminando a outra propagação entre a corrente 4 e a temperatura final da corrente 3.

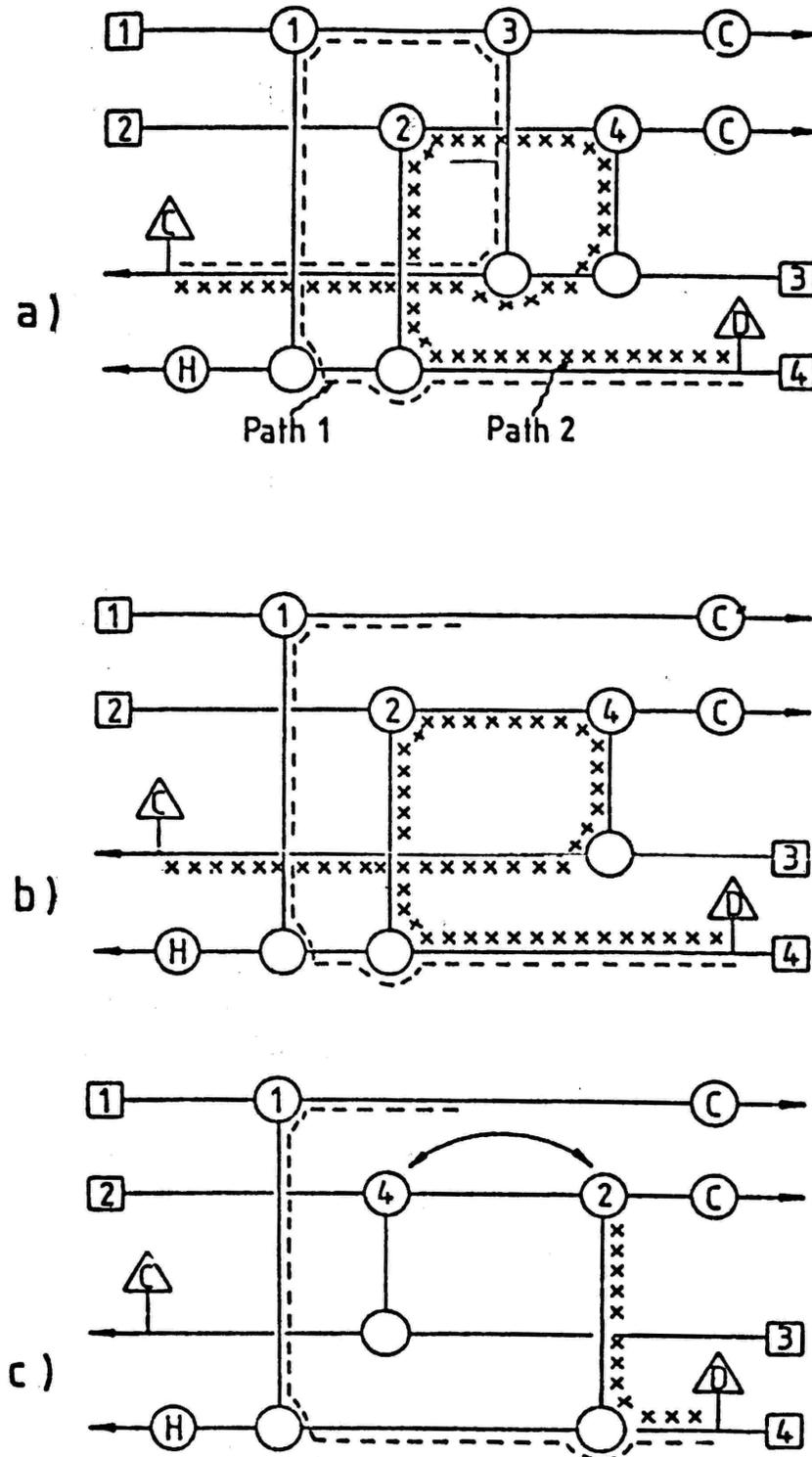


Figura 25: Quebra de "paths" e adição de elementos
 Fonte: KOTJABASAKIS (1995).

A técnica de manipulação nada mais é do que incluir elementos finais de controle, como válvulas, por exemplo, para manipular as vazões da rede e assim assegurar flexibilidade

e controlabilidade. O intuitivo seria fazer variar as vazões das utilidades de forma a manter sob controle as temperaturas finais de cada corrente. Isto só é possível quando há um equipamento suprido com utilidade na ponta de rede da corrente. Outra alternativa é a instalação de *by-pass* controlado por válvula. A Figura 26 a seguir mostra esta alternativa.

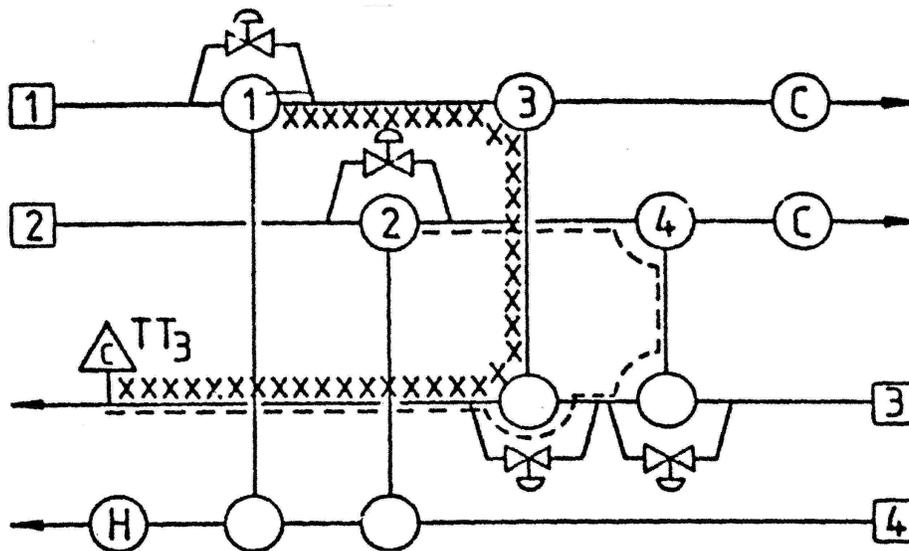


Figura 26: Manipulação de Variáveis através de *By-pass*

Fonte: KOTJABASAKIS (1995).

4.8 Tabelas de Sensibilidade

Uma boa flexibilidade afeta o custo de investimento e o consumo de utilidades de redes de trocadores de calor, não há como contrariar esta afirmação.

As tabelas de sensibilidade foram elaboradas para facilitar o projeto de redes flexíveis (KOTJABASAKIS, 1986). O método é de fácil aplicação e compreensão. Mostra ao engenheiro quais são os trocadores de calor que mais influenciam na flexibilidade, além de mensurar a propagação dos distúrbios. Este instrumento ajuda a determinar o projeto flexível que é mais barato.

Do ponto de vista numérico, as tabelas de sensibilidade são baseadas nas equações de transferência de calor e no fato de que, em qualquer rede, há o mesmo número de temperaturas desconhecidas do que de equações que as relacionam.

Kotjabasakis propõe três tipos de tabelas de sensibilidade, geradas a partir de variações de temperatura iniciais, mC_p ou coeficientes Globais e área de troca térmica(UA).

Como as relações entre as temperaturas são lineares a única tabela de sensibilidade rigorosamente precisa é a de variação de temperatura. As tabelas produzidas para mC_p e UA

só são precisas nos pontos calculados e apresentados nas tabelas, qualquer interpolação está associada a um erro.

A incrustação em tubos de trocadores de calor pode ser muito bem resolvida utilizando tabelas do tipo UA.

As tabelas de mC_p são elaboradas para cada uma das correntes e as de UA para cada trocador de calor. Este método pode se tornar bastante trabalhoso para problemas grandes. Esta é a principal crítica que a literatura faz a respeito das tabelas de sensibilidade. Se houver 30 trocadores de calor, para analisar todo o problema são necessárias trinta tabelas de sensibilidade do tipo UA.

A Figura 27 mostra um trocador de calor simples em um diagrama de grade.

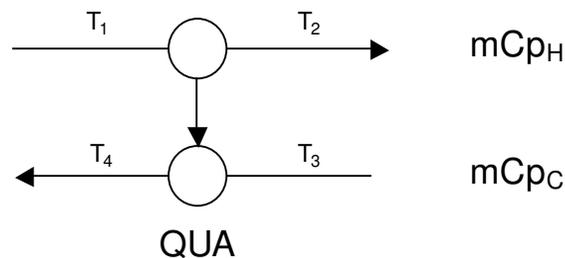


Figura 27: Trocador de calor com índices

As equações de balanço são as seguintes:

$$Q = mC_{pH} (T_1 - T_2);$$

$$Q = mC_{pC} (T_4 - T_3);$$

$$Q = UA(\Delta \text{LMTD})$$

Sendo que:

Q = Taxa de calor;

mC_{pH} = Taxa mássica multiplicada pelo calor específico ou pelo calor latente da corrente quente;

mC_{pC} = Taxa mássica multiplicada pelo calor específico ou calor latente da corrente fria;

T_i = Temperatura da rede no ponto i ;

LMTD = Diferença média logarítmica da temperatura;

A = Área de transferência de calor;

U = Coeficiente global de troca térmica.

Fazendo:

$$R = \frac{CP_C}{CP_H}$$

$$B = \exp\left[\left(\frac{UA}{CP_C}\right) \cdot (R - 1)\right]$$

Com auxílio desta reformulação, pode-se obter um sistema com duas equações que resolve as temperaturas nos pontos da rede:

$$(1-RB)T_2 + (B-1)RT_3 + (R-1)T_1 = 0$$

$$R(1-RB)T_4 + (B-1)RT_1 + (R-1)BRT_3 = 0$$

As equações acima são lineares com respeito à temperatura mas não são lineares para mCp e UA . Estabelecendo que mCp_c , mCp_H , UA e qualquer duas temperaturas forem constantes pode-se facilmente resolver as outras duas temperaturas. Nestes conceitos bastante simples é que se baseiam as tabelas de sensibilidade.

As figuras a seguir mostram exemplos de tabelas de sensibilidade para variações de temperaturas para um dado exemplo utilizado por Kotjabasakis (1986).

Para aplicar a técnica das tabelas de sensibilidade é necessário numerar as várias temperaturas existentes na rede de trocadores de calor. A rede apresentada na Figura 28 servirá como exemplo. Nota-se que depois de cada trocador de calor é definida uma Temperatura (T_i).

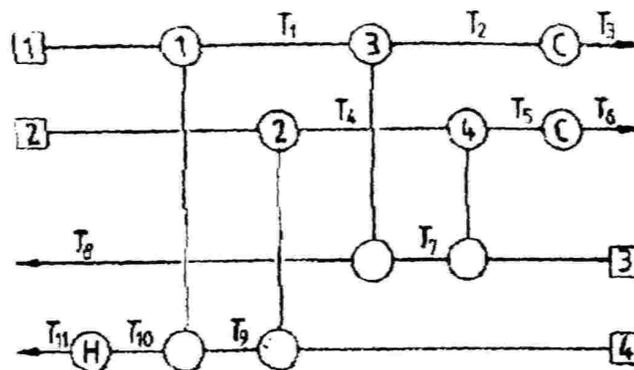


Figura 28: Numeração das temperaturas da rede
Fonte: KOTJABASAKIS (1986)

Considerando CP_C , CP_H e UA constantes, pode-se obter, com o auxílio das equações anteriores, a variação em graus celsius de cada uma das temperaturas da rede fazendo variar em um grau as temperaturas iniciais ou de suprimento. A Tabela 16 mostra um exemplo de tabela de sensibilidade para temperaturas com base na Figura 28.

Tabela 16: Tabela de sensibilidade para variações de temperaturas iniciais

	<i>T(TS) Sensitivity Table</i>			
	\widehat{TS}_1	\widehat{TS}_2	\widehat{TS}_3	\widehat{TS}_4
\hat{T}_1	0.333	0.333	0.0	0.333
\hat{T}_2	0.091	0.293	0.121	0.495
\hat{T}_3	0.039	0.126	0.052	0.212
\hat{T}_4	0.0	0.333	0.0	0.667
\hat{T}_5	0.0	0.086	0.741	0.173
\hat{T}_6	0.0	0.034	0.290	0.068
\hat{T}_7	0.0	0.278	0.167	0.556
\hat{T}_8	0.182	0.308	0.076	0.434
\hat{T}_9	0.0	0.500	0.0	0.500
\hat{T}_{10}	0.333	0.333	0.0	0.333
\hat{T}_{11}	0.077	0.077	0.0	0.077

Example of use: If $\widehat{TS}_1 = +10^\circ C$.
 then, $\hat{T}_1(\widehat{TS}_1) = (0.333) \times (+10^\circ) = +3.33^\circ C$

Fonte: KOTJABASAKIS (1986).

Em caso de variação de 10 °C da temperatura inicial TS1, com base na tabela de sensibilidade pode-se facilmente obter a variação da temperatura T1 multiplicando por 10 a variação obtida na tabela que é 0,333.

No caso de variação de mCp, as tabelas de sensibilidade são específicas para cada uma das correntes. A Tabela 17 demonstra este conceito para a corrente 4

Tabela 17: Tabela de sensibilidade para variações de temperaturas iniciais

\widehat{CP}_4	<i>T(CP) Sensitivity Table for stream No. 4</i>										
	-50%	-40%	-30%	-20%	-10%	0%	+10%	+20%	+30%	+40%	+50%
\hat{T}_1	21.24	15.29	10.40	6.33	2.91	0.00	-2.49	-4.65	-6.53	-8.19	-9.65
\hat{T}_2	10.89	7.63	5.08	3.04	1.38	0.00	-1.16	-2.14	-2.98	-3.72	-4.36
\hat{T}_3	4.67	3.27	2.18	1.30	0.59	0.00	-0.50	-0.92	-1.28	-1.59	-1.87
\hat{T}_4	8.42	5.71	3.70	2.17	0.96	0.00	-0.79	-1.44	-1.99	-2.45	-2.85
\hat{T}_5	2.18	1.48	0.96	0.56	0.25	0.00	-0.20	-0.37	-0.51	-0.64	-0.74
\hat{T}_6	0.85	0.58	0.38	0.22	0.10	0.00	-0.08	-0.15	-0.20	-0.25	-0.29
\hat{T}_7	7.02	4.76	3.09	1.80	0.80	0.00	-0.65	-1.20	-1.66	-2.05	-2.38
\hat{T}_8	14.78	10.51	7.07	4.27	1.95	0.00	-1.66	-3.08	-4.32	-5.40	-6.35
\hat{T}_9	17.37	12.86	8.89	5.47	2.53	0.00	-2.19	-4.10	-5.78	-7.26	-8.57
\hat{T}_{10}	39.47	29.00	20.04	12.35	5.73	0.00	-5.00	-9.39	-13.27	-16.71	-19.80
\hat{T}_{11}	17.51	15.02	11.82	8.13	4.14	0.00	-4.18	-8.32	-12.37	-16.31	-20.10

Example of use: If $\widehat{CP}_4 = -10\%$ then, $\hat{T}_1(\widehat{CP}_4) = +2.91^\circ C$.

Como já foi mencionado, a equação base para a produção das tabelas de sensibilidade não é linear para mCp. Sendo assim, se por exemplo, o projetista precisar saber qual é a T1 para uma variação de 15% na taxa mássica da corrente 4, terá de interpolar, e a esta interpolação é associado um erro.

De toda a forma, se for realmente importante obter um valor preciso, o projetista pode fazer uso da equação original para chegar no valor correto.

4.9 Considerações finais

As pesquisas a respeito de rede de trocadores de calor vão muito além do que mostra este capítulo, tanto no número de métodos quanto nas pesquisas associadas a este tema - como flexibilidade, controlabilidade da rede, adequação de instalações existentes, etc.

A intenção deste capítulo foi abordar de forma geral as três linhas tradicionais de solução de síntese de redes de trocadores de calor, dando especial ênfase ao método do ponto de estrangulamento.

O método de flexibilidade das tabelas de sensibilidade se ajusta perfeitamente a análise do ponto de estrangulamento, por este motivo este capítulo aborda com mais intensidade esta metodologia. Da mesma forma, as metodologias que abordam este tema são muito numerosas.

Capítulo 5

Síntese da Rede de Trocadores de Calor

5.1 Considerações Iniciais

Para a resolução do problema da planta de farelo branco, descrito no capítulo 3, considera-se que a instalação industrial não está construída e que o projetista se encontra na fase conceitual do projeto de engenharia. Na literatura este tipo de problema está identificado com "Grass Root Problem" ou "Green Field Problem". As melhores redes para recuperação de energia para qualquer processo são mais facilmente encontradas quando o projeto ainda está em fase de concepção original. Após a execução e a posta em marcha da planta, o engenheiro terá de lidar com as limitações econômicas que uma fábrica já instalada lhe impõe, isto inviabiliza muitos tipos de mudanças.

A síntese da rede de trocadores de calor para o problema apresentado no capítulo 3 será desenvolvida respeitando a seguinte seqüência:

Definição do Escopo do problema e extração dos dados necessários - tópico abordado no Capítulo 3;

Elaboração da rede sem recuperação de energia - As correntes frias e quentes são supridas apenas com vapor e água de resfriamento, desta forma obtém-se uma rede com baixo investimento e com consumo de utilidades alto. Esta configuração é utilizada como ponto de partida da metodologia. Com base nessa rede, calcula-se o aumento de investimento e a redução no consumo de utilidades para qualquer rede nova ou existente;

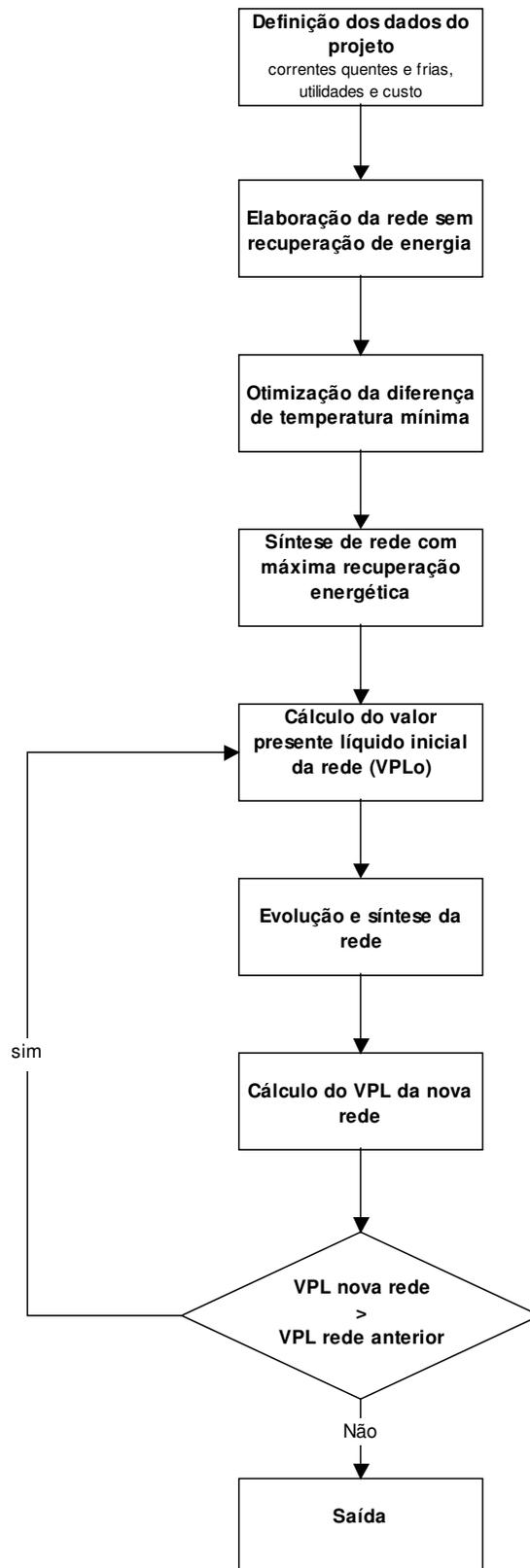
Otimização da diferença de temperatura mínima admitida no problema - Com auxílio dos conceitos de ponto de estrangulamento, área mínima, número mínimo de unidades, consumo mínimo de utilidades e dados de custos se comparam redes potenciais em diversas diferenças mínimas de temperaturas nos trocadores. A diferença mínima de temperatura que obtiver o maior VPL é a escolhida para

continuar o processo. Uma taxa de atratividade de 20% e um tempo de retorno do investimento de cinco anos são utilizados para o cálculo do VPL.

Síntese da rede com máxima recuperação de energia (MER) - Partindo de um Diagrama Grade em branco utiliza-se, para atingir a máxima recuperação de energia, todas as heurísticas descritas no método de projeto de redes pelo ponto de estrangulamento. O VPL da rede é calculado;

Evolução e síntese da nova rede - com a utilização de análise da rede MER, da técnica de quebra de círculos (“Loops”) e caminhos (“paths”) e união de correntes reduz-se o número de trocadores de calor com o objetivo de aumentar o VPL da rede. A rede sintetizada com maior VPL é o resultado do método do ponto de estrangulamento.

A Figura 29 mostra, em diagrama de blocos, a seqüência da síntese.

Figura 29: Síntese de Trocadores de Calor para o Caso Base.

5.2 Elaboração da rede sem recuperação de energia

Para facilitar a visualização das relações entre as variáveis, os trocadores de calor, as temperaturas e as correntes são também apresentadas nesta dissertação através dos diagramas de grade.

Os pontos de estrangulamento, quer seja de processo ou de utilidades, são simbolizados por linhas verticais contínuas que cruzam toda a representação gráfica. Já as correntes quentes e frias são representadas respectivamente por linhas vermelhas e azuis. Quando as linhas que representam as correntes se apresentam na forma pontilhada, isto significa que as demandas de calor não foram completamente supridas. Quando trocadores de calor fazem com que a corrente chegue a sua temperatura final, toda a linha passa a ser representada com um traço contínuo. Se houver necessidade de segmentação ela será representada por um pequeno traço vertical ao longo da linha que representa a corrente, quer seja quente ou fria. As temperaturas iniciais estão indicadas à esquerda das correntes quentes ou à direita das correntes frias, enquanto as temperaturas finais estão localizadas no lado oposto. Todas as correntes estão numeradas e nominadas à esquerda do gráfico.

Os trocadores de calor quando selecionados são representados também por linhas verticais que unem as correntes quentes com as frias. Quando uma barra sobreposta for adicionada a uma corrente qualquer, isto significa que um trocador de calor cruzou o ponto de estrangulamento. As utilidades quentes (vapor d'água de média e baixa pressão) estão localizadas na parte superior do gráfico e permanecem pontilhadas até o final das evoluções, visto que em tese elas nunca serão supridas completamente. O mesmo ocorre com a água de resfriamento, no entanto, para facilitar esta representação o Aspen a indicada na parte inferior de cada um dos diagramas de grade.

A Figura 30 mostra o Diagrama Grade para a rede sem nenhum trocador de calor.

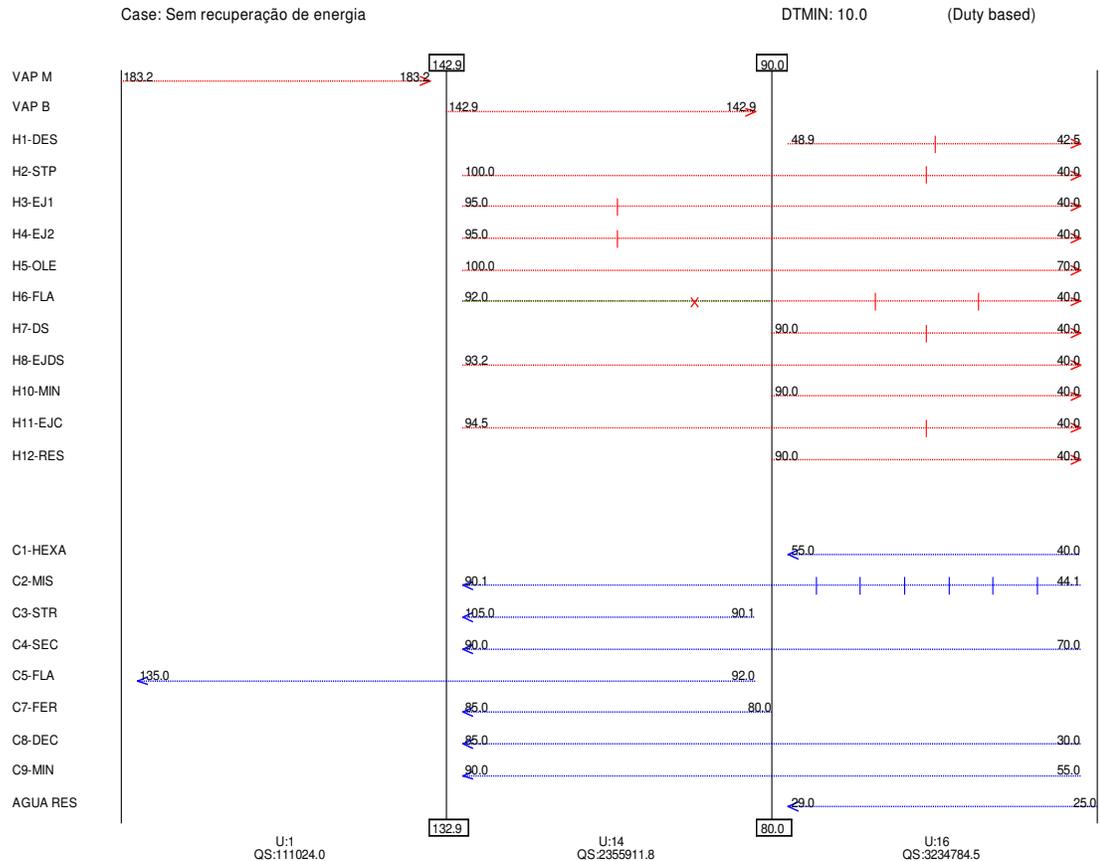


Figura 30: Diagrama grade sem trocadores de calor da planta de farelo branco.

Neste diagrama considera-se o ΔT mínimo igual a 10°C . É importante ressaltar que nesta etapa da síntese a escolha arbitrária do ΔT interfere muito pouco. Normalmente as diferenças de temperatura das utilidades e as correntes de processo são bem maiores que o ΔT_{min} .

Nota-se que duas correntes foram excluídas do problema, a corrente H9 – Ar e Hexano – e a corrente C6 – Vapor Superaquecido. São dois os motivos que fundamentam esta simplificação. O primeiro é a pequena quantidade de calor que estas correntes envolvem. O segundo motivo diz respeito ao intervalo de temperaturas em que operam. A corrente H9 inicia com 40°C e é finalizada com 36°C , muito provavelmente será resfriada única e exclusivamente por água de resfriamento. A mesma afirmação pode ser feita para a corrente C6, em função de suas temperaturas inicial e final será aquecida com vapor de média pressão.

O diagrama da Figura 30 mostra também que o problema tem dois estrangulamentos: um estrangulamento de utilidades - em função do vapor de média pressão - e um estrangulamento de processo.

A Figura 31 mostra o diagrama grade com todas as correntes de processo atendidas com utilidades. Os critérios de viabilidade econômica utilizarão esta configuração como ponto de partida.

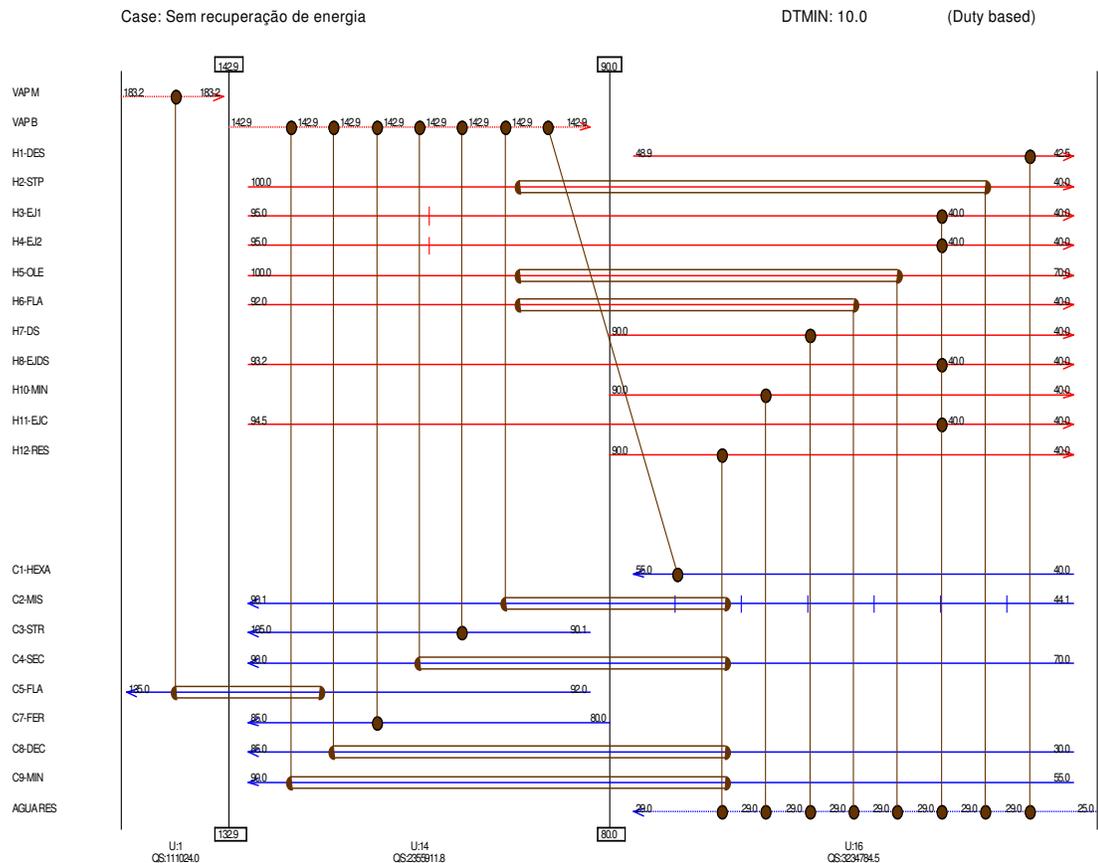


Figura 31: Diagrama grade sem recuperação energética.

É importante mencionar que as correntes H3, H4, H8 e H11 serão unidas com intuito de reduzir o número de trocadores de calor. Todas são uma mistura de hexano, água e ar a pressões e temperaturas similares, portanto são similares em natureza e compatíveis. Por este motivo, a rede sem recuperação de energia foi elaborada unindo estas correntes.

A correntes C5 - Vapores de hexano - pode ser aquecida primeiramente com vapor d'água de baixa pressão. Na rede apresentada, esta corrente é aquecida apenas com vapor d'água de média pressão, pois, à medida que a rede evolui, a tendência é que se utilize apenas vapor d'água de média pressão, isto ocorre em função do aumento significativo da diferença de temperatura, e como consequência, da redução significativa do tamanho deste trocador de calor.

Estas duas considerações fazem com que a rede sem recuperação de energia tenha um menor custo de investimento, fazendo com que as análises posteriores sejam mais consistentes.

A Tabela 18 mostra os resultados obtidos com a rede sem recuperação energética:

Número de trocadores	16
Área total	1807,5 m ²
Custo dos trocadores	322.756 US\$
Custo total com equipamentos	645.511 US\$
Potência quente utilizada	5.097.044 kcal/h
Custo da utilidade quente	987.727 US\$/ano
Potência fria utilizada	5.864.893 kcal/h
Custo da utilidade fria	213.016 US\$/ano
Custo Capital Anualizado	64.551 US\$/ano
Custo Energia Anualizado	1.200.744 US\$/ano
Custo Total Anualizado	1.265.295 US\$/ano

5.3 Rede padrão

Com base na literatura, este trabalho propõe uma suposta rede padrão, desenvolvida através de intuição e experiência sem utilizar nenhuma técnica sistemática de síntese e análise de processos.

Inúmeros autores já abordaram o tema recuperação energética em plantas tradicionais de esmagamento de soja – Apêndice C - resta a este trabalho adaptar estes conceitos para o processo de produção de farelo branco. Esta adequação em si é um dos resultados desta dissertação.

Os vapores oriundos dos ejetores da evaporação e coluna “stripper” são utilizados para aquecer a miscela.

Não é a única alternativa para estas correntes, mas é amplamente utilizada em todo o mundo e aceita como uma boa solução. A rede padrão fará uso do mesmo conceito. Não há nenhum impedimento para esta recuperação na fábrica de farelo branco.

Os vapores do DT são utilizados para evaporar miscela.

Em praticamente todas as plantas em operação no mundo os vapores úmidos do DT são utilizados para aquecer e evaporar parte do hexano contido na miscela. A planta de farelo branco não tem DT, em seu lugar possui um tubo “flash” (que não utiliza vapor direto) e um “stripper” a vácuo. O hexano evaporado no tubo “flash” pode ser utilizado para suprir a ausência dos vapores do DT, aquecendo a miscela. Porém, esta corrente tem menos energia do que os vapores do DT que contém o vapor direto em excesso utilizado para evaporar todo o hexano do farelo. Os vapores do “stripper” dificilmente seriam empregados, pois estão em outro nível de pressão e necessitariam, portanto, de outro equipamento. O ejetor que é utilizado para reduzir a pressão do

“stripper”, por sua vez, está no nível de pressão do flash, não contém nenhum contaminante e pode também ser utilizado para evaporar miscela. Sendo assim, para aquecer e evaporar a miscela no primeiro evaporador, emprega-se o vapor do ejetor do DS e os vapores de hexano do tubo “flash”.

Vapores do Flash não condensados no primeiro evaporador de miscela são utilizados para aquecer o hexano puro.

Não é a única alternativa para estas correntes, mas é amplamente utilizada em todo o mundo e aceita como uma boa solução. A rede padrão fará uso do mesmo conceito. Não há nenhum impedimento para esta recuperação na fábrica de farelo branco.

Óleo destilado por arraste de vapor aquece a miscela após o primeiro evaporador.

Em praticamente todas as plantas em operação no mundo o óleo recém destilado é utilizado para aquecer a miscela após o primeiro evaporador. A rede padrão fará uso do mesmo conceito. Não há nenhum impedimento para esta recuperação na fábrica de farelo branco.

Óleo mineral rico em hexano resfria óleo mineral pobre em hexano

Todas as instalações de recuperação de solvente do ar com o auxílio de óleo mineral fazem uso deste conceito. Não há impedimento para esta recuperação

Além destas recuperações, a planta de farelo branco ainda possui um ejetor para retirar ar das válvulas rotativas entre o “Stripper” e o Resfriador. Esta energia será utilizada para aquecer água residual da planta industrial.

A Figura 32 apresenta o diagrama grade da rede padrão da planta de produção de farelo branco e a Figura 33 o fluxograma de processo do processo da mesma rede.

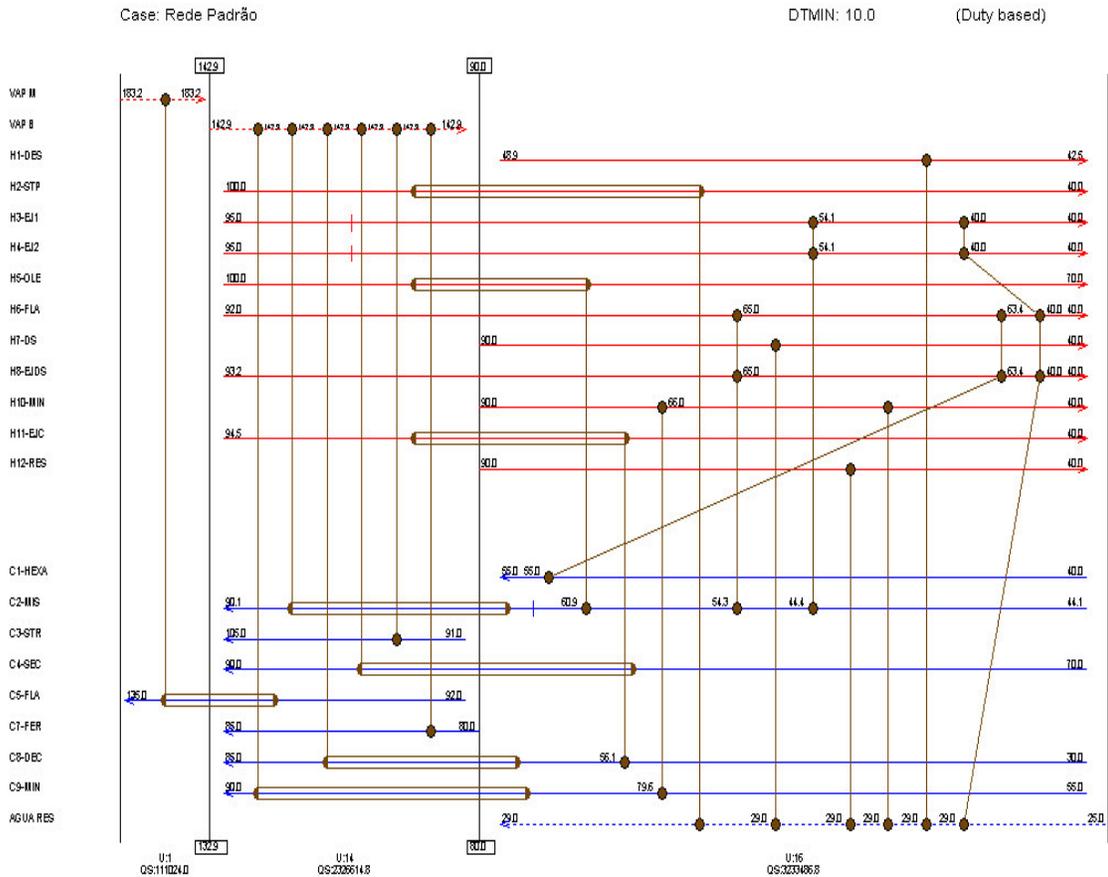


Figura 32: Diagrama grade da rede padrão

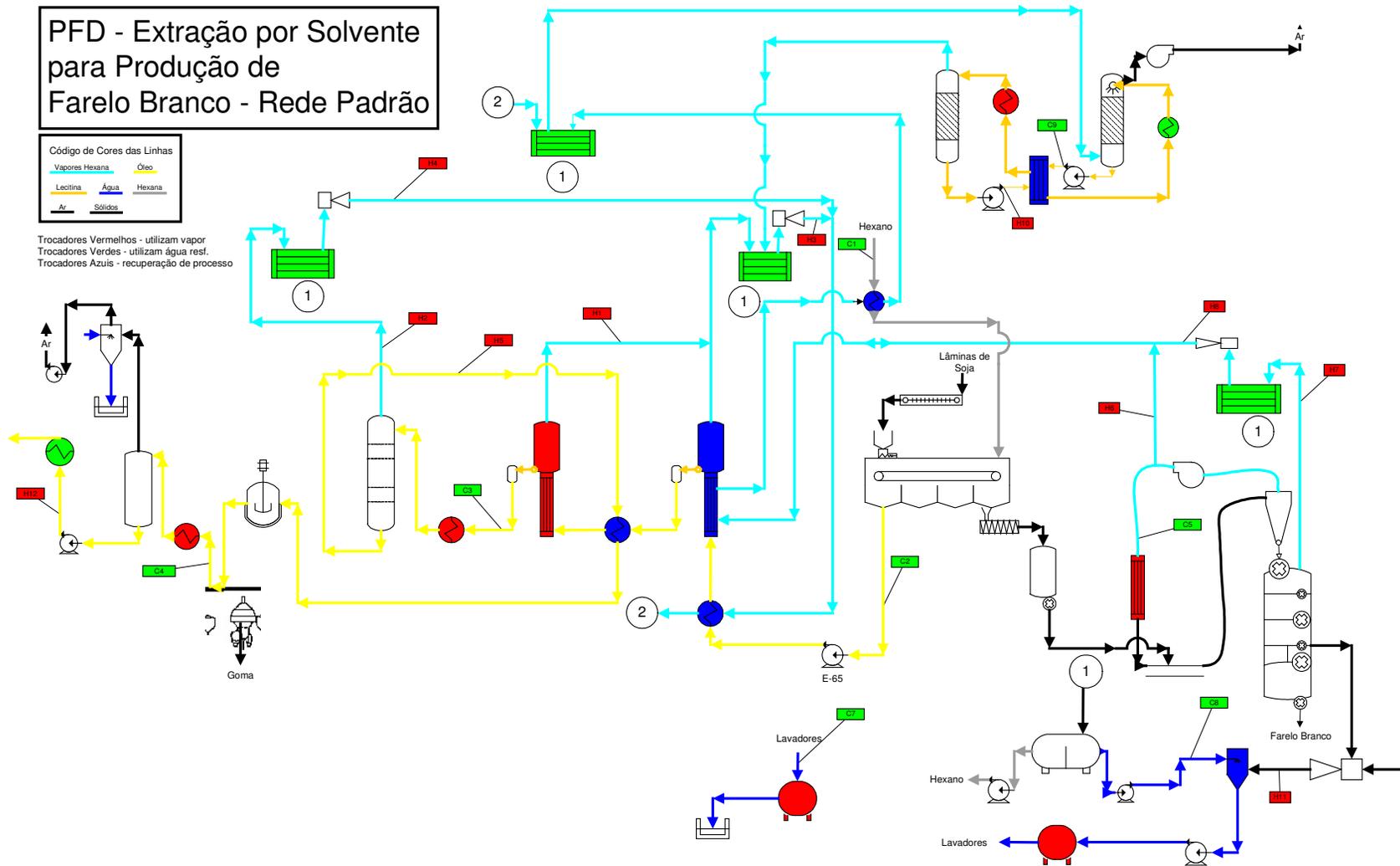


Figura 33: Fluxograma da Rede Padrão

O ΔT mínimo utilizado atualmente em plantas de esmagamento é 10 °C. Nota-se que há 8 trocas de calor que cruzam a linha de estrangulamento. A Tabela 19 mostra os resultados obtidos para a rede padrão juntamente com o valor do VPL e da Taxa Interna de Retorno (TIR) tomando por base a rede sem recuperação de energia. O VPL e a TIR são calculadas com base na rede suprida apenas com utilidades.

Tabela 19: Resultados da rede padrão energética

Número de trocadores	19
Área total	2.480 m ²
Custo dos trocadores	432.334 US\$
Custo total com equipamentos	864.667 US\$
Potência quente utilizada	2.885.360 kcal/h
Custo da utilidade quente	571.247 US\$/ano
Potência fria utilizada	3.659.325 kcal/h
Custo da utilidade fria	132.908 US\$/ano
Custo Capital Anualizado	86.467 US\$/ano
Custo Energia Anualizado	704.156 US\$/ano
Custo Total Anualizado	790.623 US\$/ano
TIR	141,20%
VPL	718 .10 ³ US\$

A rede padrão é um investimento muito atraente. A taxa interna de retorno aponta uma taxa de retorno anual maior que 100%. Isso significa que em menos de 1 ano todo o investimento feito em recuperação energética retorna ao bolso do investidor. Em cinco anos a empresa teria um resultado financeiro de 718 mil US\$ se aplicasse em recuperações energéticas desta natureza partindo de uma rede suprida apenas com utilidades.

A rede padrão tem 19 trocadores de calor, somente três a mais do que a rede sem recuperação de energia. O número mínimo de trocadores calculado pela fórmula do capítulo 4 resulta em 31 trocadores. O número de 19 trocadores só foi atingido por não se respeitar os estrangulamentos e por conta das misturas de correntes que foram previstas para quatro trocadores. Foram previstos 6 trocadores de calor destinados a recuperação energética.

5.4 Otimização da diferença mínima de temperatura

Seguindo o conceito desenvolvido por AHMAD e LINNHOFF (1989), que foi denominado como "Supertaget", foram determinados o ponto de estrangulamento, o número mínimo de trocadores de calor, a área mínima de troca térmica e o consumo mínimo de utilidades para ΔT mínimo entre 1°C e 15°C.

A faixa de variação do ΔT mínimo é limitada em 15 °C porque com 16 °C e com suprimento de água de resfriamento a 25 °C não seria possível resfriar correntes até 40 °C. Certas correntes do problema exigem esta condição. Portanto, considerou-se que o maior ΔT mínimo admissível é 15 °C.

A limitação do ΔT mínimo seria maior ainda caso a corrente H9 permanecesse no problema. A sua temperatura final é 36 °C, e, portanto, para garantir o seu resfriamento, o maior ΔT mínimo considerado seria 11 °C.

Os vapores que abandonam os ejetores foram unidos em uma única corrente, a H13. Como têm composições compatíveis – água, hexano e ar – não há o menor problema em unilas, e, em função disto, o número mínimo de trocadores de calor cai drasticamente, pois se reduz o número de correntes nos subproblemas separados pelos estrangulamentos de processo e de utilidade.

O ΔT que apresenta o maior VPL é definido como ΔT mínimo e será utilizado para o cálculo da rede de máxima recuperação de energia.

A Tabela 20 mostra os resultados desta análise:

Tabela 20: Otimização do ΔT mínimo

ΔT (°C)	1	4	6	8	10
Estrangulamento (°C)	92.5	90.0	89.0	86.0	85.0
Nº mínimo de trocadores	20	22	22	26	25
Mínima área de troca (m²)	4929.1	4342.3	4040.4	3769	3485.1
Mínimo Consumo de Vapor (kcal/h)	2,294,422	2,321,425	2,353,683	2,405,805	2,458,063
Mínimo Consumo de Água (kcal/h)	2,992,849	3,019,852	3,052,110	3,104,232	3,156,490
Custo com Utilidades Anualizado (10 ³ US\$)	541	547	554	566	579
Custo de Investimento Anualizado (10 ³ US\$)	148	135	127	125	116
<i>Custo Total (10³ US\$)</i>	689	682	681	691	695
TIR (%)	35.7	46.5	54.4	56.4	67.1
VPL (MUS\$)	303	446	525	533	608
ΔT (°C)	11	12	13	14	15
Estrangulamento (°C)	85.5	86.0	85.5	85.0	84.5
Nº mínimo de trocadores	25	24	24	24	24
Mínima área de troca (m²)	3383.7	3293.2	3211.8	3138.0	3070.3
Mínimo Consumo de Vapor (kcal/h)	2,479,259	2,500,455	2,521,583	2,551,450	2,563,840
Mínimo Consumo de Água (kcal/h)	3,177,686	3,198,882	3,220,010	3,241,139	3,262,267
Custo com Utilidades Anualizado (10 ³ US\$)	584	590	595	600	606
Custo de Investimento Anualizado (10 ³ US\$)	114	110	108	106	105
<i>Custo Total (10³ US\$)</i>	698	700	703	707	710
TIR (%)	71.0	76.8	80.5	84.1	87.6
VPL (10³US\$)	628	658	673	685	695

O problema tem um estrangulamento dominante entre 84,5 e 92,5 °C, dependendo do ΔT mínimo escolhido.

Segundo o critério do Custo Total Anualizado, o ΔT mínimo ótimo para este problema é próximo de 6 °C. Neste critério não se aplicou nenhum tipo de correção no capital investido. Além disto, favorece o fluxo de caixa alocando os desembolsos de forma equivalente ao longo dos anos. Ativos de baixo valor como trocadores de calor são normalmente pagos à vista. O resultado de tudo isto é uma grande subvalorização do custo dos equipamentos favorecendo em muito a instalação de redes de trocadores de calor com muitos equipamentos.

A Figura 34 mostra a curva de otimização do ΔT baseada no Custo Total Anualizado.

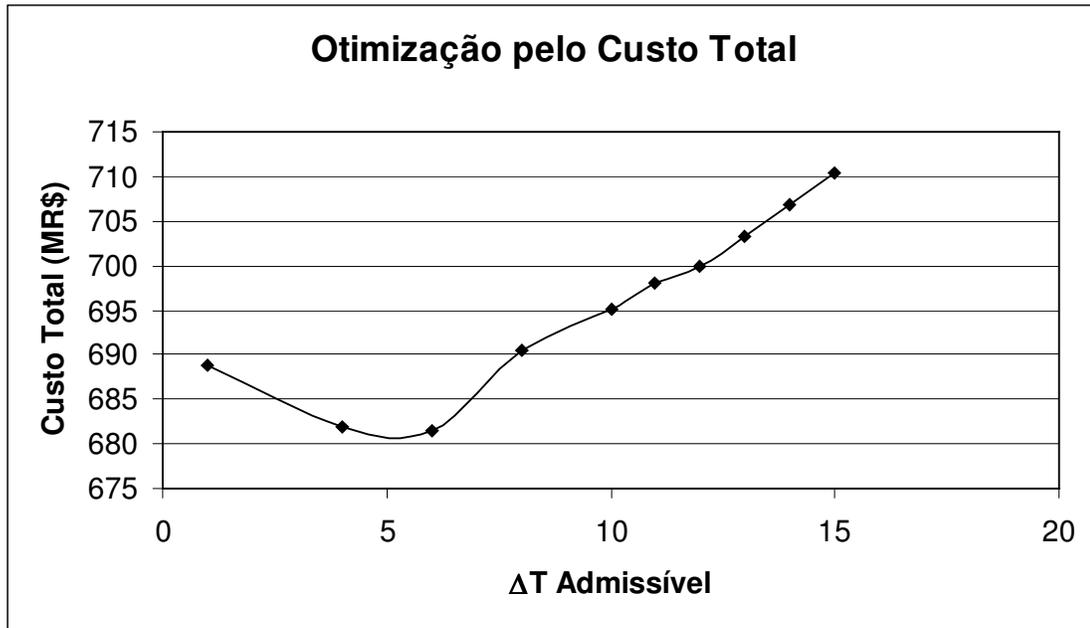


Figura 34: Otimização do ΔT com base no Custo Anualizado Total

Considerando o critério do Valor Presente Líquido, o ΔT mínimo ótimo para este problema é o extremo superior, 15 °C. O resultado confirma que a desconsideração dos juros sobre o capital em problemas deste tipo pode levar a erros significativos, principalmente em países, onde a taxa de juros atinge dois dígitos, como é o caso do Brasil. Na Figura 35 apresenta-se os valores de VPL para os diversos ΔT mínimos. Além disso, o VPL considera o desembolso do valor do equipamento já no primeiro ano - o que de fato acontece.

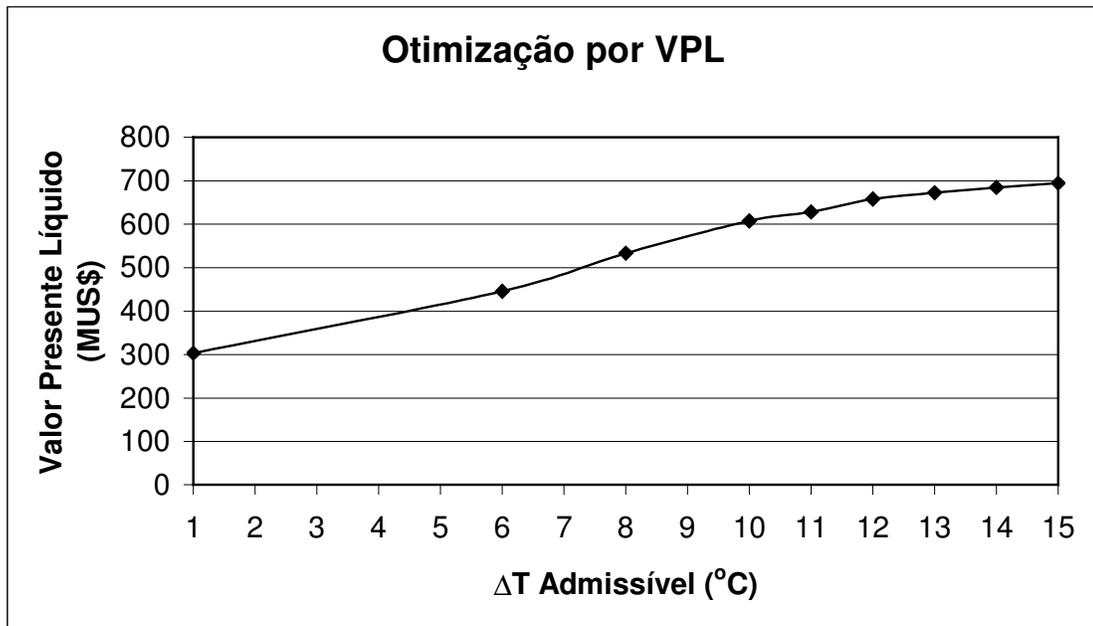


Figura 35: Otimização do ΔT com base no VPL

Apesar da restrição da otimização - 1 a 15 °C - o gráfico da Figura 40 mostra que à medida que se aproxima o ΔT de 15 °C a inclinação da curva diminui, no entanto, não há pico identificando ponto de máximo. Provavelmente se não houvesse a limitação de 15 °C - explicada no início deste item - o ΔT mínimo seria maior.

5.5 Síntese da rede com máxima recuperação de energia

A definição da mínima demanda por utilidades inicia a síntese da rede com máxima recuperação de energia. Esta etapa foi calculada com o auxílio do Aspen Pinch Release 11.1.1.

Como já foi mencionado no capítulo 4, as curvas compostas podem mostrar graficamente de maneira eficaz os conceitos que definem o ponto de estrangulamento e o consumo mínimo de utilidades. A Figura 36 mostra a curva composta para o caso em questão.

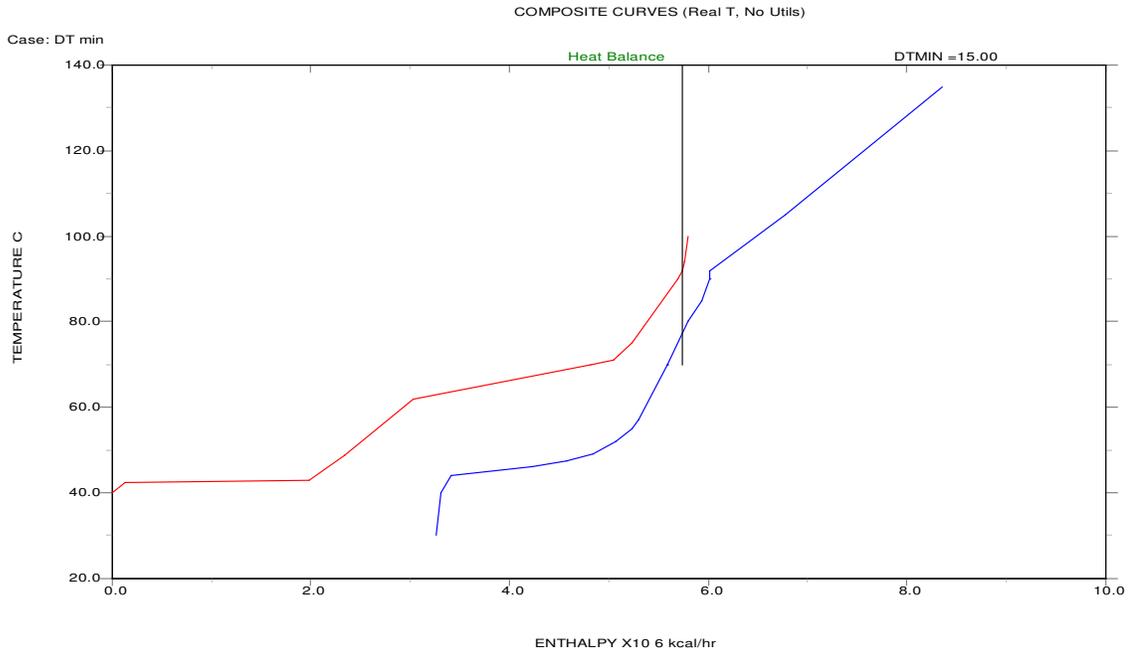


Figura 36: Curvas Compostas para ΔT mínimo otimizado

Na Figura 36 aparece claramente que existe um estrangulamento no problema. Os consumos mínimos de utilidades para este processo são 2.564 Mcal/h e 3.262 Mcal/h. Respectivamente para vapor e água de resfriamento. O ponto de estrangulamento é 84,5 °C em 15 °C que é o ΔT mínimo otimizado.

Em virtude da utilização do vapor de média surge um estrangulamento de utilidades na rede. O problema então deve ser dividido em 3 partes: Acima do estrangulamento de utilidades, acima do estrangulamento de processo e abaixo do estrangulamento de processo. A Figura 37 mostra um diagrama grade onde se pode observar o problema, já subdividido, com todas as correntes quentes e frias - incluindo utilidades.

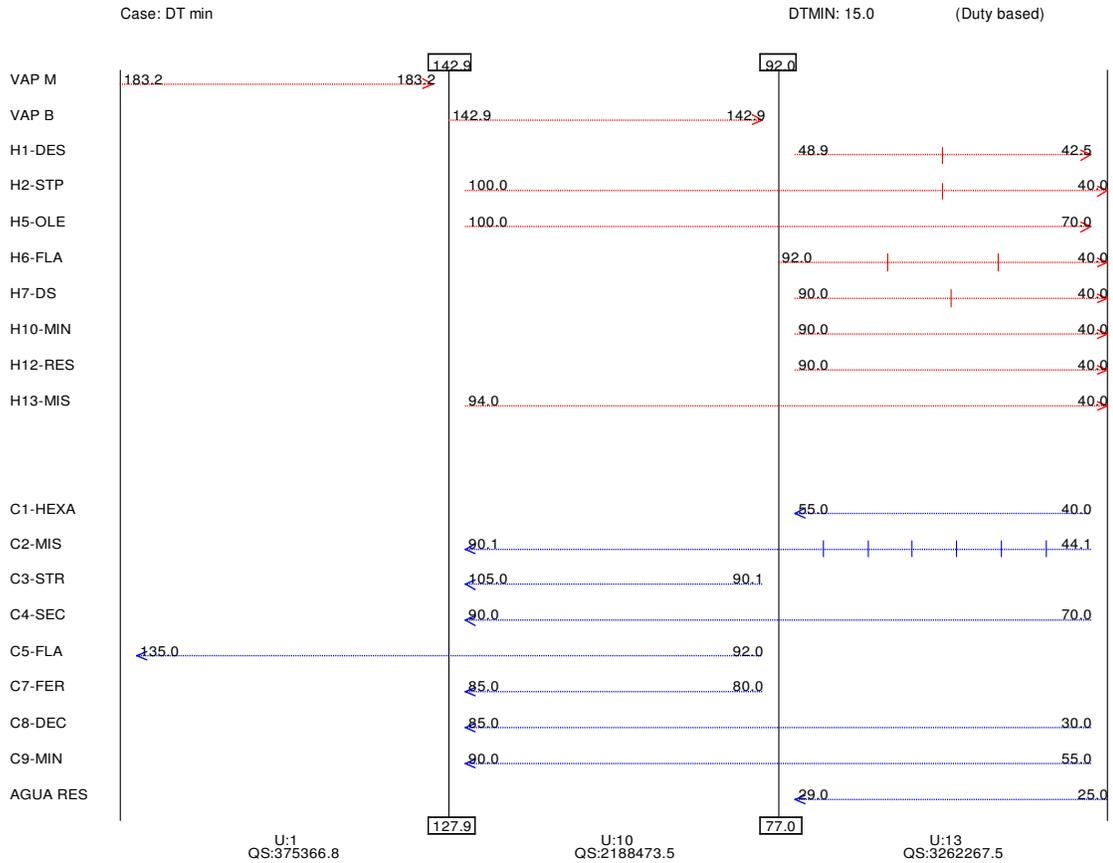


Figura 37: Diagrama grade subdividido incluindo utilidades

A síntese será iniciada pela região acima do estrangulamento de utilidades. Nesta região só há uma possibilidade para o suprimento da demanda fria de C5, a utilização do vapor de média. A Figura 38 mostra este trocador de calor.

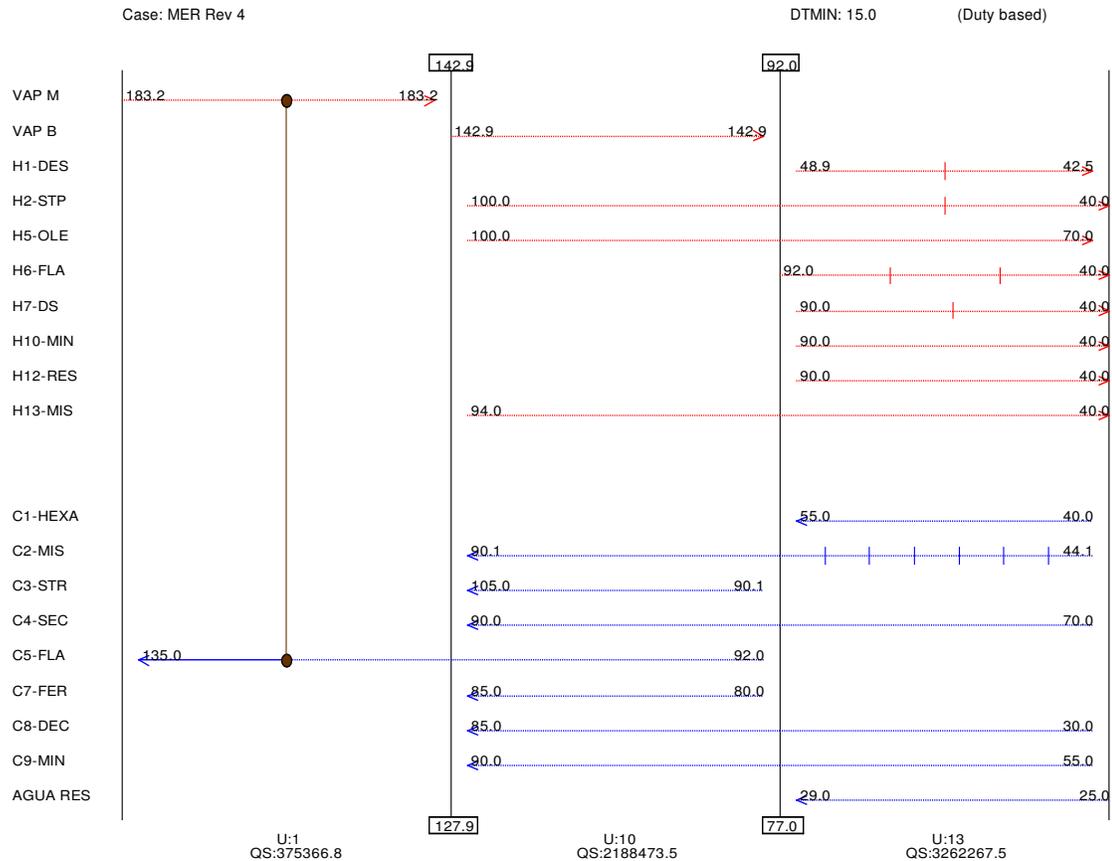


Figura 38: Trocador de calor na região acima do estrangulamento de utilidades

A região acima do ponto de estrangulamento de processo é a próxima a ser sintetizada. Nesta etapa todas as correntes quentes devem ser conduzidas até o ponto de estrangulamento pelas correntes frias de processo. Utilidades frias não podem ser utilizadas. Sendo assim, é necessário que o número de correntes frias disponível no estrangulamento seja maior que o de correntes quentes. Caso contrário, há necessidade de divisão de correntes. O problema tem quatro correntes frias e três correntes quentes.

A Tabela mCp para esta região é apresentada a seguir na Tabela 21.

Tabela 21: Tabela de mCP acima do estrangulamento de processo

$$n^{\circ} \text{ Quentes} \leq n^{\circ} \text{ Frias e } mCp \text{ Frias} \geq mCp \text{ Quentes}$$

Correntes Quentes	mCp - kcal/h°C	Correntes Frias	mCp - kcal/h°C
H13-Mis	10620	C2-Mis	6290
H5-Ole	4237	C9-Min	5597
H2-Stp	369	C8-Dec	5000
		C4-Sec	4241

A corrente H13 tem mC_p maior do que qualquer corrente fria, portanto, é necessário dividi-la para respeitar a inequação de mC_p nesta região e evitar violação do ΔT mínimo. A divisão da corrente será executada até que C2 - o maior mC_p disponível - seja capaz de levar H13 até o estrangulamento. A menor parcela da divisão pode fazer par com C9 ou C8. Para favorecer um possível trocador por contato direto, opta-se por C8 como a corrente complementar mais adequada. A Figura 39 mostra esta divisão.

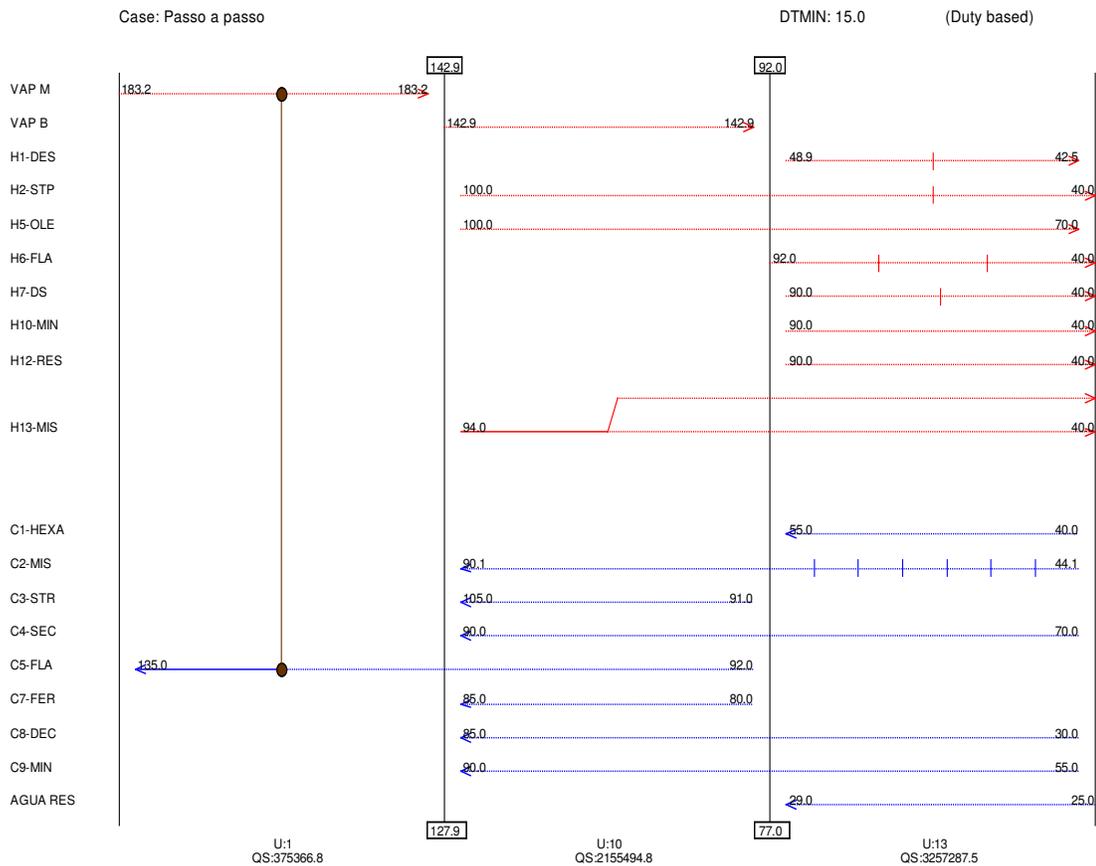


Figura 39: Divisão da corrente H13

As correntes H5 e C4 têm mC_p iguais, ao propor um trocador de calor acima e abaixo do estrangulamento facilita-se a etapa subsequente: a evolução da rede. Já H2 é a corrente com mC_p mais baixo e, portanto, a mais fácil de conduzi-la até o estrangulamento. Utiliza-se C9 para este fim. A Figura 40 mostra todas as correntes de processo supridas.

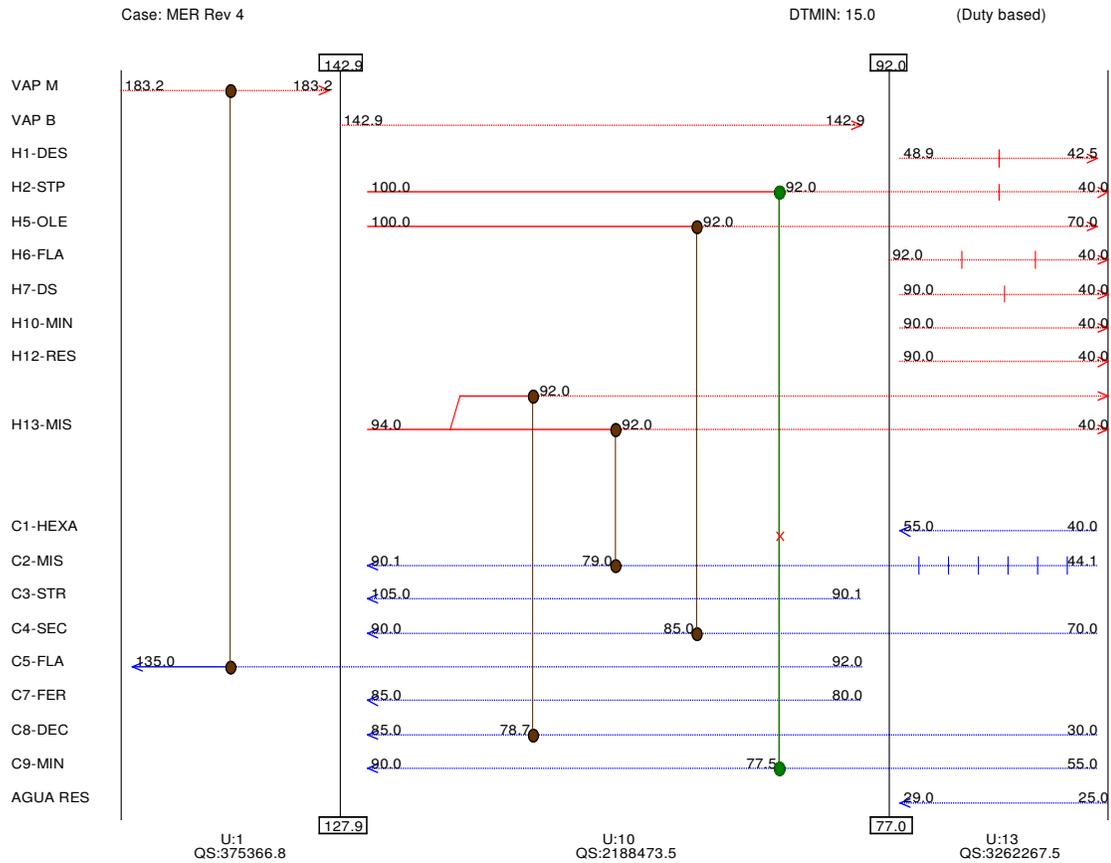


Figura 40: Correntes quentes supridas até o estrangulamento.

A Figura 41 apresenta a rede com máxima recuperação energética acima do ponto de estrangulamento de processo. As correntes frias que não foram totalmente supridas com correntes quentes de processo estão sendo complementadas com utilidades.

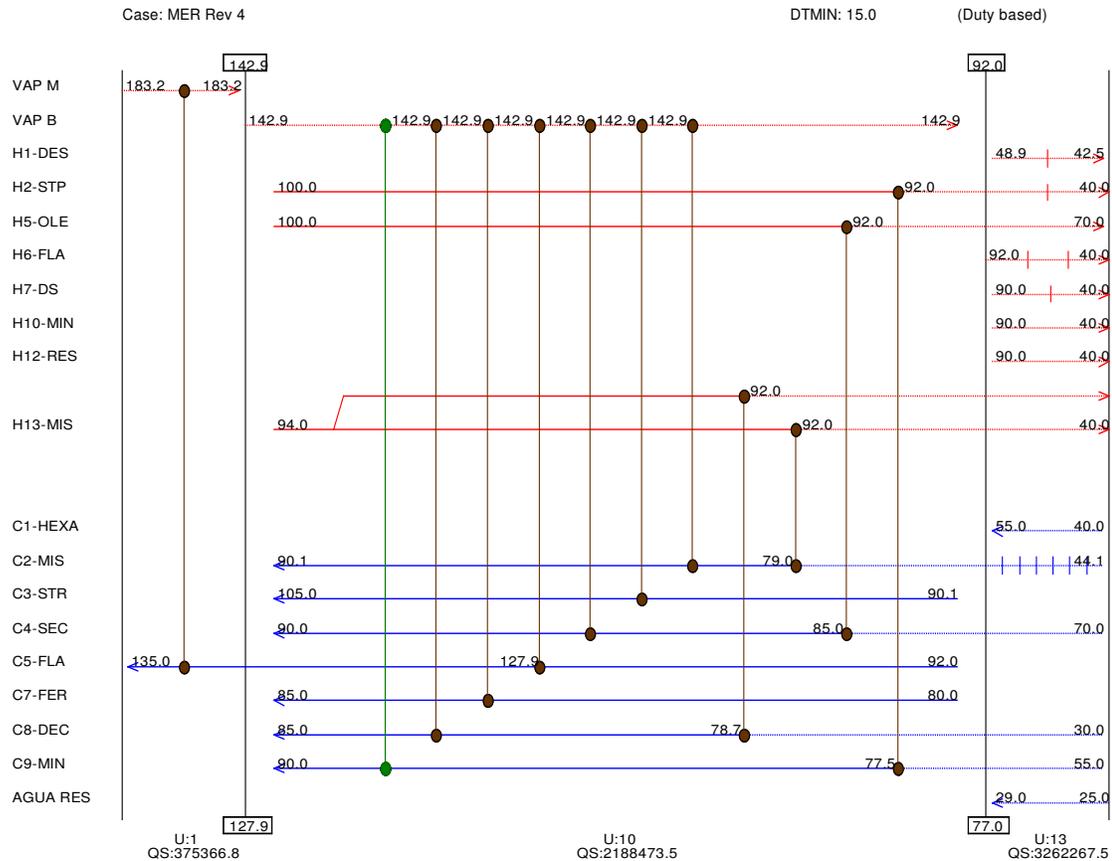


Figura 41: Rede MER acima do estrangulamento de processo.

A região abaixo do ponto de estrangulamento de processo é a próxima a ser sintetizada. Apesar da sistemática ser a mesma da região já estudada, as inequações aplicadas a esta etapa são invertidas. Todas as correntes frias devem ser conduzidas pelas correntes de processo quentes até o estrangulamento, portanto deve haver mais correntes quentes do que frias no estrangulamento. Por conta da divisão de H13, tem-se um número superior de correntes quentes. Resta saber se a inequação de mC_p pode ser aplicada abrangendo toda a região estudada. A tabela 22 mostra a tabela de mC_p abaixo do estrangulamento.

Tabela 22: Tabela de mC_p abaixo do estrangulamento de processo

$$n^{\circ} \text{ Quentes} \geq n^{\circ} \text{ Frias e } mC_p \text{ Frias} \leq mC_p \text{ Quentes}$$

Correntes Quentes	mC_p - kcal/h°C	Correntes Frias	mC_p - kcal/h°C
H13-Mis1	6290	C2-Mis	6290
H13-Mis2	4330	C9-Min	5597
H5-Ole	4237	C8-Dec	5000
H2-Stp	369	C4-Sec	4241
H6-Fla	5968		

Os primeiros trocadores escolhidos unem C2/H13 e C4/H5, ambos podem ser simplificados na etapa de evoluções sem prejuízo de aumento de consumo de utilidades. Nota-se que a corrente H5 tem mCp menor que C4, sendo assim contrária a heurística $mCp_{Frias} \leq mCp_{Quentes}$. No entanto, em função da diferença entre os mCp ser pequena (menor que 0.1%) e dos ganhos na etapa de evolução, opta-se por manter esta conexão. A Figura 42 mostra estas conexões.

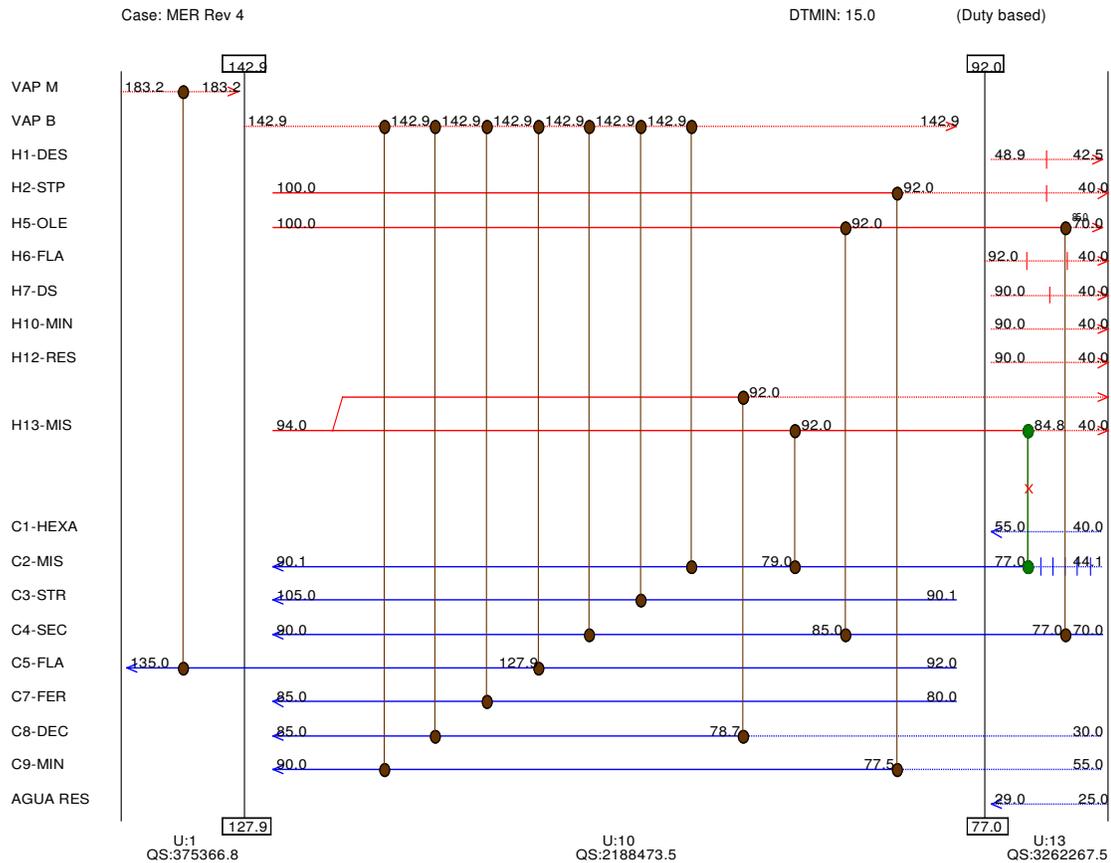


Figura 42: Trocadores de calor entre C2/H13 e C4/H5.

A corrente H6 tem mCp para atender tanto C9 quanto C8 - porém só uma delas. H13 por sua vez não atende nenhuma das duas. A alternativa escolhida foi suprir C9 com H6 e utilizar H13 para trazer C8 até a linha de estrangulamento. É certo que o trocador de calor H13/C8 viola o ΔT mínimo pois não respeita a inequação do mCp , porém como se trata de aquecimento de água (C8) com vapor de água (H13) há uma possibilidade concreta do emprego de um trocador de contato direto. A Figura 43 mostra o diagrama grade com esta solução.

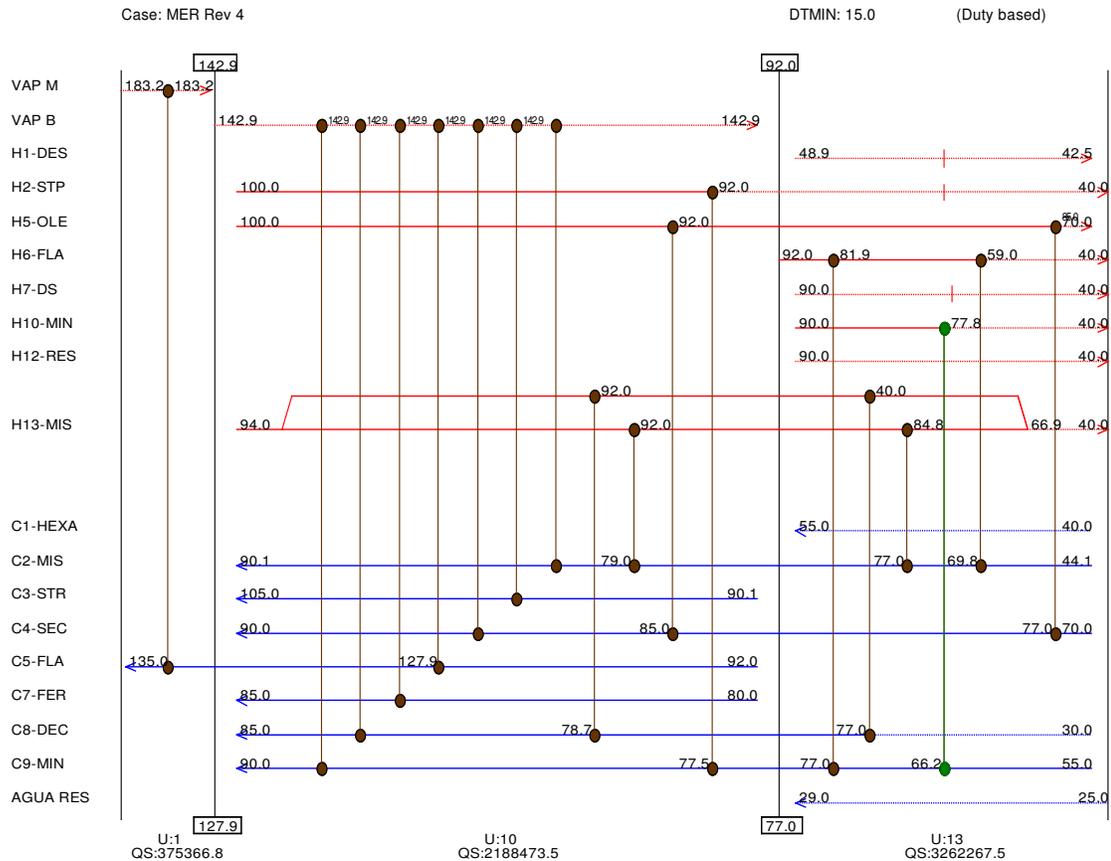


Figura 44: Complemento das Correntes C2 e C9.

Para aquecer a corrente C8 de 30 para 31 °C utiliza-se H12. Este trocador é muito pequeno e provavelmente não é viável, na etapa de evolução este equipamento será reavaliado. Para evitar novas divisões, maior complexidade da rede e facilitar a etapa de evolução posterior, C1 será suprida com H7 violando mais uma vez mínima diferença de temperatura admissível.

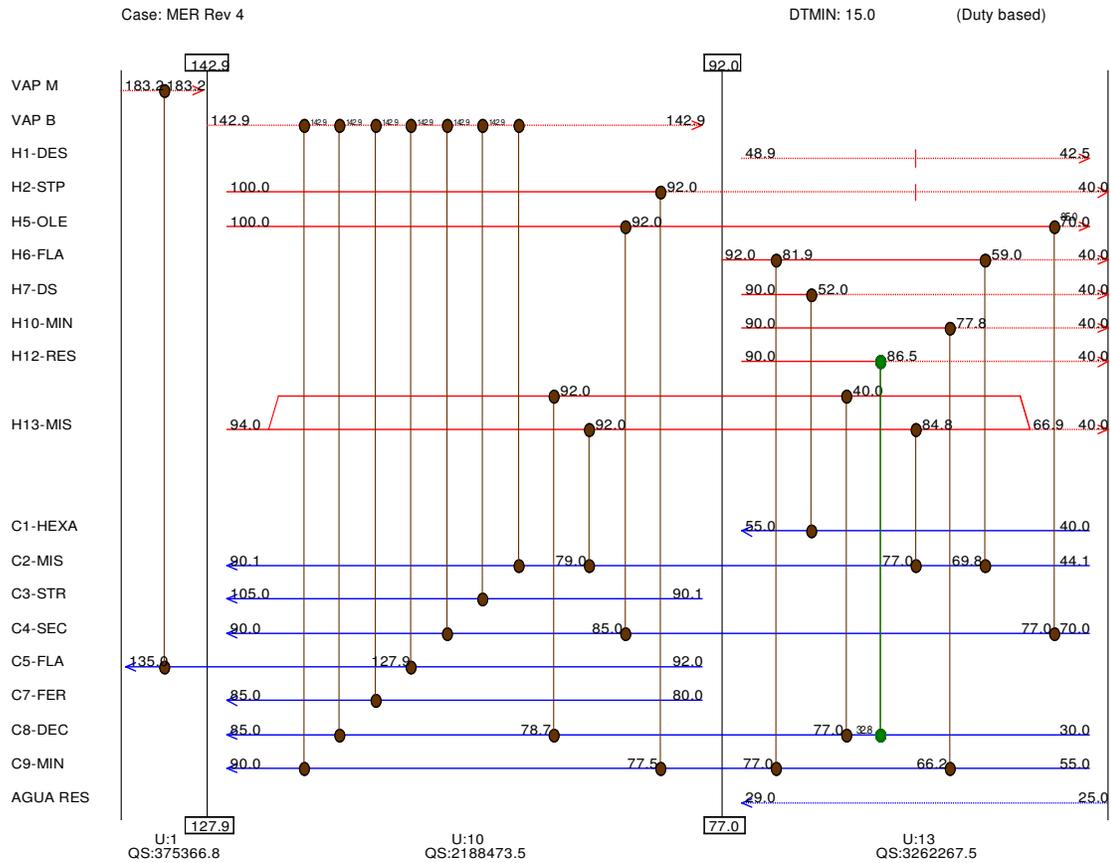


Figura 45: Complemento das Correntes C1 e C8.

Para obter a rede com máxima recuperação energética, basta suprir as demandas restantes com utilidades frias. A Figura 46 mostra a rede sintetizada.

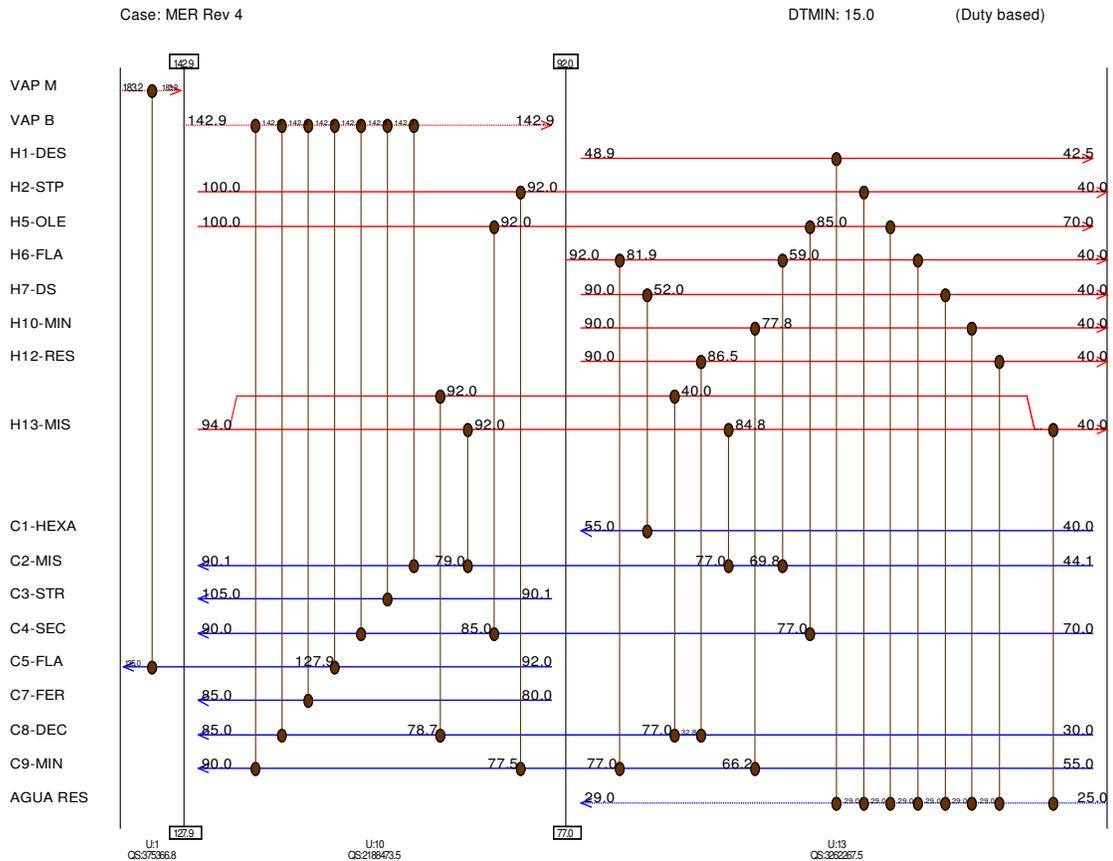


Figura 46: Rede com máxima recuperação energética.

A rede com máxima recuperação de energia requer investimento mais alto por conta do número de trocadores de calor. De maneira geral, as redes com máxima recuperação energética tendem a ser menos viáveis que as rede evoluídas, que recuperam menos energia mas têm também menos trocadores de calor – por consequência requerem menos investimento. Neste exemplo em questão, além das observações supracitadas, a rede se tornou bastante complexa e difícil de operar. Na Tabela 23, são mostrados os resultados obtidos.

Tabela 23: Resultados da rede com máxima recuperação energética

Número de trocadores	28
Área total	3274 m ²
Custo dos trocadores	570.474 US\$
Custo total com equipamentos	1.140.948 US\$
Potência quente utilizada	2.563.840 kcal/h
Custo da utilidade quente	487.402 US\$/ano
Potência fria utilizada	3.262.267 kcal/h
Custo da utilidade fria	118.488 US\$/ano
Custo Capital Anualizado	114.094 US\$/ano
Custo Energia Anualizado	605.890 US\$/ano
Custo Total Anualizado	719.985 US\$/ano
TIR	67,06 %
VPL	581 10 ³ US\$

Nota-se que os consumos de vapor e água de resfriamento são os mesmos do que foi previsto após a definição do DT mínimo, no item 5.5 deste capítulo, através da Figura 36. Isto mostra que a rede com máxima recuperação de energia foi de fato obtida.

Os valores de TIR e VPL foram calculados com relação à rede sem recuperação de energia. O resultado da rede com máxima recuperação de energia é pior que o da rede padrão, apesar do valor gasto com energia anualizada ser quase 100.000 US\$/ano menor, utilizando os critérios do VPL e da TIR chega-se a conclusão que a rede padrão é mais viável. Muitas vezes, ainda que atraente pelas economias energéticas que produz, o investimento em redes com máxima recuperação energética pode não ser o mais econômico.

Pelo critério do custo total anualizado, a rede com máxima recuperação energética é a melhor.

5.6 Evolução da rede com máxima recuperação de energia

O processo de evolução das redes de trocadores de calor se desenvolve basicamente através do emprego de "loops" ou "paths". Como resultado deste procedimento, diminui-se o número de trocadores de calor e as áreas de troca térmica. O valor do VPL aumenta em relação à rede sem recuperação de energia. De forma geral, busca-se eliminar os trocadores com menor serviço. Também é considerada como uma evolução, qualquer modificação intuitiva, que aumente o VPL sem utilizar a metodologia acima citada.

Na primeira evolução, que será executada, trata-se da eliminação do trocador que envolve a corrente C5 e o vapor de baixa pressão. O trocador de calor entre a corrente C5 e o vapor de média pressão aumenta de tamanho para absorver o serviço do vapor de baixa e manter a corrente C5 equilibrada. Esta modificação reduz um trocador de calor de 823 m² (vapor de baixa pressão e corrente 5). No entanto, o trocador que aquece a corrente 5 com

vapor d'água de média pressão aumenta substancialmente – de 92 m^2 para 426 m^2 . Surge o primeiro cruzamento no ponto de estrangulamento de utilidade. Esta é a simplificação mais lucrativa do processo de evolução, o VPL sobe de $581.10^3 \text{ US\$}$ para $697.10^3 \text{ US\$}$. A primeira evolução é mostrada na Figura 47.

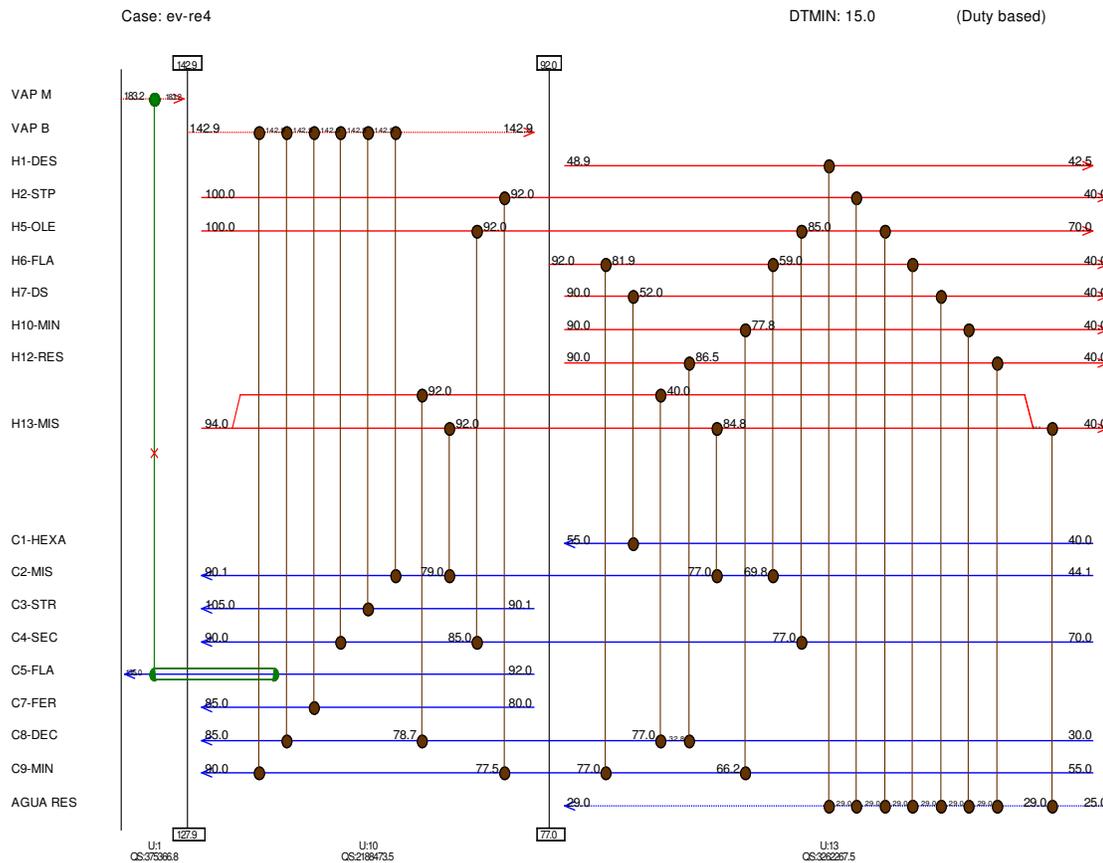


Figura 47: Exclusão do trocador entre C5 e vapor de baixa pressão – Primeira evolução.

Ao seguir-se a metodologia do ponto de estrangulamento, tratam-se os subproblemas como se fossem completamente independentes, por conta deste procedimento, o número de trocadores de calor necessários ao problema aumenta. As próximas evoluções reduzirão o número de trocadores de calor posicionando equipamentos na linha de estrangulamento.

A segunda evolução quebra o “loop” entre as correntes H13 e C8 criando um novo trocador de calor que cruza o ponto de estrangulamento de processo. A Figura 48 mostra o resultado da segunda evolução.

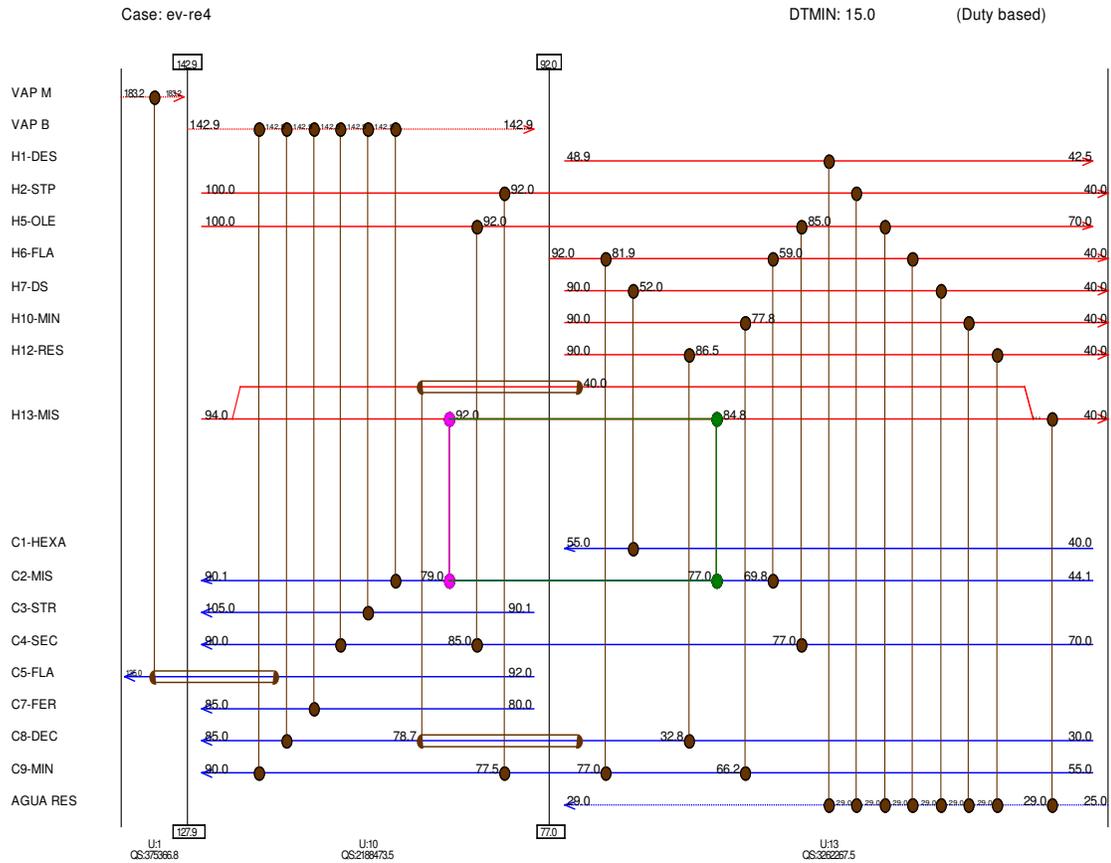


Figura 48: Quebra de “loop” entre as correntes H13 e C8 – Segunda evolução

A terceira evolução quebra o “loop” entre C2 e H13 criando outro trocador que cruza o estrangulamento, sendo mostrada na Figura 49.

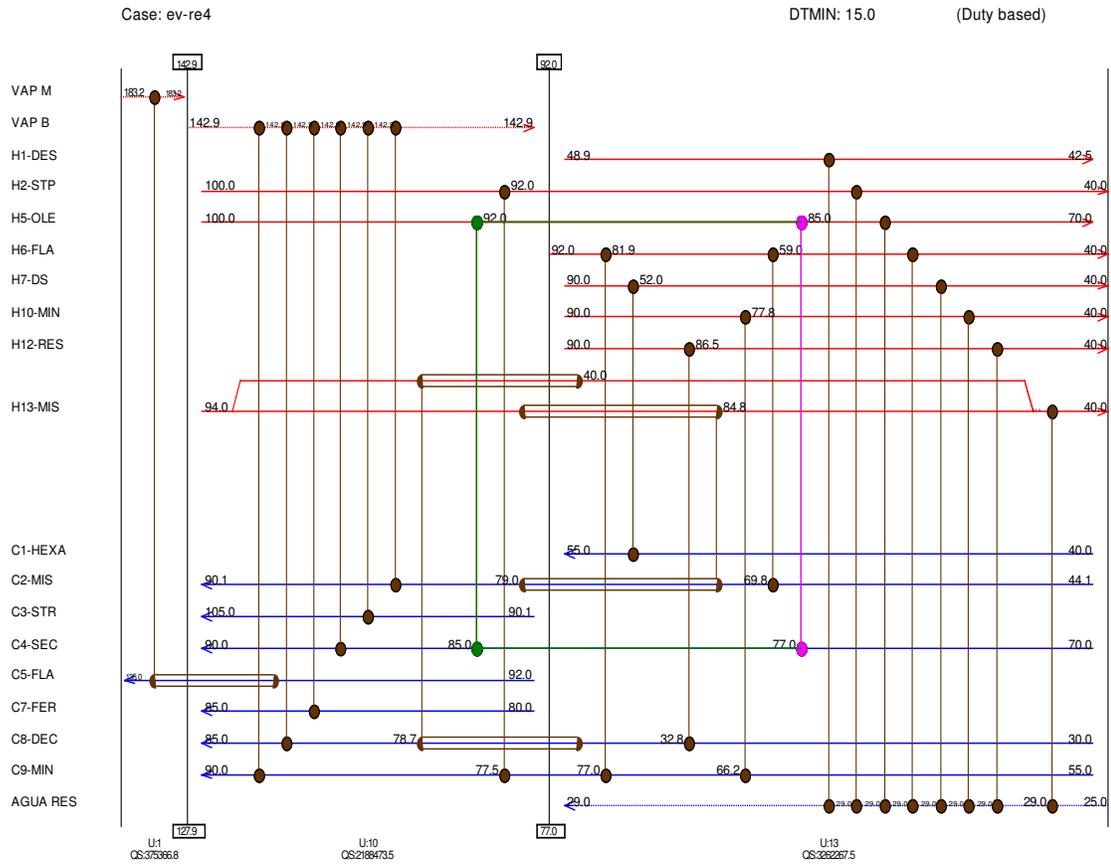


Figura 49: Quebra de “loop” entre as correntes H13 e C2 – Terceira evolução.

A quarta evolução quebra o “loop” entre H5 e C4 criando outro trocador que cruza o estrangulamento. Esta evolução é apresentada na Figura 50.

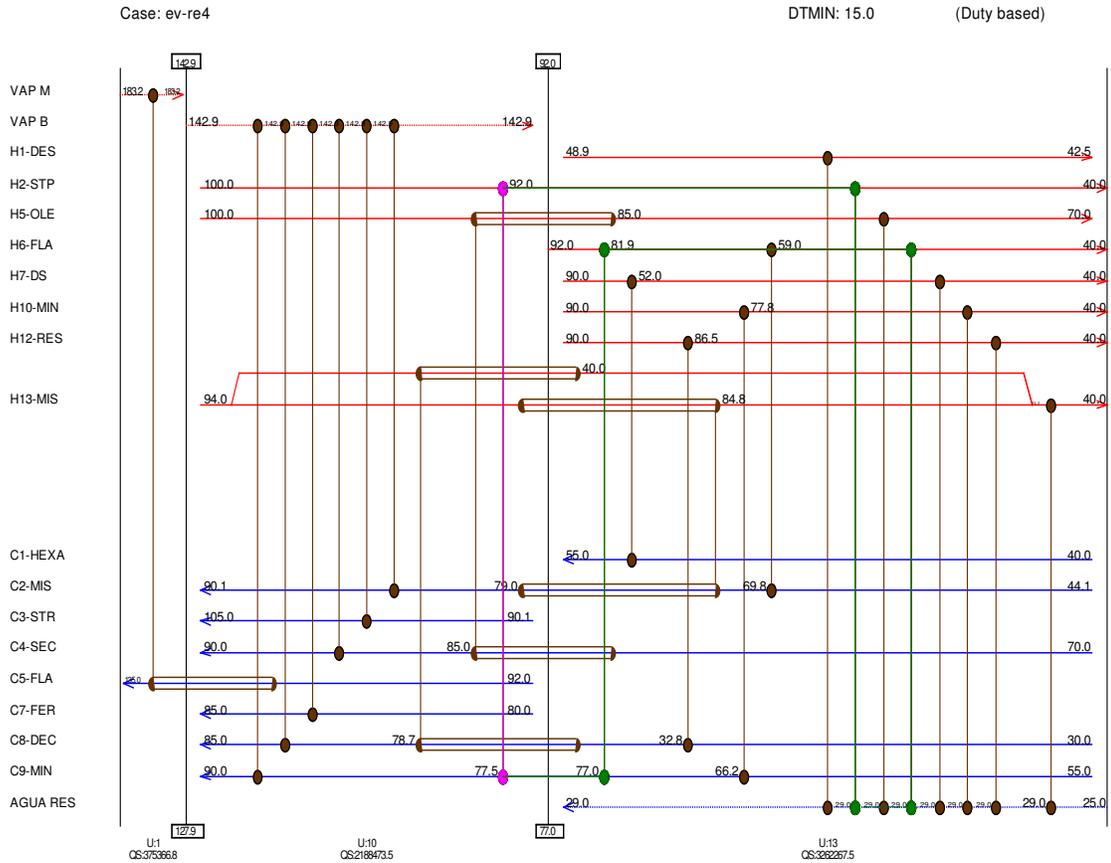


Figura 50: Quebra de “loop” entre as correntes H5 e C4 – Quarta evolução.

As próximas evoluções eliminam trocadores pequenos inviáveis por conta da reduzida recuperação energética que propiciam e do alto custo de mobilização empregado na sua fabricação.

A quinta evolução visa eliminar o trocador entre C8 e o vapor de baixa pressão, que tem $0,6 \text{ m}^2$. Porém, este equipamento se localiza em ponta de rede, e um trocador de calor com utilidade na ponta da rede aumenta controlabilidade. A estratégia empregada foi reduzir um equipamento entre correntes de processos, que seja pequeno e que, quando eliminado, aumente o tamanho do trocador de ponta de rede entre C8 e vapor de baixa pressão.

Utiliza-se um “path” entre o vapor de baixa pressão e a água de resfriamento para eliminar C8 e H12 ($2,4 \text{ m}^2$). O resultado foi o aparecimento de mais um trocador cruzando o estrangulamento e um aumento de $0,2 \text{ m}^2$ no trocador C8/Vap B. A Figura 51 mostra a rede evoluída.

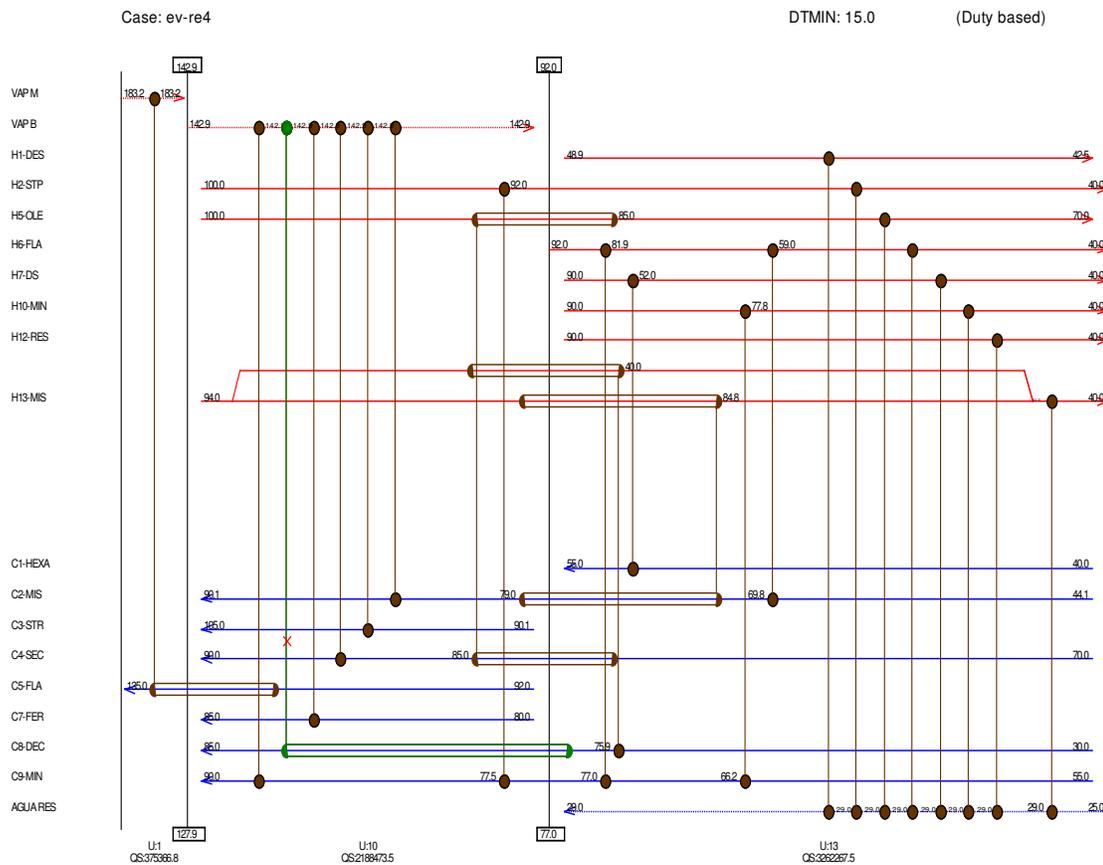


Figura 51: Remoção do trocador C8/H12 através de Path entre Vapor de Baixa e Água de Resfriamento – Quinta evolução.

A sexta evolução visa eliminar um trocador de 2 m² entre C9 e H2. Utiliza-se também um “path” entre o vapor de baixa pressão e a água de resfriamento, aumentando o trocador entre C9 e H2 e as utilidades. O resultado é apresentado na Figura 52.

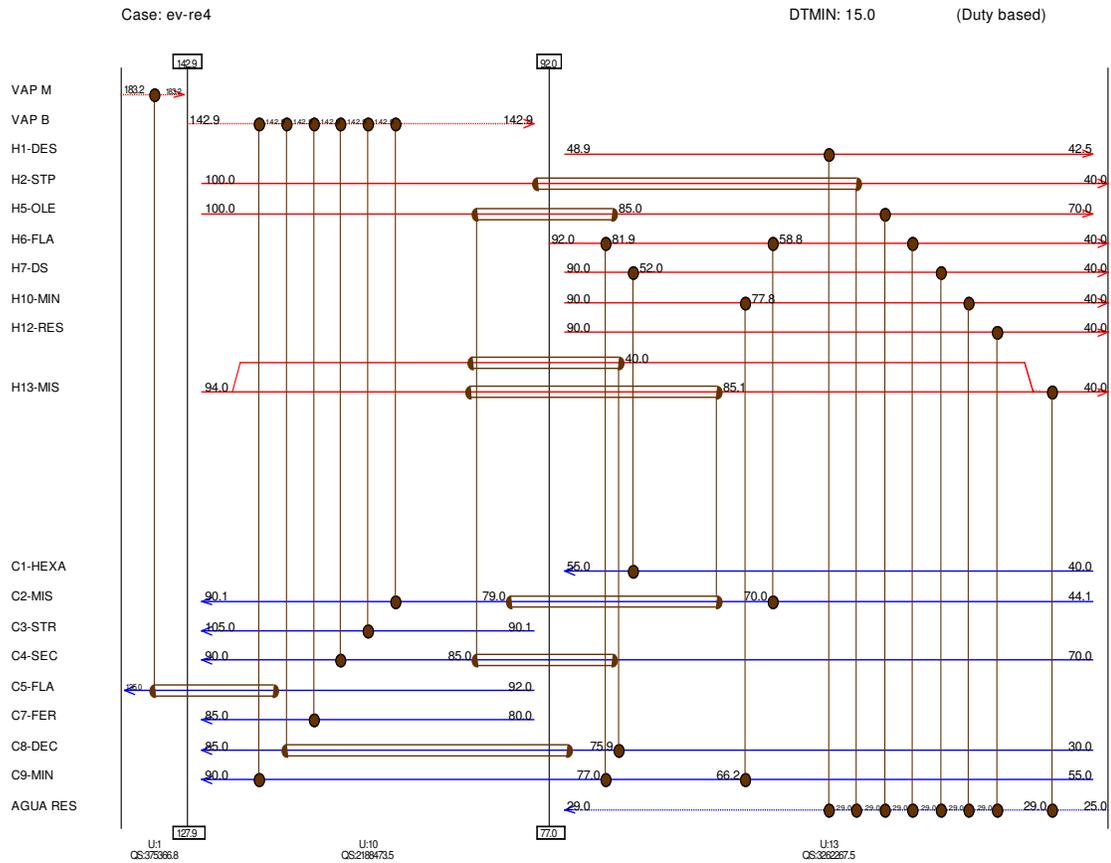


Figura 52: Eliminação do trocador entre C9 e H2 através de "path" entre Vapor de Baixa Pressão e Água de Resfriamento – Sexta evolução.

A sétima evolução tem por objetivo eliminar o trocador entre H6 e C9. A Figura 53 mostra em verde e lilás o "loop" que possibilita a eliminação do trocador H6/C9 e a Figura 54 mostra a sétima evolução com a rede sem o trocador H6/C9.

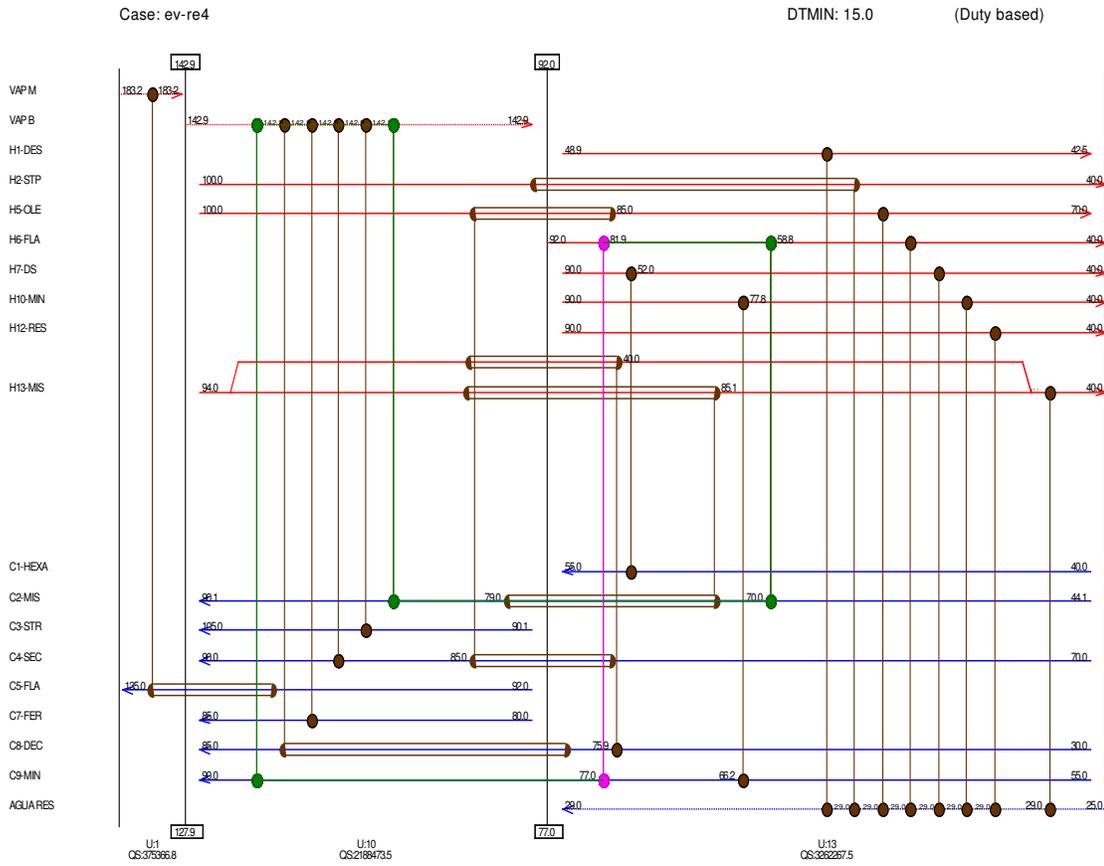


Figura 53: "Loop" para eliminar H6/C9

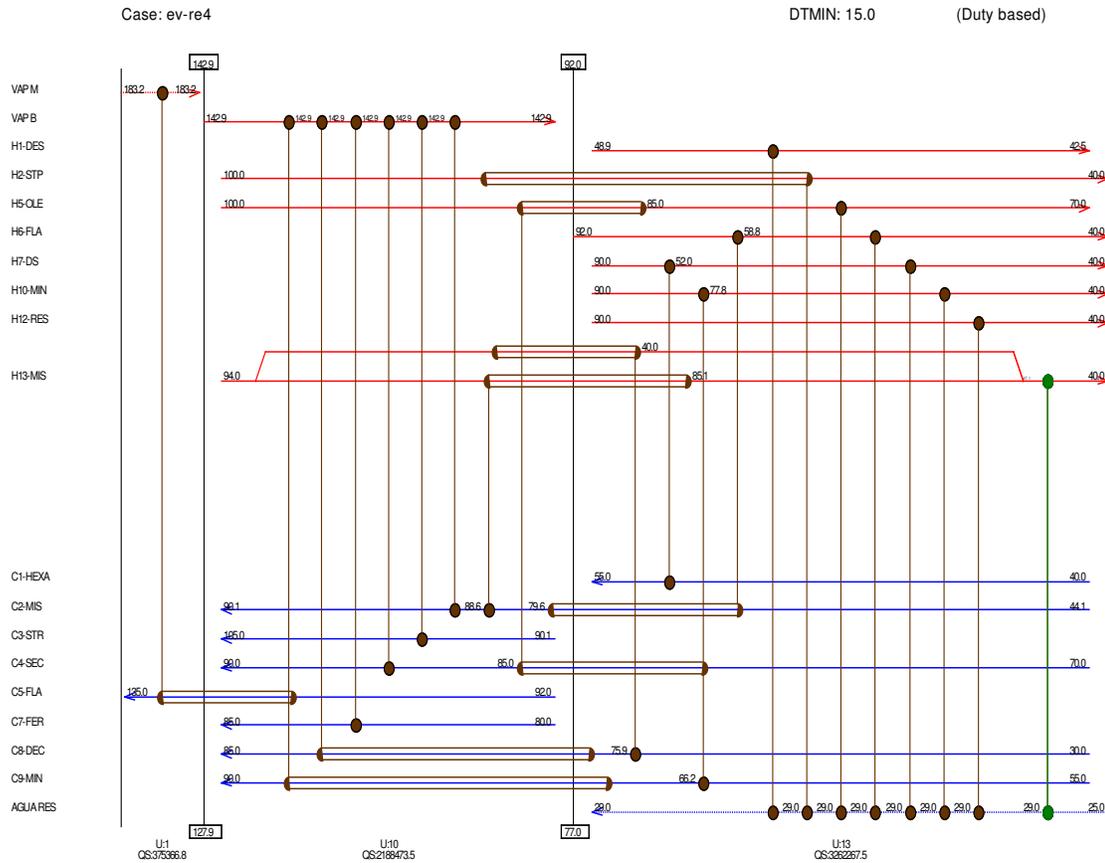


Figura 54: Rede resultante da sétima evolução

A oitava evolução consiste na junção das correntes H6 e H13 em um único condensador na ponta de rede. Isto é possível porque as duas correntes são constituídas de hexano, água e ar e estão a uma mesma pressão. O resultado é apresentado na Figura 55.

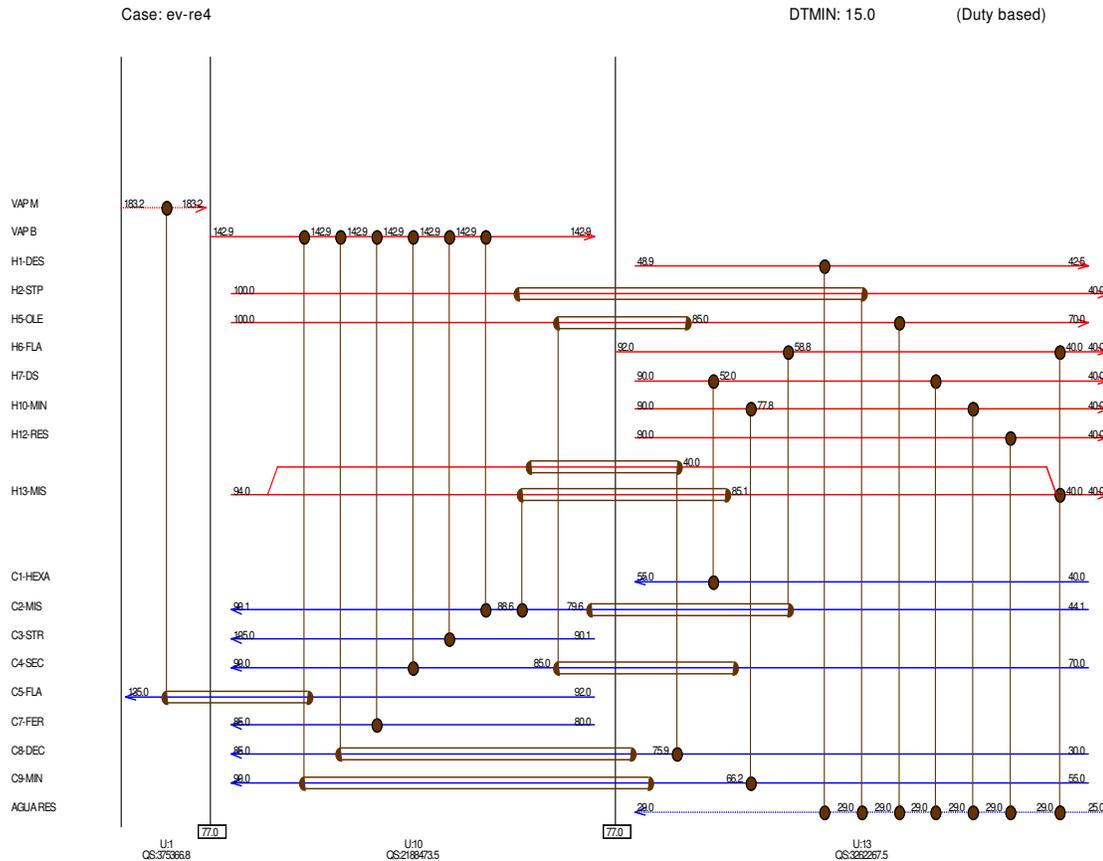


Figura 55: Junção de H6 e H13 em um único condensador – Oitava Evolução.

A nona evolução une H6 e H13 para aquecer C2 em um só evaporador. É importante ressaltar que esta evolução reduz a energia fornecida à C2 por correntes de processo. Na rede anterior C2 era aquecida até 88.6 °C, já na nona evolução a temperatura chega apenas até 79.9 °C. As Figuras 56 e 57 apresentam respectivamente a rede da nona evolução (rede evoluída) e o seu fluxograma de processo. A Tabela 24 apresenta os resultados da nona evolução. Os resultados já são melhores do que as redes com máxima recuperação de energia e padrão.

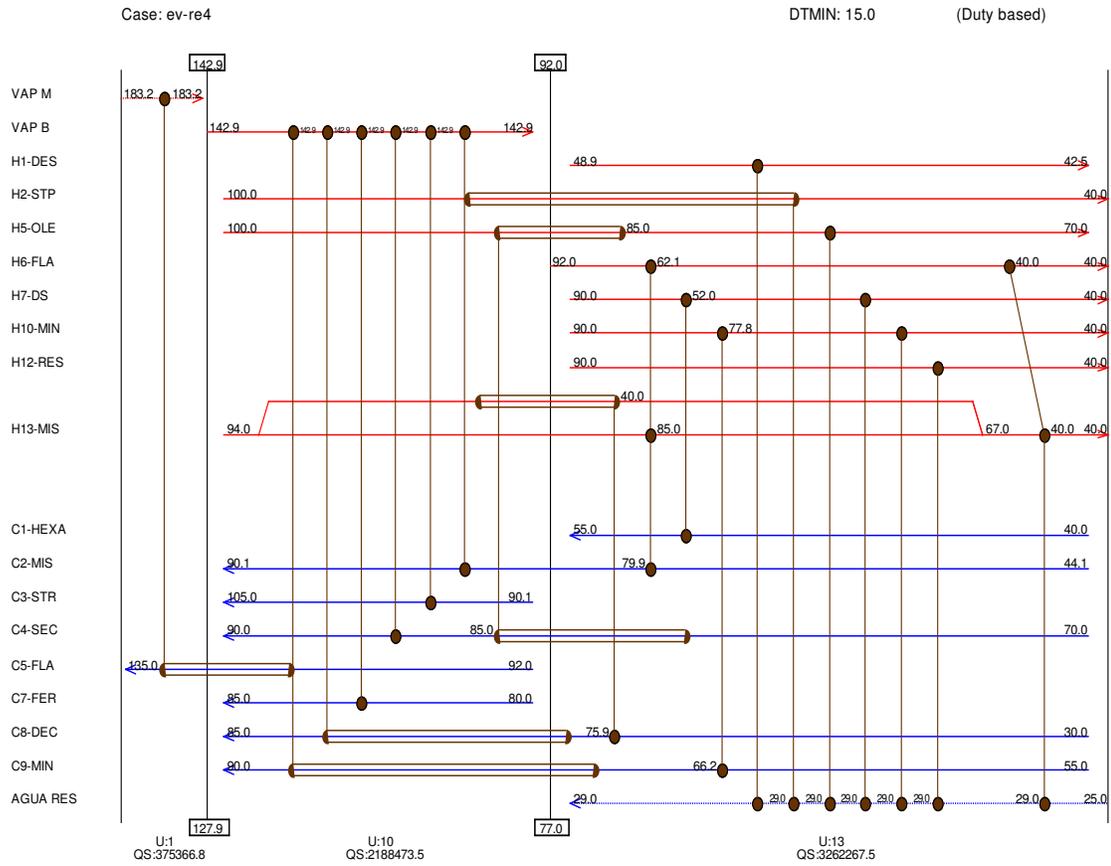


Figura 56: Nona evolução

PFD - Extração por Solvente Produção de Farelo Branco Rede Evoluída

Código de Cores das Linhas

—	Vapores Hexano	—	Óleo
—	Lecitina	—	Água
—	Hexano	—	Hexano
—	Ar	—	Sólidos

Trocadores Vermelhos - utilizam vapor
Trocadores Verdes - utilizam água ref.
Trocadores Azuis - recuperação de processo

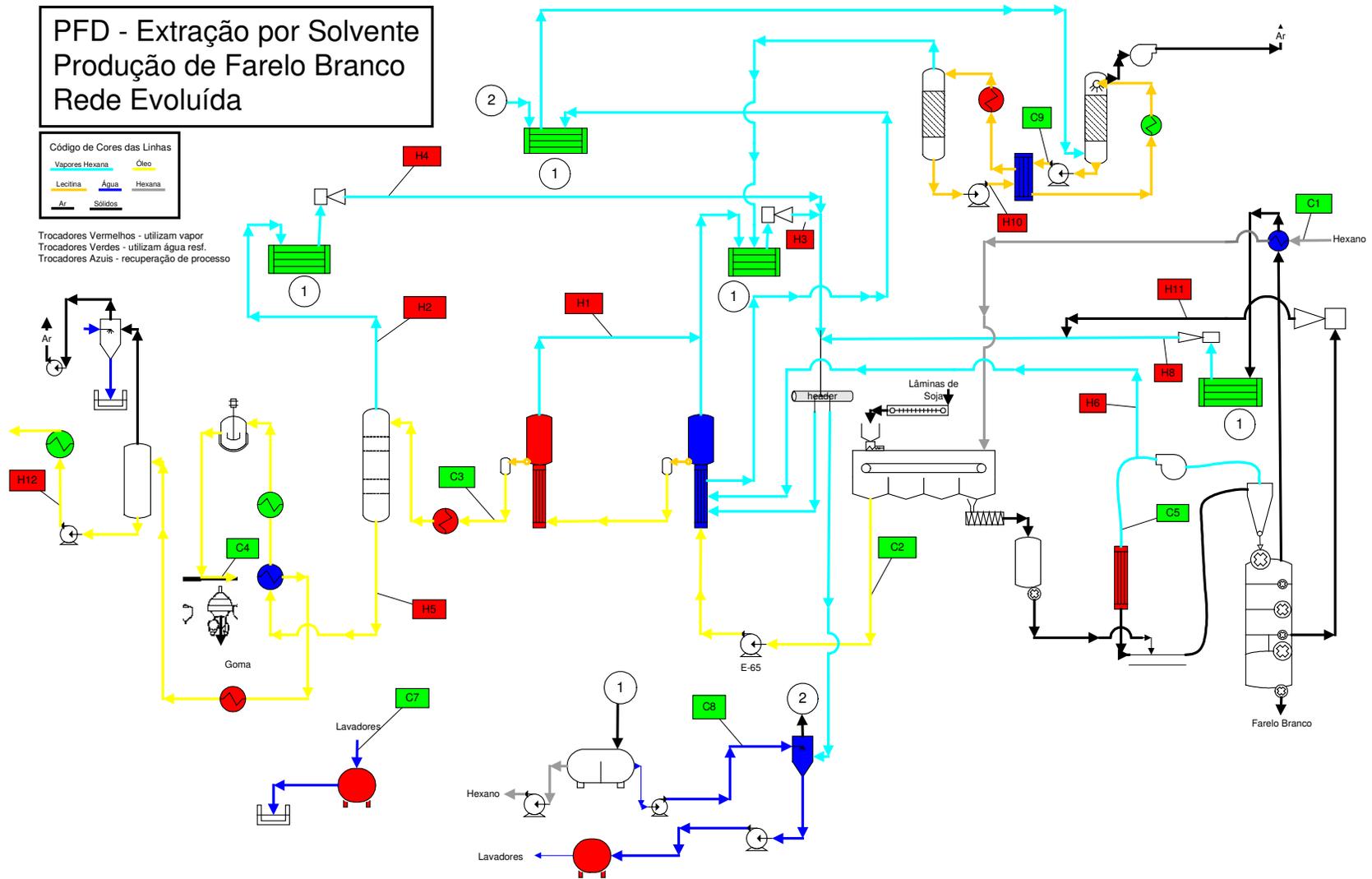


Figura 57: Fluxograma da Rede evoluída

Tabela 24: Resultados da nona evolução

Número de trocadores	19
Área total	2670 m ²
Custo dos trocadores	458.759 US\$
Custo total com equipamentos	917.519 US\$
Potência quente utilizada	2.635.664 kcal/h
Custo da utilidade quente	524.227 US\$/ano
Potência fria utilizada	3.334.336 kcal/h
Custo da utilidade fria	121.105 US\$/ano
Custo Capital Anualizado	91.751 US\$/ano
Custo Energia Anualizado	645.332 US\$/ano
Custo Total Anualizado	737.084 US\$/ano
TIR	126 %
VPL	771.10 ³ US\$

Como foi mencionado nos capítulos anteriores, a análise do ponto de estrangulamento tem por objetivo orientar, de forma sistemática, o projeto de redes de trocadores de calor, no entanto, não tem a pretensão de encontrar soluções ótimas para os problemas, não há nenhuma função objetivo que é otimizada durante a aplicação do método, logo, após a aplicação desta metodologia, as redes ainda podem ser melhoradas.

Observa-se que na rede definida nas Figuras 56 e 57 o maior trocador de calor é o que aquece a corrente C2 com as correntes H13 e H6. Este equipamento tem 845 m². Complementando a demanda energética da corrente C2 com vapor d'água de baixa pressão, tem-se outro trocador de calor, bastante pequeno, com apenas 6 m². Uma análise superficial, indica que pode ser viável reduzir a área do primeiro trocador (C2/H13/H6) aumentando o aquecedor a vapor, como o coeficiente global de troca térmica do vapor é maior e a diferença de temperatura neste segundo trocador também será maior, a fortes indícios que esta modificação melhora o VPL. Isto se mostrou verdadeiro em uma simulação que foi feita utilizando o Aspen Pinch. Os resultados são mostrados na Figura 58 e na Tabela 25. Esta é a décima evolução.

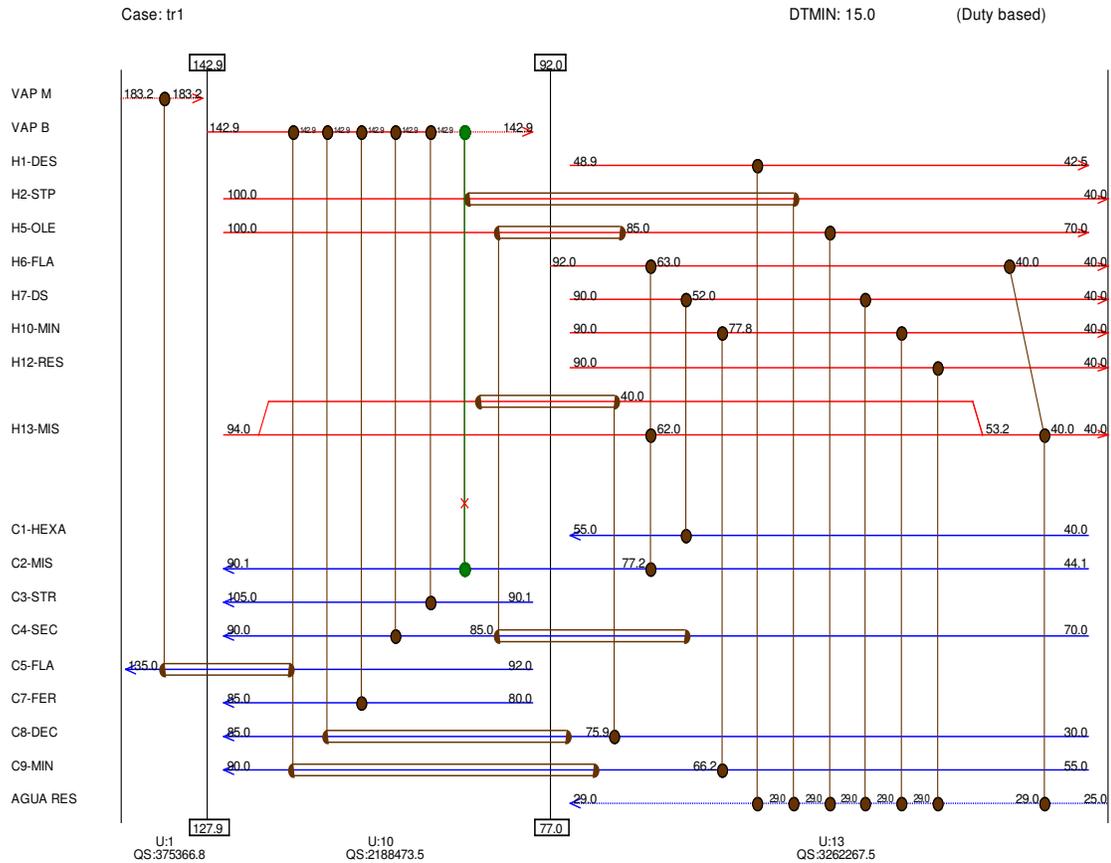


Figura 58: Décima Evolução

O trocador de calor entre C2, H13 e H6 ficou com 780 m^2 , no entanto o aquecedor, com vapor d'água de baixa pressão que aquece C2, aumentou para 7 m^2 . O condensador das correntes H13 e H6 também é influenciado pela décima evolução, porém o aumento de área não chega a 2 m^2 . Os resultados são apresentados na Tabela 25.

Tabela 25: Resultados da rede evoluída

Número de trocadores	19
Área total	2606 m ²
Custo dos trocadores	450.105 US\$
Custo total com equipamentos	900.210 US\$
Energia quente utilizada	2.652.646 kcal/h
Custo da utilidade quente	527.425 US\$/ano
Energia fria utilizada	3.351.318 kcal/h
Custo da utilidade fria	121.722 US\$/ano
Custo Capital Anualizado	90.021 US\$/ano
Custo Energia Anualizado	649.147 US\$/ano
Custo Total Anualizado	739.168 US\$/ano
TIR	134 %
VPL	784 MUS\$

Partindo do pressuposto que a rede com máxima recuperação de calor é um ponto intermediário no processo evolutivo, a comparação que deve ser feita é entre a rede padrão e a rede evoluída. Com o mesmo número de trocadores de calor que a rede padrão e com 126 m² de aumento na área de troca térmica, a rede evoluída economiza 55.000 US\$ por ano em gastos com energia térmica. Esta redução é bastante atenuada pelo Valor Presente Líquido que em cinco anos mostra acréscimo no resultado de 66000 US\$, esta redução basicamente se dá pelos altos juros - 20% ao ano - empregados na formulação do problema. Apesar do mecanismo de construção das redes ser completamente distinto, existem muitas similaridades entre as duas estruturas. Metade das correntes têm conexões iguais (C3, C5, C7, C9, H1, H2, H10 e H12). No entanto, mesmo com todas as similaridades, ainda existem diferenças bem concretas que são itemizadas a seguir:

- União das correntes a jusante dos ejetores – formação de H13 e eliminação de H3, H4, H8 e H11;
- Redução do número de trocadores que aquecem a corrente C2 – na rede evoluída esta corrente é aquecida apenas por H6 (vapores de hexano do Flash), parte dos vapores de H13 (mistura dos ejetores) e vapor de baixa;
- Utilização da corrente H7 (vapores de hexano e água do DS) para o aquecimento de hexano puro – na rede padrão esta corrente é condensada com água de resfriamento. Esta modificação também disponibiliza mais energia de H6 (vapores de hexano do Flash) para aquecer C2 (miscela do extrator);
- Utilização de H5 (óleo já dessolventizado quente) para aquecimento de C4 (óleo degomado) ao invés de aquecimento de C2.

Em linhas gerais as modificações simplificam a rede e por conta da utilização de H7 e algumas melhorias nas configurações das áreas dos trocadores de calor (vide evolução 10) aumentam a recuperação energética.

Os 19 trocadores especificados na rede evoluída são apresentados na Tabela 26.

Tabela 26: Configuração dos trocadores de calor

Trocador	Correntes	Serviço (kcal.h ⁻¹)	Área (m ²)	LMTD (°C)	Ug (kcal/m ² .h.°C)	T _i (°C)	T _f (°C)
1	VAP M C5-FLA	2273348	429.5	67.4	78.5	183.2 92.0	183.2 135.0
2	VAP B C2-MIS	81140	7.2	59.0	190.9	142.9 77.2	142.9 90.1
3	VAP B C3-STR	73287	15.0	44.9	109.1	142.9 90.1	142.9 105.0
4	VAP B C4-SEC	21238	3.5	55.4	109.1	142.9 85.0	142.9 90.0
5	VAP B C7-FER	25000	0.5	60.4	890.4	142.9 80.0	142.9 85.0
6	VAP B C8-DEC	45588	0.8	62.3	890.4	142.9 75.9	142.9 85.0
7	VAP B C9-MIN	133045	19.0	64.1	109.1	142.9 66.2	142.9 90.0
8	H5-OLE C4-SEC	63590	75.7	15.0	56.0	100.0 70.0	85.0 85.0
9	H13-MIS C8-DEC	229412	82.0	13.7	204.7	94.0 30.0	40.0 75.9
10	H7-DS C1-HEXA	305240	275.0	16.0	69.2	90.0 40.0	52.0 55.0
11	H1-DS AGUA	1873501	496.2	15.8	239.3	48.9 25.0	42.5 29.0
12	H10-MIN C9-MIN	62860	48.2	23.3	56.0	90.0 55.0	77.8 66.2
13	H2-STP AGUA	281791	43.3	27.2	239.3	100.0 25.0	40.0 29.0
14	H5-OLE AGUA	63535	11.9	50.3	106.4	85.0 25.0	70.0 29.0
15	H7-DS AGUA	153877	95.3	18.7	86.3	52.0 25.0	40.0 29.0
16	H10-MIN AGUA	195639	64.2	28.7	106.4	77.8 25.0	40.0 29.0
17	H12-RES AGUA	202562	58.1	32.8	106.4	90.0 25.0	40.0 29.0
18	H6-FLA H13-MIS C2-MIS	1783286	780.4	17.9	128.0	92.0 94.0 77.2	63.0 62.0 44.1
19	H6-FLA H13-MIS AGUA	580413	100.2	20.0	290.0	63.0 53.2 25.0	40.0 40.0 29.0

Os trocadores de número 5 e 6 têm área inferior a um metro quadrado, aquecem as correntes de águas residuais com vapor d'água de baixa pressão. Na execução, estes equipamentos serão substituídos por trocadores por contato direto que são mais baratos e demandam diferenças de temperatura menores.

Existem alguns trocadores de calor que têm tamanho considerável como os de número 1, 11 e 18 (maiores que 400 m²), porém a grande maioria é constituída de pequenos equipamentos.

Apenas dois trocadores recebem mais de duas correntes - números 18 e 19.

Desconsiderando o trocador 9 os trocadores têm LMTD maior que 15 °C. É importante salientar que o trocador 9 aquece água do decantador (C8) com vapores de ejetores (H13), ela tem tudo para no detalhamento do projeto se tornar também um trocador de contato direto, que necessitam menos diferença de temperatura.

Apesar da metodologia empregada, tem-se 14 trocadores supridos com utilidades e apenas 5 com intercâmbio entre correntes de processo.

Aa Figura 60 apresenta o gráfico que mostra o efeito das evoluções no custo totais (TAC) e no VPL.

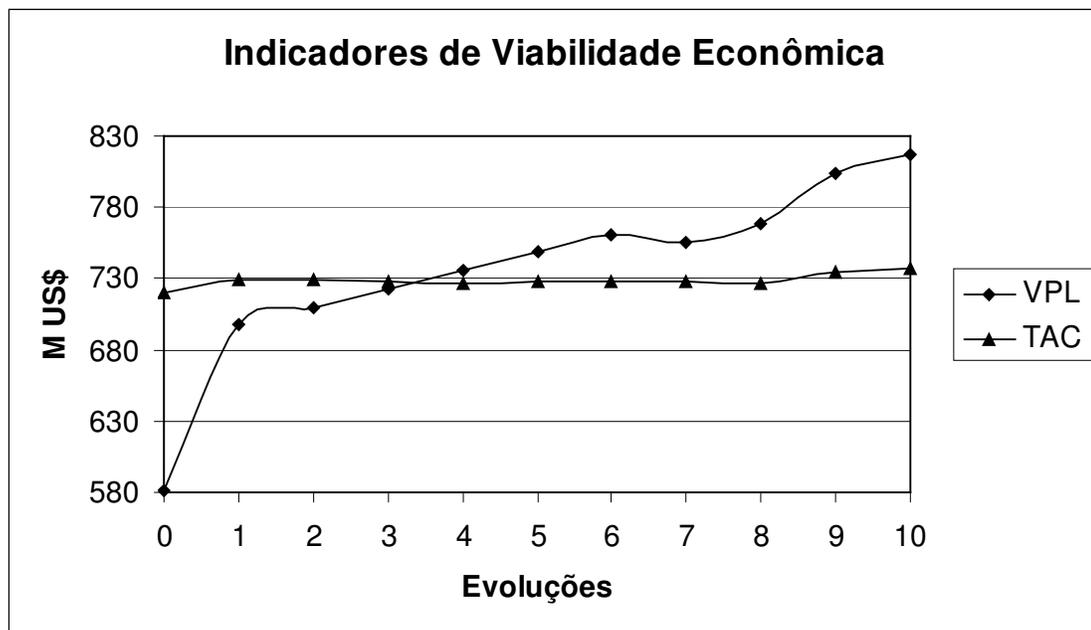


Figura 59: Progressão do VPL, custos energéticos e custos totais em função da evolução da rede.

A análise por VPL é muito mais sensível à alteração no investimento em equipamentos. Um exemplo deste efeito aparece na primeira evolução. Quando se utiliza apenas vapor d'água de média pressão para aquecer C5, reduz-se em um só passo quase 500 m², o que representa aproximadamente 20% do total da área da rede com máxima recuperação de energia - ponto 0. Pelo critério do Custo Total Anualizado o ganho com esta modificação é atenuado por dez. O VPL mostra este ganho de forma bem mais contundente e realista.

O VPL da evolução número 10 apresentado no gráfico é maior do que o valor apontado na Tabela 25. Isto ocorre porque na Figura 59 consideram-se os evaporadores como

se fossem simples trocadores de calor casco-tubo. A equação de custo para evaporadores só foi habilitada após obter-se a rede evoluída.

5.7 Considerações finais

A rede sem recuperação de energia como ponto de partida para a avaliação da evolução das redes possibilita: a quantificação clara do aumento de investimento em trocadores de calor para recuperação de energia, a mensuração da vantagem do emprego da recuperação energética (tem um cunho didático) e o cálculo do ΔT mínimo utilizando indicadores econômicos mais adequados, como o VPL. Além disto, conceitualmente é mais adequado considerá-la como ponto de partida ao invés da rede padrão – já que é resultado de 50 anos de estudos de processo.

A formulação da rede padrão para a produção de farelo branco, mesmo tendo como base os desenvolvimentos da indústria do esmagamento tradicional, em si, é uma contribuição. Não há trabalhos escritos mencionando estudos de integração energética em uma planta produtora de farelo branco com "flash desolventizing" e "stripper" a vácuo. Além disto, a utilização desta configuração para fins comparativos torna os resultados desta dissertação mais robustos e conclusivos.

A otimização do ΔT mínimo com a utilização do VPL partindo-se da rede suprida com utilidades é outra boa contribuição. Fica claro que sem este indicador os resultados poderiam ser bastante distintos e afastados da realidade.

A rede com máxima recuperação de energia foi obtida com um mínimo de violação nos critérios básicos do método do ponto de estrangulamento - não cruzar a linha do estrangulamento com trocador de calor, não violar o ΔT mínimo e não utilizar utilidades quentes abaixo do ponto de estrangulamento ou utilidades frias acima do ponto de estrangulamento.

O desenvolvimento da rede com máxima recuperação de energia foi realizado antevendo as evoluções que seriam feitas posteriormente. Foram constituídos muitos "loops" com trocadores antes e depois do estrangulamento utilizando as mesmas correntes para facilitar quebra na próxima etapa. Exemplos desta conduta são H5/C4, H13/C8 e H13/C2. Foram propostas também conexões entre correntes com os mesmos componentes buscando viabilizar trocadores por contato direto, como por exemplo, C8/H13.

Descreveram-se todos os passos da evolução da rede, explicando, quando apropriado, as opções possíveis e mantendo transparentes os critérios de escolha das conexões. Muitos "loops" foram empregados sem aumentar o consumo de utilidades da rede. Porém, em alguns casos, foi necessário a utilização de "path" entre uma utilidade e outra, que quando quebrados, necessariamente aumentam o consumo energético.

Já na etapa evolutiva da rede, a operabilidade do sistema foi levada em conta, isto é demonstrado na quinta evolução onde um “loop” é quebrado eliminando um tocador de calor maior para manter o equipamento menor sendo aquecido com vapor vivo na ponta da rede.

Os valores obtidos se comparados à rede sem recuperação energética são muito expressivos. O que deixa claro que o investimento em redes de trocadores de calor é muito lucrativo. No entanto, se a comparação é feita com a rede padrão, os resultados continuam sendo positivos, mas menos expressivos; 66000 US\$ como resultado de cinco anos de operação não resulta em benefício significativo para uma empresa de porte médio. Em parte, este resultado é derivado dos altos juros aplicados na dissertação, 20% ao ano, com juros mais baixos o benefício em relação à rede padrão seria maior. Além dos juros altos, duas questões que favorecem o investimento não foram abordadas no trabalho. A primeira diz respeito ao possível aumento no custo do combustível nos cinco anos da análise. É difícil projetar os valores pois estes são influenciados por fatores econômicos e políticos do cenário mundial, mas as tendências apontam para aumentos nos valores do preço do petróleo e de seus derivados. A segunda variável importante é a economia no investimento em caldeiras, torres de resfriamento e bombeamento de água. Tanto as caldeiras quando os sistemas de torres de resfriamento e bombeamento de água poderiam ser 10% menores do que o projeto padrão. Estas reduções talvez compensassem o acréscimo de investimento da rede que foi obtida como o método do ponto de estrangulamento, fazendo com que os resultados fossem mais atrativos.

Capítulo 6

Análise de flexibilidade

O Capítulo 6 analisa a flexibilidade da rede sintetizada no Capítulo 5 através de duas sistemáticas: a avaliação das etapas da posta em marcha e a avaliação de alterações no extrator.

O final do capítulo mostra a aplicação da técnica das tabelas de sensibilidades para duas correntes com mC_p linear.

O Capítulo 6 tem por objetivo verificar se há problemas de flexibilidade que impeçam a aplicação da rede do Capítulo 5, também sugere pontos onde malhas de controle podem ser aplicadas para redução de consumo de utilidades e aumento da estabilidade da fábrica frente a oscilações de vazões e temperaturas diversas.

6.1 Análise da rede sintetizada

Sob o ponto de vista de recuperação energética *versus* investimento, a rede sintetizada no Capítulo 5 é mais econômica que a solução padrão. Porém, como foi abordado no Capítulo 4, existem outras variáveis que influenciam na definição de uma rede de trocadores de calor, a flexibilidade desta estrutura é uma das mais importantes.

A rede deve ser flexível a ponto de mitigar as variações no processo causadas por: condições de partida e parada da planta, “turndown” do projeto, variações sazonais, mudanças nas vazões de alimentação, mudança de especificação da matéria-prima, mudanças de produto etc. Uma rede flexível pode implicar em aumento significativo de custos por conta de aumento de área, fluxos alternativos e/ou trocadores de calor.

O capítulo 6 visa estudar a rede definida no capítulo anterior investigando qualitativamente e quantitativamente sua vulnerabilidade com relação às operações de posta em marcha e parada da planta e com relação a distúrbios bastante comuns no extrator. É importante ressaltar que as variáveis do processo em questão são relativamente constantes,

pois não há mudança de produto nem mudanças significativas no processo por conta de sazonalidade ou qualquer outra condição.

6.2 Partida da Planta Industrial

As operações de posta em marcha e parada da planta são conduzidas com condições operacionais bastante distintas do estado estacionário no qual a rede foi projetada. Para facilitar a compreensão da partida da planta a Tabela 27 apresenta suas etapas e as correntes envolvidas.

Tabela 27: Posta em marcha da unidade industrial

<i>Etapas da Partida</i>	<i>Correntes Envolvidas</i>
Acionamento das bombas de água de resfriamento	AGUA RES (AR)
Posta em marcha da coluna de absorção e stripper	C9, H9, H10, AR e VAP B
Partida do "Flash Desolvetizer" com N ₂ e depois Hexano	C5 e VAP M
Decantador e refervedor de águas residuais	C7, C8, H13 e VAP B
Nivelamento do Extrator com hexano a 55 °C	C1 e H7
Acionamento das bombas de circulação do extrator	C1 e VAP B
Aquecimento da planta com vapor	VAP B
Injeção de vapor nos ejetores da destilação	H13 (H3eH4), C2, C8 e AR
Acionamento do circuito dos sólidos	C5, VAP B e VAP M
Preenchimento do extrator com soja laminada	C1 e H7
Bombeamento da miscela para a destilação	C2, H6, H13 e VAP B
Injeção de vapor direto e nos ejetores do DS	C2, C8 e AR
Posta em marcha do flash e do DS com farelo	H6,H7,C2,VAP M e VAP B
Especificação do óleo bruto	C4 e AR
Início da hidratação para degomagem	H5, C4 e AR
Especificação do farelo branco	H6,H7,C2,VAP M e VAP B
Início da Degomagem	H5,C4 e AR
Início da secagem do óleo e da lecitina	C4, H5 e VAP B
Resfriamento do óleo	H12 e AR

Colunas de absorção e "stripping" para tratamento da mistura ar e hexano

As colunas de absorção e de "stripping" do sistema de recuperação de hexano contido no ar são praticamente independentes do resto da planta. A integração energética proposta, mantém esta independência pois apenas as correntes C9 e H10 (correntes de óleo mineral a jusante da absorção e a jusante da coluna "stripping") interagem. O "layout" das fábricas é particularmente favorável para esta recuperação.

Mantendo-se esta independência não há problema algum de flexibilidade nesta primeira etapa da posta em marcha.

"Flash Desolvetizer" com N2 e com Hexano

As únicas correntes envolvidas nesta etapa são o vapor de média pressão e hexano superaquecido. Também é uma etapa independente.

Decantador e refeedor de águas residuais

A partida do sistema de tratamento de águas residuais envolve aquecimento da corrente C8 através do ejetor H13. Caso não haja disponibilidade desta corrente na posta em marcha, este serviço será suprido pelo vapor de baixa sem maiores problemas. Não há nenhum inconveniente para este subsistema também.

Nivelamento do Extrator

É vantajoso preencher o extrator com hexano a 55 °C de modo a especificar o farelo branco mais rapidamente, reduzindo desperdícios. Porém, as correntes que aquecem C1 só estarão plenamente disponíveis no estado estacionário da planta. A solução para este impasse é bastante simples, instala-se um bocal para vapor de baixa no trocador de calor que é aberto apenas na posta em marcha. Como as correntes que em estado estacionário aquecem a C1 não se contaminam com vapor, não há maiores problemas.

Injeção de vapor nos ejetores da destilação

A condensação dos vapores a jusante dos ejetores ocorre em trocadores com as correntes C2 (plena apenas no estado estacionário da planta), C8 e com água de resfriamento.

No início da posta em marcha não há nem o ejetor do DS (H8), nem a corrente H6 que são muito mais energéticas que os ejetores da destilação. Todas essas correntes são condensadas no mesmo grupo de trocadores de calor. Em função deste fato, mesmo sabendo-se que a corrente C2 é plena só no estado estacionário, a simulação mostra que não há falta de fontes frias e nem de área para condensação na posta em marcha.

Bombeamento da miscela para a destilação

A corrente C2 no estado estacionário é aquecida por H7, H13 (composta por H3, H4, H8 e H11), H6 e VAP B. No momento de sua posta em marcha, as únicas correntes disponíveis são H3, H4 e VAP B. A corrente H6 fornece calor para o C2 apenas com o Tubo Flash em operação. Os ejetores H7, H8 e H11 só partem quando o farelo de soja chegar ao DS. A proposta intuitiva para resolver este problema é aumentar a área do evaporador com vapor d'água de baixa pressão.

A corrente mais significativa no aquecimento de C2 é sem dúvida H6 - Evaporação de hexano do flash. Neste evaporador há também a possibilidade de instalar-se um bocal para vapor de baixa pressão utilizado apenas no "start-up" da planta. Este vapor pode compensar

todas as faltas de energia de recuperação até que a fábrica atinja o seu estado estacionário evitando o aumento da área do evaporador.

Início da hidratação para a degomagem

Para as operações de hidratação e centrifugação a temperatura ótima do óleo é 75 °C - H5. Grandes desvios podem afetar a produção de lecitina e do óleo degomado. A rede resfria a corrente H5 inicialmente com o óleo úmido (C4). Na posta em marcha a corrente H5 poderá atingir temperaturas mais altas porque a corrente C4 só será plena após o início da degomagem, porém como há um trocador de calor com água de resfriamento a jusante este distúrbio será reduzido. Não há maiores problemas.

Condensação das correntes

É fundamental que a planta seja capaz de condensar todo hexano evaporado. Desta forma, evita-se vazamentos e fuga de hexano para áreas não classificadas - com instalação não preparada para lidar com inflamáveis. Como já foi mencionado no Capítulo 4, para este exemplo os condensadores são dimensionados com 20% de segurança no coeficiente global de troca térmica. Mesmo com esta contingência não é comum utilizar correntes frias para condensar estas correntes no lugar de água de resfriamento. A análise do ponto de estrangulamento mostra que estas correntes podem suprir demandas por aquecimento reduzindo o tamanho dos condensadores com água de resfriamento. Esta proposta deve ser examinada com bastante cuidado, pois pode resultar em falta de área de troca térmica para condensar todo o hexano evaporado se unida a uma condição operacional mais rigorosa. A falta de condensação pode provocar vazamentos de hexano na planta, fuga de vapores de solvente para área não seguras e/ou sobrecarga na coluna de absorção, aumentando assim a emissão de hexano para a atmosfera. É necessário analisar cada uma destas correntes.

As correntes H1 e H2 continuam sem participar de processo algum de recuperação energética, ou seja, continua-se condensando o hexano apenas com água de resfriamento em um condensador dedicado. Não há problema com estas correntes.

A corrente H6 utiliza a corrente C2 para condensar parte dos vapores de hexano. Na ausência desta corrente, pode também haver falta de fonte fria para condensação. Neste caso porém, a possibilidade de ocorrência é bastante pequena. Tanto na posta em marcha como a parada da planta interrompe-se a corrente H6 antes da C2, pois a circulação de miscela no extrator e o conseqüente envio desta corrente para a recuperação de solvente, é fundamental para o estado estacionário do extrator e para especificação do farelo branco a jusante.

A corrente H7 troca calor com C1 antes de encaminhar-se ao seu condensador dedicado. Esta recuperação não é usual, surgiu através da análise do ponto de estrangulamento. Na posta em marcha, a corrente C1 é plena quando H7 inicia sua operação. Não há maiores problemas, já na parada da planta **pode haver falta de área de troca térmica**, pois o extrator pára antes do DS. A solução é recircular hexano para o extrator ou

para o "flash desolventizer" até a parada ou redução da carga do DS; esta sistemática deve ser incluída no procedimento operacional.

Os vapores dos ejetores também trocam calor com diversas correntes antes de atingir o seu condensador final. Sendo assim, também se reduziu este equipamento em função das recuperações. As correntes mais importantes nesta análise são C2 e C8, ambas só são plenas no estado estacionário da planta e têm seu "start-up" após os ejetores. Por outro lado, o condensador final dos ejetores também condensa os vapores da corrente H6. Como a corrente H6 também só é plena no estado estacionário da planta, há disponibilidade de área neste equipamento na posta em marcha.

6.3 Distúrbios no Extrator.

A planta de extração processa soja laminada. A qualidade da soja laminada é influenciada pela umidade da soja, granulometria da polpa quebrada, percentual de casca de soja na polpa, temperatura e tempo de residência do condicionamento, boa manutenção e boa operação dos rolos laminadores e espessura da lâmina. Cada modificação nestas variáveis pode alterar as condições de drenagem e assim modificar as correntes a jusante no extrator, pode alterar o percentual de hexano na miscela e no farelo branco. As correntes foram definidas considerando percentuais conservativos de hexano na miscela e no farelo. Neste item utilizam-se os conceitos de "Downstreams Paths" e Simulação via o Aspen Pinch para verificar o que acontece com a rede com variações de hexano na miscela e no farelo branco a jusante do extrator. A Figura 60 mostra um diagrama com as correntes envolvidas no balanço do extrator e Tabela 28 mostra o balanço de massa para um extrator operando conforme o Caso Base e conforme o Caso 1, que opera com menos hexano.

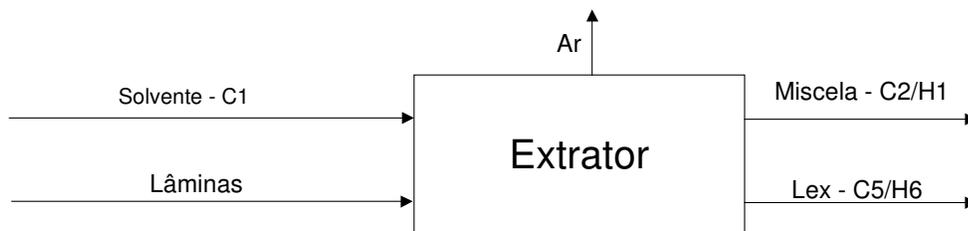


Figura 60: Correntes no Extrator

	Solvente - C1	Lâmina	Miscela - C2	Lex- C5/H6	Ar - A	
CASO BASE	<i>Hexano</i>	37000	0	23282	13555	163
	<i>Óleo</i>	0	8000	7761	239	0
	<i>Sólidos</i>	0	29000	0	29000	0
	<i>Ar</i>	0	74	0	0	74
	<i>Total</i>	37000	37074	31043	42794	237
	Razão Hexano/Lâmina			%Óleo Miscela	%Hexano no Lex	
		1.0		25%	32%	

	Solvente - C1	Lâmina	Miscela - C2	Lex- C5/H6	Ar - A	
CASO 1	<i>Hexano</i>	29600	0	18500	10937	163
	<i>Óleo</i>	0	8000	7761	239	0
	<i>Sólidos</i>	0	29000	0	29000	0
	<i>Ar</i>	0	74	0	0	74
	<i>Total</i>	29600	37074	26261	40176	237
	Razão Hexano/Lâmina			%Óleo Miscela	%Hexano no Lex	
		0.80		30%	27%	

Tabela 28: Balanço de Massa no Extrator para o Caso Base e para o Caso 1

No caso base o percentual de óleo na miscela é 25% e no farelo é de 32%. O Caso 1 utilizará percentual de óleo na miscela é de 30%, já o hexano no farelo é de 27%, para obter esses valores a razão entre hexano e lâminas de soja precisa ser ajustada para 0,8.

6.4 Caminhos a jusante – “Downstream Paths”

Os distúrbios produzidos pelo Caso 1 afetam várias correntes da rede. Utilizando o conceito de “Downstream Paths”, verificam-se quais são os trocadores e as temperaturas que serão atingidos pelo Caso 1. Para melhorar a visualização, dividiu-se os “Downstreams Paths” em duas figuras. A Figura 61 mostra a influência das correntes C1 e C2, já a Figura 62 mostra a influência das correntes C5, H6 e H1. As correntes H1 e C5 apesar de serem influenciadas pelo Caso 1 não trocam calor com nenhuma outra corrente de processo, e, portanto, modificam pouco o problema.

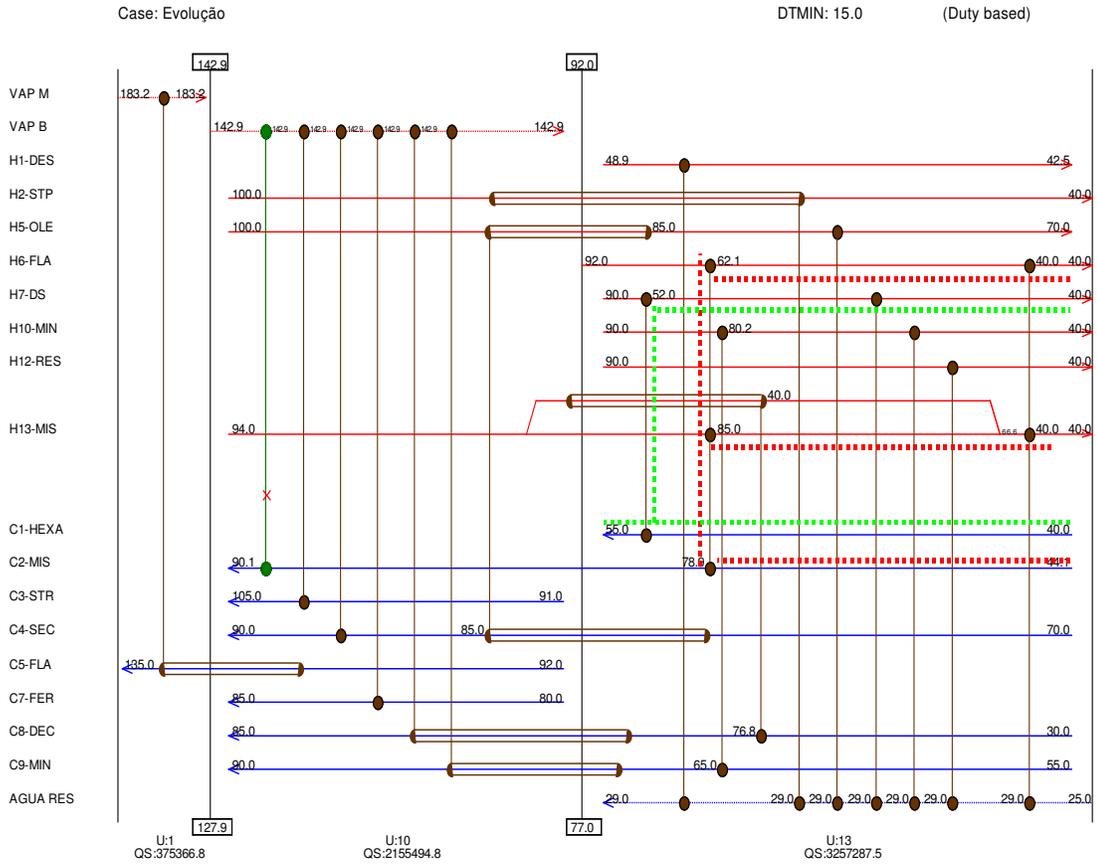


Figura 61: Downstream Paths C2 e C1.

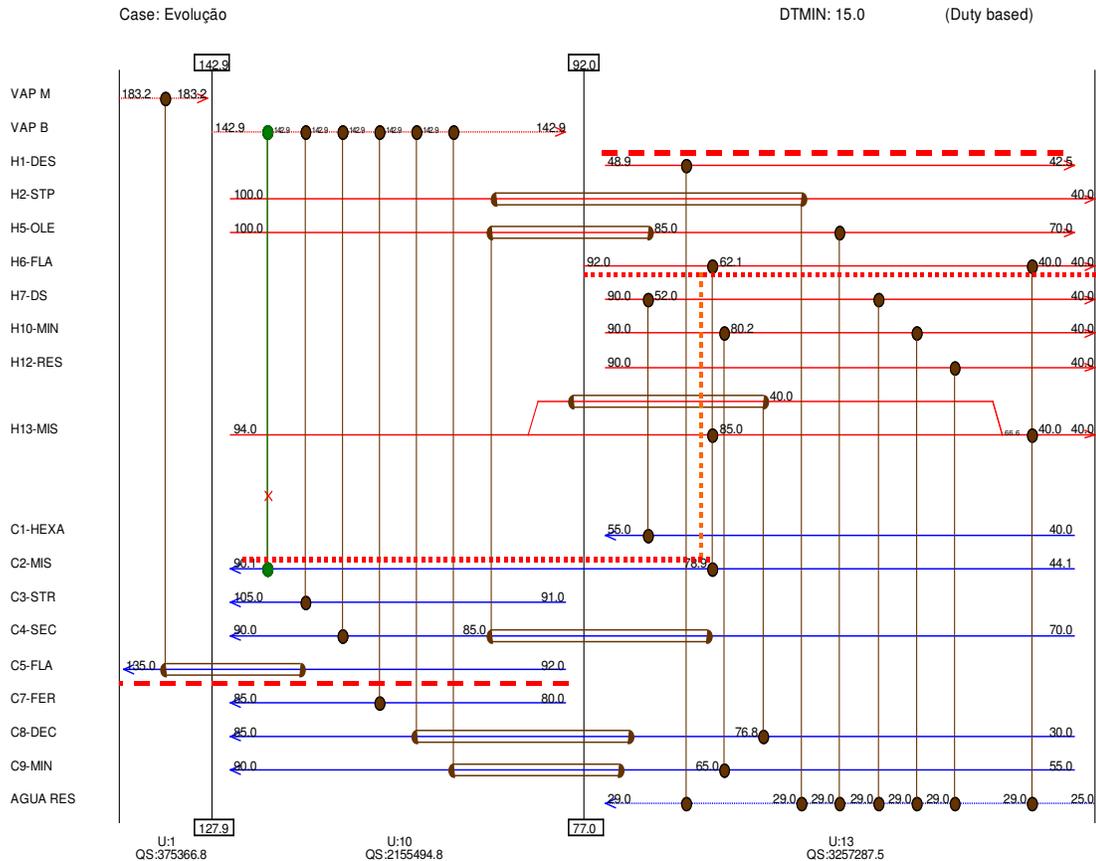


Figura 62: Downstream Paths H1, C5 e H6.

Segundo as análises das Figuras 61 e 62 muitas correntes são afetadas pela modificação do Caso 1. A corrente H1 é afetada pois a miscela C2, que é sua geradora, é corrente envolvida no balanço do extrator. A corrente H2 **não é afetada**. A corrente H5 também **não é afetada**. A corrente H6 é influenciada pois resulta da composição do farelo a jusante do extrator. A corrente H7 troca calor com C1, portanto será alterada no Caso 1. A corrente H10, a alimentação de óleo mineral na coluna de absorção, **não é influenciada**. O ejetor H11 é influenciado como os outros ejetores. A corrente H12 **não é influenciada** pelo Caso 1. A corrente H13, que é a mistura de todos os ejetores, é bastante influenciada, pois troca calor com C2.

A corrente C1, hexano puro, é diretamente influenciada pelo caso 1, bem como a corrente C2, miscela do extrator. C3 e C4 **não são influenciadas** pelo caso 1. A corrente C5, hexano superaquecido do flash, está diretamente relacionada com o Caso 1. C7 também **não é influenciada** pelo Caso 1. C8 pode ser alterada, se a divisão da corrente H13 for feita após o trocador entre C8 e H13, caso contrário, **não é afetada**. A corrente C9 **não é influenciada** desde que a especificação do farelo a jusante do "Flash Desolventizer" não seja alterada - este foi o critério adotado.

A mudança no extrator envolve as principais correntes do sistema, como C2 e farelo com solvente (C5 e H6). Apesar disso, muitas correntes permanecem inalteradas no Caso 1 e esse efeito é bastante positivo.

Muitos dos trocadores de calor que visam recuperação energética operam em subsistemas independentes, se tornando mais robustos em relação a variações do resto da planta. Um exemplo disto é o sistema de absorção - contemplado na análise pelas correntes C9 e H10.

Também é importante mencionar que vários trocadores de calor entre correntes de processo e utilidades são afetados, H1 e água de resfriamento e H13/H6 e água de resfriamento são dois exemplos. Para evitar desperdício de utilidades e manter as temperaturas em faixas adequadas, malhas de controle nestes equipamentos podem ser adicionadas.

6.5 Lista de Correntes para o Caso 1 e Simulação da Rede

Como já foi mencionado, as correntes C1, C2, C5, H1 e H6 são alteradas conjuntamente com as mudanças que ocorrem no extrator. A Tabela 29 apresenta a nova lista de correntes. Em negrito estão as correntes influenciadas pelo extrator.

Tabela 29: Lista de Correntes do Caso 1

Descrição das Correntes	Ts (°C)	Tt (°C)	Calor (kcal/h)	mCp (kcal/h°C)	hg (kcal/m ² .°C.h)
Hexano p/ Extrator HEXA - C1	40	55	244,200	16,280	300
Miscela do Extrator MIS - C2	45	46	407,523	313,479	200
	46	47	319,013	265,844	200
	47	49	217,925	121,069	200
	49	52	162,612	60,227	200
	52	57	136,039	26,674	200
	57	70	145,523	11,281	200
	70	90	127,003	6,287	200
Óleo para "Stripper" STR - C3	90	105	73,287	4,919	112
Óleo para Secador SEC - C4	70	90	84,828	4,241	112
Vapores de Hexano Flash FLA - C5	98	135	2,062,031	55,882	80
Vapor Superaquecido SUP - C6	112	170	16,217	280	55
Água para o Fervedor FER - C7	80	85	25,000	5,000	1131
Água do Decantador + "makeup" DEC - C8	30	85	275,000	5,000	1131
Óleo mineral para o "Stripper" MIN - C9	55	90	195,905	5,597	112
Vapores Hexano a Vácuo DES - H1	50	43	54,052	7,949	270
	43	43	1,438,280	2,876,560	270
Vapores Hexano Úmidos a Vácuo STP - H2	100	72	10,339	369	270
	72	40	271,452	8,483	270
Óleo para Degomagem OLE - H5	100	70	127,125	4,238	112
Vapores de Hexano Atmosféricos FLA - H6	98	71	130,656	4,821	270
	71	62	1,304,752	144,972	270
	62	40	206,218	9,374	270
Vapores Hexano e Água DS DS - H7	90	75	9,222	615	90
	75	40	449,905	12,854	90
Óleo Mineral para Absorção MIN - H10	90	40	258,499	5,170	112
Óleo Quente RES - H12	90	40	202,562	4,051	112
Mistura dos Ejetores MIS - H13	94	40	573,530	10,621	250

A seguir segue o diagrama de grade da simulação do Caso 1.

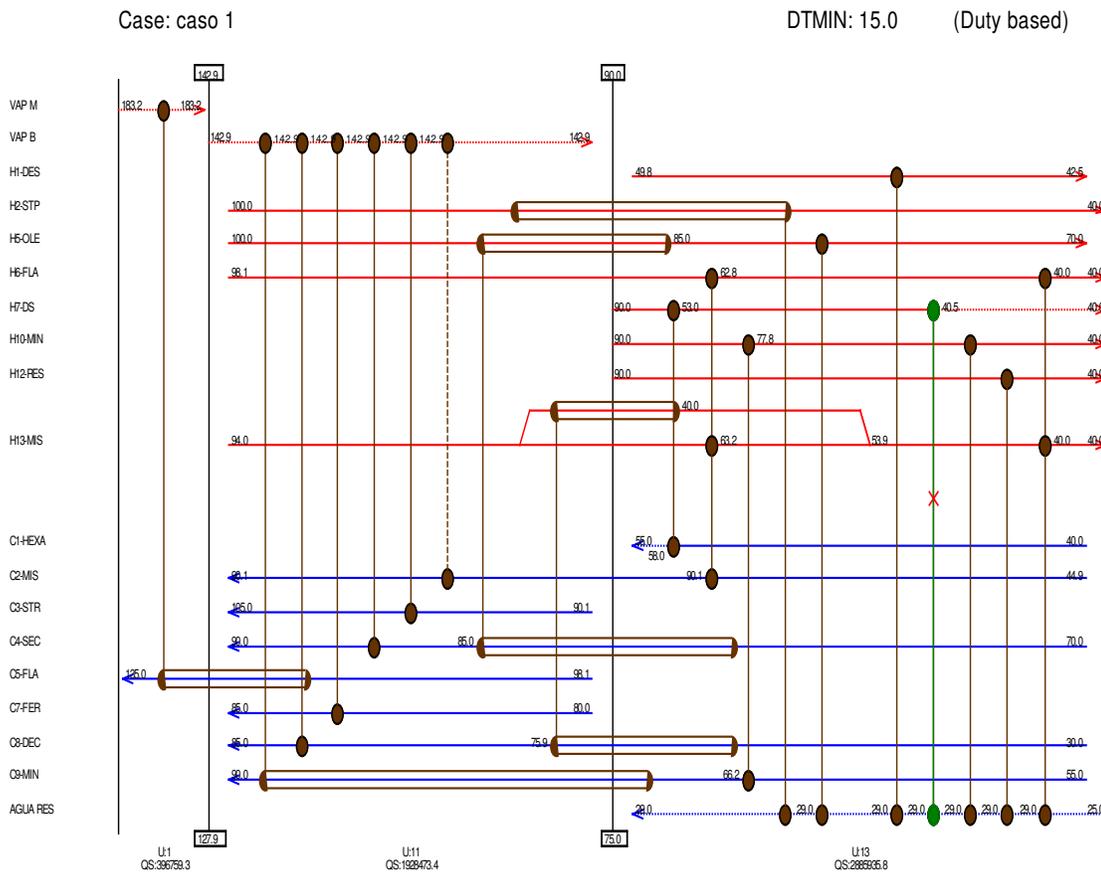


Figura 63: Diagrama do Caso 1

Nota-se que o evaporador entre C2 e vapor de água de baixa pressão está pontilhado, isto ocorre porque todo o serviço necessário para evaporar o hexano de C2 é realizado pelo equipamento a montante, o evaporador H6/H13/C2.

A corrente H7 também está pontilhada, isto ocorre porque com esta nova configuração, mantendo-se as áreas de troca térmica, não se consegue resfriar essa corrente até 40 °C, que é a sua temperatura final. A temperatura atingida é 40,5 °C, não há problemas maiores com esta violação.

A corrente C1 também está pontilhada, isto ocorre porque a sua temperatura final excede o estabelecido na tabela de correntes - 55 °C. No entanto, conforme demonstrado na Tabela 2 do Capítulo 2, um acréscimo com a magnitude de 3 °C, não prejudica o processo.

Na Tabela 30, são descritas as principais modificações com as correntes que foram afetadas pelo Caso 1.

Tabela 30: Resultados do Caso 1

Descrição da Corrente	Ts (°C)	Tt (°C)	Taxa Mássica (kg/h)	Modificações
Vapores de hexano da evaporação	Sobe para 49,8 °C	Não há mudanças	Reduz para 18091 kg/h	Adicionar controle de vazão de água de resfriamento evitar desperdício de AR
Vapores de hexano evaporados no Flash	Sobe para 98,1 °C	Não há mudanças	Reduz para 11215 kg/h	Adicionar controle de vazão de água de resfriamento evitar desperdício de AR
Vapores de hexano úmidos evaporados no DS	Não muda	Não atinge Tt. Sobe para 40,5 °C	Não muda	-
Vapores a jusante dos ejetores	Não muda	Não há mudanças	Não muda	Adicionar controle de vazão de água de resfriamento evitar desperdício de AR
Hexano puro para o extrator	Não muda	Sobe para 58 °C	Reduz para 29600 kg/h	-
Miscela do extrator	Sobe para 44,9 °C	Não há mudanças	Reduz para 26261 kg/h	Adicionar malha de controle no segundo evaporador para evitar temperatura alta.
Vapores de hexano superaquecidos recirculando no Flash	Sobe para 98,1 °C	Não há mudanças	Não muda	Adicionar malha de controle no segundo evaporador para evitar temperatura alta.

Aplicando o Caso 1 surge a necessidade de algumas malhas de controle na ponta de rede, elas manterão as temperaturas finais dentro das faixas especificadas. No caso dos condensadores, a instalação de malhas de controle é menos importante, em caso de ausência, o efeito negativo é o consumo desnecessário de água de resfriamento. O custo da água de resfriamento é bem menor que o do vapor, e os sistemas de controle relacionados são mais caros. São muito raras as plantas de extração que possuem este tipo de sofisticação.

O aumento da temperatura final de C1 para 58 °C traz benefícios ao processo. Segundo o que foi descrito no capítulo 2, a eficiência de extração melhora com o aumento da temperatura.

Caso a planta possa operar em estado estacionário sem perda de rendimentos haverá uma considerável redução no consumo das utilidades. No caso de H1 haverá uma redução no consumo de água de resfriamento de 95292 kg/h, no caso de H6 a economia será de 38084 kg/h de água de resfriamento, já em H13 acontece o efeito inverso, em função da redução das vazões das correntes C2 e H6 houve um pequeno aumento no consumo de água de resfriamento – 1859 kg/h. No caso das correntes frias há uma redução de consumo de vapor em C2 e C5 – respectivamente 159 kg/h e 442 kg/h.

É importante mencionar que a rede se mostrou bastante robusta ao Caso 1, ou seja, não há qualquer inconveniente em operar a planta com concentrações menores de hexano no farelo e maiores na miscela.

6.6 Tabelas de Sensibilidade

O método das tabelas de sensibilidade foi desenvolvido para apresentar, através de tabelas, quais são os trocadores de calor que governam a flexibilidade da rede e com que intensidade isto ocorre.

Este item não tem por objetivo aplicar completamente a metodologia das tabelas de sensibilidade para toda a rede, mas sim mostrar as suas potencialidades.

As tabelas de sensibilidade serão aplicadas para algumas correntes que não foram envolvidas pelo Caso 1 por se tratarem de subsistemas independentes.

As correntes escolhidas são H5 e H10, essas têm mCp linear não segmentado e constituem subsistemas importantes. O primeiro interfere na degomagem e especificação do óleo e o segundo, na recuperação de hexano contido no ar, última barreira à emissão atmosférica do solvente.

É necessário fazer uma consideração a mais a respeito da interferência da corrente H5 na corrente C4 e da corrente H10 na corrente C9. Observando o Fluxograma do Capítulo 3, na Figura 8, nota-se que em ambos os casos tratam-se das mesmas correntes (C9 e H10 são a mesma corrente de óleo mineral e H5 e C4 são a mesma corrente de óleo de soja) em momentos sucessivos do processo. Sendo assim, ao aumentar-se a taxa mássica e a temperatura de H5, aumenta-se também na corrente C4. No caso do par C9 e H10, apenas a variação da taxa mássica de H10 será propagada para C9, a temperatura poderá ser alterada pela transferência de massa nas colunas de absorção e de "stripper" que não foram simuladas neste trabalho.

O primeiro passo para o cálculo das Tabelas de Sensibilidade é identificar e numerar as temperaturas da rede. A Figura 64 mostra a numeração das temperaturas da rede. Os ejetores são somados em uma única corrente.

Tabela 31: Tabela de sensibilidade para variações de temperatura da corrente H5.

Temperaturas da Rede	Variações ocasionadas por 1 °C em H5
T3	0,79
T4	0,59
T19	0,79
T20	0,73

Tabela 32: Tabela de sensibilidade para variações de temperatura da corrente H10.

Temperaturas da Rede	Variações ocasionadas por 1 °C em H10
T9	0,65
T25	0,32
T10	0,17
T26	0,22

Nota-se que em ambos os casos a rede atenua a variação de temperatura introduzida por distúrbios causados em H5 e H10. Na pior das hipóteses, uma variação de 1 °C pode levar a variações de 0,8 °C (H5 para T3 e T19). Em alguns casos uma variação de 10 °C pode se tornar quase despercebida pela rede (H10 para T10 e T26). Este efeito atenuador é bastante benéfico.

A Tabela 33 mostra a tabela de sensibilidade para variações de taxa mássica e/ou calor específico para H5.

Tabela 33: Tabela de sensibilidade para variações de taxa mássica ou Cp de H5.

mCpH5	-40%	-30%	-20%	-10%	10%	20%	30%	40%
T3	-14.26	-9.49	-5.64	-2.52	2.06	3.76	5.17	6.35
T4*	-16.55	-11.51	-7.06	-3.25	2.79	5.19	7.26	9.07
T19	-2.40	-2.02	-1.43	-0.73	0.73	1.43	2.10	2.73
T20*	1.04	0.24	-0.09	-0.13	0.23	0.52	0.84	1.17

As temperaturas T3 e T4, que fazem parte da rede de influencia de H5, são temperaturas de correntes quentes, sendo assim, quanto menor forem os seus valores, menor

será o consumo de água de resfriamento. O efeito inverso é observado nas temperaturas de correntes frias.

As temperaturas T4 e T20 estão sinalizadas com um asterisco porque estão na ponta da rede. A rigor, apenas o efeito das pontas de rede é importante para o processo, elementos finais de controle deverão ser instalados nestes pontos para que as variações possam ser corrigidas, mantendo as temperaturas finais dentro de faixas aceitáveis.

Caso haja variação de até 5 °C somada com variações de vazão da ordem de 20% teríamos os seguintes resultados:

Tabela 34: Resultados de variações de 20 % na taxa mássica e 5 °C para H5.

Condições	-20% e -5oC	-20% e +5oC	+20% e -5oC	+20% e +5oC
T3	-9.59	-1.69	-0.19	7.71
T4*	-10.01	-4.11	2.24	8.14
T19	-5.38	2.52	-2.52	5.38
T20*	-3.74	3.56	-3.13	4.17

A temperatura T4 é bastante sensível as variações de temperatura e de vazão de H5. É fundamental que haja uma malha de controle no trocador de calor com água de resfriamento para que a operação de centrifugação seja efetuada com qualidade.

A temperatura T20 é muito mais robusta a oscilações, tanto na temperatura quanto na vazão de H5. Mesmo com variações de 20% na vazão e 5 °C na temperatura de H5 a variação de T20 não ultrapassa 5 °C. Sendo assim, se não fosse o aspecto de economia de utilidades não haveria nem necessidade de malha de controle para manter a temperatura em 90 °C, raramente o processo teria variações desta grandeza. Com a adição de uma malha de controle em T4, T20 fica ainda mais estável.

Tabela 35: Tabela de sensibilidade para variações de taxa mássica ou Cp de H10.

mCp H10	-40%	-30%	-20%	-10%	10%	20%	30%	40%
T9	-4.41	-3.03	-1.87	-0.87	0.76	1.43	2.02	2.56
T25	4.08	2.80	1.73	0.80	-0.70	-1.32	-1.87	-2.36
T10*	-8.74	-6.55	-4.32	-2.12	2.03	3.95	5.76	7.46
T26*	13.78	9.42	5.77	2.66	-2.31	-4.34	-6.13	-7.72

As temperaturas T9 e T10 fazem parte de correntes quentes, T25 e T26 são temperaturas de correntes frias. O mesmo efeito observado nos comentários da tabela de sensibilidade de H5 valem para estas temperaturas.

As temperaturas T10 e T26 estão sinalizadas com um asterisco porque estão na ponta da rede. A rigor apenas o efeito das pontas de rede é importante para o processo, elementos

finais de controle deverão ser instalados nestes pontos para que as variações possam ser corrigidas, mantendo as temperaturas finais dentro de faixas aceitáveis.

Caso haja variação de até 5 °C somada com variações de vazão da ordem de 20% teríamos os seguintes resultados:

Tabela 36: Resultados de variações de 20 % na taxa mássica e 5 °C para H10.

Condições	-20% e -5oC	-20% e +5oC	+20% e -5oC	+20% e +5oC
T9	-5.12	1.38	-1.82	4.68
T25	0.13	3.33	-2.92	0.28
T10*	-5.17	-3.47	3.10	4.80
T26*	4.67	6.87	-5.44	-3.24

As variações apresentadas são bastante relevantes, incrementos ou reduções da ordem de 5 °C principalmente em T10 podem ser particularmente malélicas ao processo. Por outro lado, variações de taxa mássica de 20% nestas correntes são muito raras pois se trata de um sistema em circuito fechado de óleo mineral sem interferência do resto da planta e sob controle do operador. Mesmo assim, recomendam-se malhas de controle na água de resfriamento e no vapor.

6.7 Considerações finais

A rede configurada no Capítulo 5 é flexível às etapas da posta em marcha, à redução de concentração de hexano no farelo e ao aumento de óleo na miscela desde que algumas alterações sejam feitas.

No nivelamento do extrator é desejável que o hexano seja aquecido a 55 °C porém a corrente que presta este serviço ao processo não está disponível na posta em marcha, sendo assim, recomenda-se a instalação de um bocal para injeção de vapor de baixa pressão na camisa deste equipamento apenas para o início da operação.

Na posta em marcha, a corrente C2 não tem H6 que é a fonte quente mais energética do primeiro evaporador. Para compensar esta ausência, se faz necessário a instalação de um novo bocal de vapor de baixa pressão no primeiro evaporador que servirá para compensar a falta de energia.

A Corrente H7 pode não condensar completamente na parada da planta já que a Corrente C1 é interrompida antes. A solução proposta é manter o bombeamento de hexano para o extrator na vazão necessária para condensar a corrente H7 remanescente na parada.

O Caso 1 mostra que algumas malhas de controle são importantes para a estabilidade do processo em caso de mudança de condições operacionais do extrator. Controle do vapor de baixa injetado no segundo evaporador para controlar o aumento ou a redução de vazão ou temperatura da miscela e o controle de vazão de vapor de média no aquecedor de hexano superaquecido no Tubo Flash são as mais importantes.

Outros pontos de controle foram evidenciados no Caso 1, água de resfriamento nos condensadores de H1, H6 e H13. Porém, tratam-se de sistemas mais caros, de benefício menor, visto que a água de resfriamento é uma utilidade com custo bem menor do que o vapor, e sem prejuízo para o processo - quanto mais frios forem os vapores de hexano, melhor é a eficiência da coluna de absorção, e, portanto, maior é a recuperação de hexano.

A rigor, todas outras pontas de rede podem ter malhas de controle. C7, C9 e C4 são exemplos de correntes frias que podem receber malhas de controle, reduzir consumo de vapor e manter estabilidade do processo.

Capítulo 7

Conclusões e Sugestões

O presente trabalho sintetizou uma rede de trocadores de calor para recuperação de energia no processo de produção de farelo branco, utilizando o método do ponto de estrangulamento. Este capítulo apresenta as principais conclusões deste trabalho.

7.1 Conclusões

A aplicação da metodologia do ponto de estrangulamento na integração energética da fábrica de farelo branco confirmou a facilidade de aplicação do método e a clareza com que as relações de compromisso entre investimento e custos operacionais são manipuladas. A interação do engenheiro de processo com o método é intensa em todas as suas etapas, é ele quem define:

- 1) as restrições do problema - layout, segurança, controle, etc;
- 2) todas as conexões entre as correntes quentes e frias para formar trocadores de calor;
- 3) as características dos trocadores de calor em cada conexão;
- 4) as divisões de correntes que precisam ser feitas;
- 5) se as regras da metodologia do ponto de estrangulamento serão seguidos ou não em cada uma das conexões;
- 6) cada uma das simplificações na etapa de evolução da rede.

Isto faz com que a solução obtida dificilmente resulte em uma rede desassociada da realidade do processo, pois está baseada intrinsecamente na experiência do engenheiro. A sistemática, baseada em conceitos termodinâmicos e em heurísticas, é bastante poderosa e poupa muito tempo dos técnicos responsáveis pela recuperação de energia em qualquer desenvolvimento de processo.

A fábrica de produção de farelo branco é muito similar às plantas tradicionais de esmagamento de soja, no entanto, tem diferenças significativas, como por exemplo a dessolventização do farelo branco. Não foram encontrados estudos específicos na literatura descrevendo as recuperações de energia em plantas industriais produtoras de farelo branco. Com base nas recuperações energéticas empregadas no processo de esmagamento tradicional o Capítulo 5 deste trabalho sintetizou a rede que simboliza o estado da arte de recuperação energética neste processo - Rede Padrão. Os resultados de consumo de utilidade desta rede constituída basicamente por analogia com o processo tradicional de esmagamento de soja são adequados às expectativas.

A grande maioria dos artigos publicada não manipula situações reais, e, em função disto, não se deparam com uma série de detalhes que dificultam a obtenção de uma solução viável em uma instalação industrial. O Capítulo 3 mostra a formulação do problema que basicamente lida com todos estes inconvenientes. A definição do escopo, ou seja, a escolha das correntes que farão parte do problema, bem como a sua formatação, é parte importante do processo. Nesta etapa, a segmentação das correntes se destaca como ponto essencial para a produção de um resultado aceitável. Normalmente quando correntes multicomponentes trocam de fase, a relação entre a variação de entalpia e variação de temperatura não é linear, e portanto, requer segmentação em trechos lineares para poder ser resolvida pela metodologia do ponto de estrangulamento com razoável precisão. Sem este cuidado, os resultados obtidos podem não refletir a realidade do processo industrial. No Capítulo 3 fica bastante claro quais correntes foram consideradas lineares e quais foram segmentadas.

Boa parte das pesquisas realizada no campo da conservação de energia ocorre na Europa e nos Estados Unidos. Estes pesquisadores utilizam números básicos para custo de trocadores de calor, de vapor, de água de resfriamento, entre outros, sendo muito distantes da realidade brasileira. Em muitos casos estes valores são tão distintos que não podem servir nem para a comparação grosseira. Sem dados brasileiros os resultados obtidos têm pouco valor. Por exemplo, o valor da diferença de temperatura mínima admissível (ΔT mín.) varia com a natureza do problema, o custo de investimento e os custos de utilidades. Sendo assim, o mesmo problema pode ter ΔT mín. diferente no Brasil e nos EUA, resultando em redes finais diferentes também. Outro fator importante nesta análise é a taxa de juros, que está ligada a taxa de atratividade. Quanto mais alta é a taxa de atratividade mais difícil será a viabilidade da rede de trocadores de calor. Sendo assim, países onde a taxa de atratividade é muito alta e o custo de utilidades é baixo tendem a ter sistemas de recuperação de calor mais simples. Este trabalho foi vinculado estritamente a situação brasileira.

Como explica o capítulo 5, a faixa de diferenças mínimas admissíveis estudadas para este processo foi limitada de 1 a 15 °C. Isto ocorreu, por conta da temperatura de água de resfriamento disponível – mínimo 25 °C – e das correntes que precisam ser resfriadas até 40 °C. Ao observar o gráfico da Figura 35, nota-se que se houvesse um “range” maior, provavelmente, a temperatura mínima admissível otimizada seria maior. Uma forma de operar com ΔT mínimos maiores sem prejudicar as correntes que precisam ser resfriadas a 40 °C seria a divisão do problema em dois subproblemas com ΔT mínimos distintos, mantendo as pontas de rede das correntes quentes operando com ΔT mínimo de 15 °C.

Como já foi mencionado, o processo de extração foi amplamente desenvolvido por muitos engenheiros experientes durante várias décadas, mesmo assim, como mostra o Capítulo 5, os resultados obtidos pela rede evoluída são melhores do que o da Rede Padrão. O

Capítulo 5 mostra este ganho na Rede Evoluída. Foi obtida uma redução nos gastos com utilidades de 58000 MUS\$ anuais. Porém, o VPL da rede em cinco anos é marginal em função do investimento necessário e da taxa de atratividade empregada - que é muito alta em países em desenvolvimento como o Brasil.

Mesmo apresentando resultados modestos, este estudo mostra claramente as capacidades do método, pois, como já mencionado, o exemplo analisado trata-se de um processo bastante maduro com mais de cinqüenta anos de existência, e mesmo assim, a rede sintetizada com a metodologia do ponto de estrangulamento apresenta resultados melhores do que o estado da arte.

A definição do valor presente líquido (VPL) é mais apropriada para avaliar projetos do que o conceito de custo total anualizado (TAC), quer seja pela maneira com que corrige os gastos através de uma taxa de atratividade, quer seja pelo fato de o desembolso em equipamento ser realizado no início do empreendimento - e não diluído ao longo dos anos usando o artifício da depreciação. Este trabalho desenvolve uma técnica para utilizar o valor presente líquido como critério para definição da ΔT mín. Mostra também que existe uma diferença bastante significativa quando o VPL é utilizado para a definição do ΔT mín. ao invés do TAC.

Neste trabalho, ao utilizar-se o VPL para o cálculo de viabilidade da rede, considerou-se que o investimento seria feito no início do projeto – supostamente com capital próprio da empresa. Este critério foi escolhido por conta do baixo investimento relacionado com o exemplo em questão. Na hipótese mais onerosa a empresa investiria 1.140.948 US\$, incluindo equipamentos e mão-de-obra para instalação – Tabela 23. O item 5.4 (Otimização da diferença mínima de temperatura) discute este critério. Em contrapartida, muitas vezes é necessário captar recursos de bancos de investimento ao invés da utilização de capital próprio, nesta situação haveria necessidade de incluir na análise os juros cobrados pela instituição financeira ao longo do tempo de acordo com o contrato de financiamento. Neste caso, a viabilidade de qualquer rede diminuirá.

A flexibilidade da rede evoluída foi avaliada segundo “downstream paths”, simulação e tabelas de sensibilidade. Estas metodologias demonstraram que a rede evoluída, além de econômica, é robusta na posta em marcha, quando há concentração de miscela no extrator e no momento em existem modificações de temperatura e vazão de algumas correntes lineares.

É importante ressaltar também que este estudo não contempla a avaliação da possibilidade de redução da capacidade das caldeiras e torres de resfriamento que geram decréscimo no capital investido na planta como um todo. A tendência é que redes mais sofisticadas, isto é, com maior número de trocadores de calor e controle associado se viabilizem caso esta análise mais abrangente seja feita.

Por fim, é muito claro que há grandes vantagens na aplicação de uma sistemática no projeto de uma rede de recuperação energética. O método do ponto de estrangulamento é uma das alternativas mais empregadas no mundo por conta de sua praticidade, flexibilidade e do histórico de resultados obtidos. Este trabalho mostra que mesmo quando aplicado em um processo bastante desenvolvido o Método do Ponto de Estrangulamento pode trazer benefícios econômicos vinculados a redução do gasto com utilidades. Se isto é verdade para

processos maduros, o potencial para aplicação da metodologia em processo menos estudados é fantástico.

7.2 Sugestões para novos trabalhos

São muitas as sugestões para novos trabalhos associados à recuperação energética:

Reaproveitamento de equipamentos usados - A rede com máxima recuperação de energia consome 40000 US\$ a menos por ano em vapor e água de resfriamento, porém, o investimento adicional necessário é alto demais para viabilizar esta redução. No entanto, se fossem empregados trocadores de calor usados, com custo de aquisição menor, boa parte desta economia poderia ser viabilizada. Este pequeno exemplo serve para mostrar que a busca de alternativas para reduzir o investimento em redes de trocadores de calor pode contribuir muito para a viabilização da rede de máxima recuperação de energia.

Metodologia para Adequação de Instalações Existentes - No parque industrial brasileiro, existem muitas fábricas que estão carentes de estudos de recuperação energética. A sistemática abordada neste trabalho auxilia e fundamenta estudos em instalações existentes, mas não foi desenvolvida especificamente para lidar esta situação. Para endereçar o problema de adequação de uma unidade existente com todas as condições de contorno associadas a este cenário – “layout”, geometria de equipamentos existentes, aproveitamento de equipamentos usados - é necessário que outras técnicas sejam utilizadas também. O estudo de adequação de plantas existentes é denominado na literatura internacional como “Retrofit” e é também um tema bastante rico para próximos estudos.

Análise Integrada com a Planta de Utilidades - A aplicação de métodos que compreendam não só a recuperação de calor nas plantas de processo mas também nas utilidades - incluindo no escopo investimento em caldeiras, torres de resfriamento e sistema de produção de água gelada - abre caminho para viabilização de redes mais elaboradas e mais econômicas, pois contabiliza a redução de investimento em utilidades.

Métodos Numéricos - O método do ponto de estrangulamento é baseado na termodinâmica e em heurísticas, mas apesar de todas as suas vantagens, não garante a obtenção da solução ótima do problema. As metodologias numéricas também são bem exploradas na literatura, têm suas próprias particularidades e dificuldades. Métodos Matemáticos Seqüenciais e Simultâneos podem produzir soluções mais econômicas e com maior qualidade, e têm sido foco dos estudos mais avançados neste tema nos últimos anos.

Apêndice A

Cálculo do equilíbrio de fases para a mistura hexano, água e ar

Abordagem Φ - γ

Foi utilizada a abordagem Φ - γ que trata o equilíbrio na fase líquida com o coeficiente de atividade. Para resolver o coeficiente de atividade utilizou-se o modelo de Van Laar. Para a fase vapor foi considerado adequado o modelo dos gases ideais. As equações e considerações são explicitadas abaixo.

Como o ponto de azeótropo da mistura é conhecido (61,7°C a 5% w/w de água) os parâmetros binários da equação de Van Laar puderam ser obtidos da seguinte forma:

Equação da abordagem Φ - γ para o equilíbrio líquido e vapor

Fazendo-se uma simplificação para gás ideal, onde:

$$\hat{\phi}_i = \phi_i^{Sat} = 1$$

Tem-se:

$$P \times y_i = \gamma_i \times P_i^{Sat} \times x_i$$

No azeótropo tem-se a seguinte igualdade:

$$y_i = x_i$$

Conseqüentemente:

$$\frac{P}{P_i^{Sat}} = \gamma_i$$

$$\ln \left(\frac{P}{P_i^{Sat}} \right) = \ln \gamma_i$$

Equações do Coeficiente de atividade seguindo o modelo de Van Laar para uma mistura binária dos componentes 1 e 2.

$$\ln \gamma_1 = A_{12} \times \left(\frac{A_{21} \times x_2}{A_{12} \times x_1 + A_{21} \times x_2} \right)^2$$

$$\ln \gamma_2 = A_{21} \times \left(\frac{A_{12} \times x_1}{A_{12} \times x_1 + A_{21} \times x_2} \right)^2$$

Assim sendo com a pressão de operação, a temperatura e a composição do azeótropo podem-se encontrar os parâmetros binários de Van Laar – A12 e A21.

De posse dos parâmetros de Van Laar e da metodologia Φ - γ obtém-se os pontos de bolha e orvalho – não há razão para descrever-se neste trabalho o modelo Φ - γ pois ele é amplamente discutido em livros tradicionais de termodinâmica e engenharia química.

A presença de um gás incondensável reduz o ponto de orvalho. Este efeito pode ser explicado pela relação entre as Leis de Dalton e Raoult aplicadas para soluções ideais.

$$P_1 = y_1 \cdot P \text{ (Dalton)}$$

$$P_1 = x_1 \cdot P_1^0 \text{ (Raoult)}$$

Sendo que:

P_1 - Pressão parcial do componente 1;

y_1 - fração molar do componente 1 na fase vapor;

x_1 - fração molar do componente 1 na fase líquida;

P - Pressão total do sistema;

P^o_1 - Pressão de vapor do componente 1 na temperatura do sistema;

Sabendo a composição da fase vapor e a pressão total do sistema e com a certeza que para uma solução binária onde um dos componentes é um incondensável, x_1 é sempre unitária, a pressão parcial equivale à pressão de vapor. Sendo assim, a temperatura do ponto de orvalho é a temperatura de saturação do vapor correspondente a pressão parcial calculada pela Lei de Dalton.

A mesma formulação da mistura binária (vapor e incondensável) foi utilizada para a mistura de vapores e ar existente em alguns condensadores. Além do hexano e da água, o ar faz parte da mistura a ser condensada. Como o ar não condensa, os pontos de bolha e de orvalho foram calculados considerando a pressão total do sistema como sendo a soma das pressões parciais da água e do hexano, excetuando os moles do ar.

Cada uma destas correntes será interpretada da seguinte forma:

- 1) Através da metodologia Φ - γ obtém-se a temperatura de saturação da mistura;
- 2) Divide-se a corrente em duas etapas dessuperaquecimento e condensação, sendo que o divisor de águas é temperatura de saturação;
- 3) Na primeira etapa apenas calor sensível é trocado;
- 4) Na segunda etapa ocorre a condensação com temperatura decrescente até 40 °C - considera-se para esta etapa mCp constante.
- 5) A composição das correntes a jusante dos condensadores é estabelecida pelo artigo de HORSMAN (1982).

Apêndice B

Históricos relacionados com o trabalho

Estudo de redes de trocadores de calor

O desenvolvimento do estudo das redes de trocadores de calor passou, ao longo destes anos, por inúmeros marcos que contribuíram para o desenvolvimento desta ferramenta.

Pioneiros

O primeiro autor que escreveu um artigo a respeito de redes de trocadores foi Ten Broeck, em 1944 (BROECK apud FURMAN e SAHINIDIS, 2001). Outro autor, que é considerado como um pioneiro neste campo, é o professor Rudd juntamente com seus colaboradores da Universidade de Wisconsin (RUDD apud GUNDERSEN e NAESS, 1988).

Hohmann e Lockhart

Muitos autores reconhecem a importância do trabalho inovador feito por Hohmann e Lockhart que contribuiu muito para o desenvolvimento dos métodos evolutivos (CIRIC e FLOUDAS 1989; GUNDERSEN e NAESS, 1988; FURMAN e SAHINIDIS, 2001; CIRIC e FLOUDAS, 1991).

Os trabalhos de Hohmann foram os primeiros a fazer uso da expressão $(N-1)$ que define o mínimo número de trocadores em uma rede. Hohmann também discutiu o efeito de “loops” e subproblemas e sua relação com o mínimo número de trocadores (GUNDERSEN e NAESS, 1988). Hohmann e Lockhart foram os primeiros a utilizar as curvas compostas e a definir a mínima demanda por utilidades quentes e frias em um processo (FURMAN e SAHINIDIS, 2001).

Ponto de Estrangulamento (“Pinch Point”)

Umeda et al e Linnhoff e Flower em 1978 identificaram de forma independente o ponto de estrangulamento do sistema (UMEDA apud GUNDERSEN e NAESS, 1988, LINNHOFF apud GUNDERSEN e NAESS, 1988). Linnhoff e Flower também introduziram nestes artigos conceitos que viriam a ser utilizados na metodologia Pinch, como a Tabela Problema. Tanto Umeda et al quanto Linnhoff e Flower utilizaram conceitos termodinâmicos para a elaboração de seus métodos, incluindo relação entre temperaturas das correntes e suas entalpias (SMITH, 1995, LINNHOFF et al., 1982, SEIDER et al., 1998)

Método do Ponto de Estrangulamento (“Pinch Design Method”)

Em 1983, Linnhoff e Hindmarsh propuseram o Método do Ponto de Estrangulamento (SEIDER et al. 1998, LINNHOFF, 1983). O problema é dividido em intervalos de temperatura das correntes frias e quentes, sempre mantendo uma mínima diferença de temperatura previamente estabelecida. Este método inclui também a determinação do ponto de estrangulamento, que é o ponto de maior restrição da rede, ou seja, o de menor gradiente de temperatura. Partindo deste ponto, a rede de trocadores deve ser formada levando em conta: recuperação de energia, custos de aquisição de trocadores, disponibilidade de gradientes de temperatura - atendendo sempre a diferença mínima de temperatura - e disponibilidade de energia.

“Transshipment Model”

No mesmo ano, PAPOULIAS e GROSSMANN (1983), da Universidade de Pittsburgh, publicaram um artigo onde tratam de redes de recuperação de calor. Neste artigo, os autores descrevem o Modelo "Transshipment" (transbordo de energia), largamente empregado em desenvolvimentos posteriores. Os autores fazem uso da programação linear para definir o mínimo custo de energia empregado em utilidades - para uma dada diferença mínima de temperatura. Após isto, resolve-se o Modelo "Transshipment" através de programação linear inteira e mista (MILP) no intuito de encontrar-se o número mínimo de trocadores de calor que atende as demandas do processo. Dividindo o problema em duas partes, procedimento típico dos Métodos de Síntese Sequencial, reduz-se o tamanho e a complexidade do problema, conforme foi observado por eles.

O artigo de Papoulias e Grossmann, juntamente com os artigos de Cerda, publicados em 1983 (CERDA apud. FURMAN e SAHINIDIS, 2001), motivaram novas tentativas de resolver o problema das redes de trocadores de calor com ferramentas mais matemáticas e sistemáticas.

Simulação Simultânea

Um dos primeiros trabalhos que trataram a simulação simultânea de redes de trocadores de calor foi o de YUAN et al., (1989) de Toulouse. Uma formulação do tipo MINLP

é apresentada e dois exemplos são resolvidos. O inconveniente do modelo é que não permite mistura ou divisão de correntes.

CIRIC e FLOUDAS, 1989, em seu artigo criticam o trabalho de Papoulias, Grossmann e Cerda. Segundo eles, a limitação destes modelos diz respeito à multiplicidade de soluções - existem normalmente várias soluções para um dado problema - e a falta de consideração em suas formulações de área de troca térmica ou outro parâmetro que possa identificar qual o custo de investimento da rede. Na prática, o projetista pode encontrar dezenas de soluções para o problema, com custos de investimento bastante distintos, sem nenhum instrumento, definido pelos autores, para a seleção do melhor arranjo.

No mesmo artigo, CIRIC e FLOUDAS enunciam os problemas associados aos métodos de projeto de redes de trocadores. O primeiro problema é associado à impossibilidade de seleção de unidades de troca, através do ponto de "pinch", quando estas causam redução significativa no custo de investimento que compensem o aumento de consumo de energia no sistema. O segundo problema é associado ao fato da seleção das unidades ser um problema com múltiplas soluções, atingindo uma mesma recuperação energética. Cada uma delas com custos de investimento diferentes. A terceira incerteza deve-se ao fato da etapa final do método ser constituída por uma programação não linear e não convexa, onde as soluções encontradas são ótimos locais. O artigo desenvolve estratégias para superar os dois últimos problemas. A técnica utilizada para superar o segundo problema é a hiperestrutura, onde todas as possibilidades de unidades de troca térmica são levadas em conta.

Em 1991, novamente, CIRIC e FLOUDAS, propuseram um método de síntese simultânea que aborda simultaneamente o consumo de utilidades, o posicionamento dos trocadores de calor e a configuração da rede. O método faz uso do Modelo "Transshipment" vinculado a hiperestrutura definida no artigo citado no parágrafo anterior.

YEE e colaboradores escreveram, em 1990, três artigos que tratam também de simulação simultânea de redes de trocadores. Na segunda parte do trabalho, eles resolvem simultaneamente o consumo de energia, número de trocadores, área de troca térmica para os trocadores e configuração da rede de recuperação de energia. Nesta formulação não é necessária a definição prévia do consumo mínimo de utilidades e nem da mínima diferença de temperatura para uma unidade de troca térmica (YEE, e GROSSMANN, 1990). O problema é dividido em estágios e não em intervalos de temperatura, como são divididos pelos demais métodos. A superestrutura proposta na primeira parte (YEE, GROSSMANN e KRAVANJA, 1990) assume mistura isotérmica, isto significa que a temperatura ao final de cada estágio é igual para uma dada corrente - especialmente importante para quando a divisão de uma corrente é necessária. Fazendo esta simplificação os autores eliminam o balanço energético não linear em torno de cada trocador e as equações de mistura de calor, também não lineares. Como resultado disto, as não linearidades do problema passam a se fazer presentes apenas na Função Objetivo. O modelo se torna bastante robusto e de resolução fácil.

Apesar dos recentes avanços em otimização ainda há um considerável trabalho a ser realizado para resolver redes de trocadores de calor de forma simultânea. Além da natureza combinatória complexa do problema há a presença de ótimos locais nestas formulações. Ainda há espaço para o desenvolvimento de formulações mais robustas e/ou de algoritmos de otimização global mais eficientes, conforme FURMAN e SAHINIDIS, 2001.

Outros empecilhos para a consolidação dos métodos de síntese simultânea são as restrições e simplificações que os pesquisadores ainda se vêem obrigados a fazer para resolver o problema. Estas simplificações incluem: mistura isotérmica, impossibilidade de divisão de correntes e inclusão de "by-pass", etc, o que, em alguns casos, dificulta a utilização desta metodologia em problemas industriais.

Síntese de Redes Flexíveis

O projeto tradicional de redes de trocadores de calor é baseado em condições operacionais fixas como vazões e temperaturas iniciais e finais. Entretanto, uma planta em seu regime operacional normal pode apresentar oscilações em todas estas variáveis. A produção varia e com ela as vazões mássicas que circulam nos equipamentos. Por conta de um distúrbio qualquer, as temperaturas entre os equipamentos também podem sofrer alteração; incrustações podem alterar os coeficientes globais de troca térmica, reduzindo as áreas para troca térmica inicialmente disponíveis nos trocadores de calor. Todas estas oscilações podem afetar a rede de trocadores de calor de forma a exceder as faixas admissíveis para as temperaturas finais, muitas vezes tornando a planta incapaz de manter seus produtos dentro de especificações ou condições de segurança mínimas para a operação. Para uma rede de trocadores de calor manter as temperaturas finais dentro de faixas aceitáveis de operação, algumas medidas precisam ser tomadas de forma a manter as temperaturas finais em faixas aceitáveis, mesmo quando a planta é submetida a distúrbios ou mudanças de carga ou produto. A literatura cita: aumento de área de alguns trocadores de calor, adições de trocadores de calor extras, "by-pass", etc. Quando, como resultado destas medidas, o processo produtivo passa a absorver uma faixa de distúrbios e variações sem prejuízo de qualidade, segurança ou produtividade, a rede de trocadores de calor é dita flexível.

Nos últimos quinze anos este tema foi estudado pela escola das heurísticas baseada em termodinâmica e pela escola que se dedica à programação matemática.

Pioneiros

Os trabalhos de MARSELLE et al. (1982) e SABOO (1984) marcaram o início do diagnóstico e estudo de redes flexíveis. Estes autores abordaram problemas genéricos de redes de trocadores de calor onde vazões e temperaturas de entrada variavam entre um limite inferior e um superior. Para resolver este problema estes autores identificaram um número de piores casos de condições operacionais e projetaram a rede de trocadores de calor para este caso crítico.

“Downstream Paths” e Tabelas de Sensitividade

KOTJABASAKIS e LINNHOFF, em 1986, publicaram um artigo que descreve duas técnicas para melhor resolver o problema das redes flexíveis. Na primeira parte do artigo apresenta os conceitos de operabilidade e “Downstream Paths”, através deles os autores conseguem identificar em que pontos variam as temperaturas quando o processo é atingido por uma perturbação - tal como mudanças de temperatura, redução da área por incrustações em trocadores de calor, mudança de vazão, etc. Com base nestes conceitos, é avaliada a flexibilidade das redes. A segunda parte do artigo mostra o conceito de tabelas de sensibilidade. A partir de um caso base, através de um balanço de energia em cada trocador de calor e variações em condições operacionais são geradas as Tabelas de Sensitividade que relacionam as temperaturas de saída com variações nas temperaturas de entrada, vazões e capacidade térmica das correntes.

A Tese de Doutorado de KOTJABASAKIS, em 1988, detalha todos os avanços neste campo.

Programação Matemática

Com o intuito de obter uma metodologia computacional para o projeto de redes flexíveis muitos autores também desenvolveram métodos utilizando Programação Linear Mista e Inteira (PLMI) e Programação Não Linear (PNL). Os primeiros a se destacarem foram FLOUDAS e GROSSMANN, que, entre 1986 e 1987, publicaram uma série de artigos que visava resolver o problema da rede flexível. Inicialmente utilizaram Programação Linear Mista e Inteira tomando por base o modelo “transshipment” para resolver plantas com múltiplas condições operacionais pré-definidas. A rede ótima foi obtida levando em conta o custo dos equipamentos e o custo de utilidades. No ano de 1987 aprimoraram esta sistemática dividindo a metodologia em duas fases completando então uma síntese completa. A primeira fase prediz a rede através da utilização de PLMI e a segunda fase configura a rede através de PNL.

Outros autores também trabalharam desenvolvendo metodologias para síntese resolução de redes flexíveis. CERDA e GALLI, em 1990, propuseram um novo método com base no diagrama cascata, PPALEXANDRI e PISTIKOPOULOS, em 1994, apresentaram uma sistemática para a síntese e adequação de redes flexíveis e controláveis, considerando síntese e flexibilidade simultaneamente usando programação matemática. TANTIMURATHA et al. (2001) propuseram um método de peneiramento e definição de objetivos para redes de trocadores de calor flexíveis projetadas para plantas novas ou adequação de existentes.s.

Apêndice C

Recuperação térmica em plantas de extração

Vários trabalhos foram publicados tratando de recuperação de energia em plantas de Extração de Óleo de Soja.

SCHUMAKER, 1993, publicou um artigo que avalia o consumo de energia em um processo completo de extração de óleo de soja - condicionamento, dessolventização de óleo e farelo, secagem e resfriamento de farelo e degomagem. Três situações foram expostas: a situação antiga - oriunda da década de 50 -, a atual para 1983 e uma futurista. Ele constrói três situações para o consumo de vapor por tonelada de semente. Na futurista, têm-se economias de vapor decorrentes da utilização de: vapores do DT para aquecimento da miscela, vapores de “flash” do DT e do secador para aquecer a miscela no segundo estágio, etc. Utilizando as observações do autor, uma planta de extração poderia consumir 177 kg de vapor / t de soja, enquanto que plantas bem operadas em 1983 consumiam de 300 a 360 kg vapor/ t de soja.

STROUP, em 1997, fez consideração a respeito do consumo de energia térmica. Segundo ele, uma planta tradicional de extração consome em torno de 273 kg vapor/t de soja, sendo aproximadamente 213 kg/t na planta de extração. O autor indica como oportunidades de melhoria para uma planta de 1200 t/d: o DTDC (Desolventizer, dryer and Cooler - redução 1083 kg vapor/h); o Tanque de Vapor de Flash (125 kg vapor/h); o Aquecedor de Hexano (449 kg vapor / h); o Trocador de Calor Óleo e Miscela (220 kg vapor/h) e o Trocador de Calor entre o Circuito do Óleo Mineral Quente e Frio (65 kg vapor/h). Todos são reaproveitamentos térmicos viáveis para uma planta de extração. Fazendo-se todas estas modificações, tem-se um consumo de 174 kg vapor/ t de soja. Este valor é muito próximo ao previsto por Schumaker, conforme citado no parágrafo anterior.

DE MARCO, 2000, publicou um artigo descrevendo todos os reaproveitamentos energéticos existentes hoje nas plantas DE SMET (Fabricante Belga de Plantas de Extração, que divide hoje a liderança do mercado Global com a Crown Iron Company). Divide os ganhos em recuperação de energia das plantas de extração de óleo em dois grandes grupos: recuperação por troca de calor (redes de trocadores de calor) e aprimoramento de equipamentos. Destaca em seu trabalho que nas etapas de extração e dessolventização do

farelo há pouco a se fazer para recuperar mais energia - a etapa de dessolventização do farelo, segundo o autor, corresponde a 72% do consumo de vapor da planta. No entanto, na dessolventização da miscela e nos circuitos auxiliares - refeedor de água, etc - há muitas oportunidades. Segundo o autor, as alternativas para recuperação são: resfriamento dos vapores provenientes do DT com a miscela vinda do extrator (economizador, 79 kg vapor/t de soja), miscela de descarga do economizador com o óleo final (3,5 kg vapor/t de soja), hexano fria e água para o decantador com o restante dos vapores do DT (3,2 kg vapor/t), óleo mineral frio com óleo mineral quente (sistema de absorção de gases, 2,1 kg vapor/t de soja) e água antes do refeedor com a água na descarga do equipamento (6 kg vapor / t de soja).

Pode-se ressaltar que os pontos descritos pelos diversos autores nos últimos 20 anos são praticamente os mesmos, e que são bem conhecidos pelos técnicos das indústrias e pelos fabricantes.

Apêndice D

Métodos de síntese utilizando programação matemática.

Síntese Seqüencial

As abordagens matemáticas para resolução de rede de trocadores de calor utilizam métodos como PL, PNL, PLMI e PNLMI para resolver partes de um problema ou o problema como um todo. Estes métodos são menos intuitivos que a abordagem Pinch, porém possibilitam automação e sistematização e, além disto, podem explorar todas as vantagens que a computação moderna oferece (BRIONES e KOKOSSIS, 1999).

Programação Linear

A programação linear é também uma alternativa para o método gráfico. Através desta metodologia é possível obter as utilidades mínimas bem como localizar o ponto de estrangulamento (SEIDER, SEADER e LEWIN, 1998).

O método inicia-se após a etapa "c", descrita no Método da Tabela do Problema. De posse das variações entálpicas em cada um dos intervalos, minimizando a utilidade quente - simbolizada pela variável Q_{steam} . A formulação fica da seguinte forma para o exemplo das Figuras 14 e 15.

Função Objetivo

Minimize Q_{steam}

Restrições

$$Q_{\text{steam}} - R_1 + 1,5 = 0$$

$$R_1 - R_2 - 6,0 = 0$$

$$R_2 - R_3 + 1,0 = 0$$

$$R_3 - R_4 - 4,0 = 0$$

$$R_4 - R_5 + 14,0 = 0$$

$$R_5 - R_6 - 2,0 = 0$$

$$R_6 - Q_w - 2,0 = 0$$

$$Q_{\text{steam}}, Q_w, R_1, R_2, R_3, R_4, R_5, R_6 \geq 0$$

Sendo que:

Q_{steam} é a demanda por utilidade quente em MW

R_i ($i= 1 \dots 6$) são os residuais de energia de cada intervalo

Q_w é a demanda por utilidade fria em MW.

Modelo “Transshipment”

O modelo “transshipment” para transferência de calor, introduzido por Papoulias e Grossmann (1983), é um método mais sistemático para a conexão de correntes. Neste modelo, as correntes quentes e utilidades quentes são entendidas como as fontes de energia que distribuem entre os intervalos de temperatura sua energia para os destinos ou sumidouros, ou seja, para os fluxos frios e utilidades frias.

Os níveis de temperatura das fontes e dos destinos estabelecem os intervalos de temperatura onde as fontes podem prover energia e, semelhantemente, onde os destinos ou sumidouros podem receber energia. Energia também pode ser conduzida pelas correntes quentes, como resíduos, para os intervalos adjacentes a uma temperatura mais baixa. Este modelo é ilustrado de forma esquemática na Figura 65.

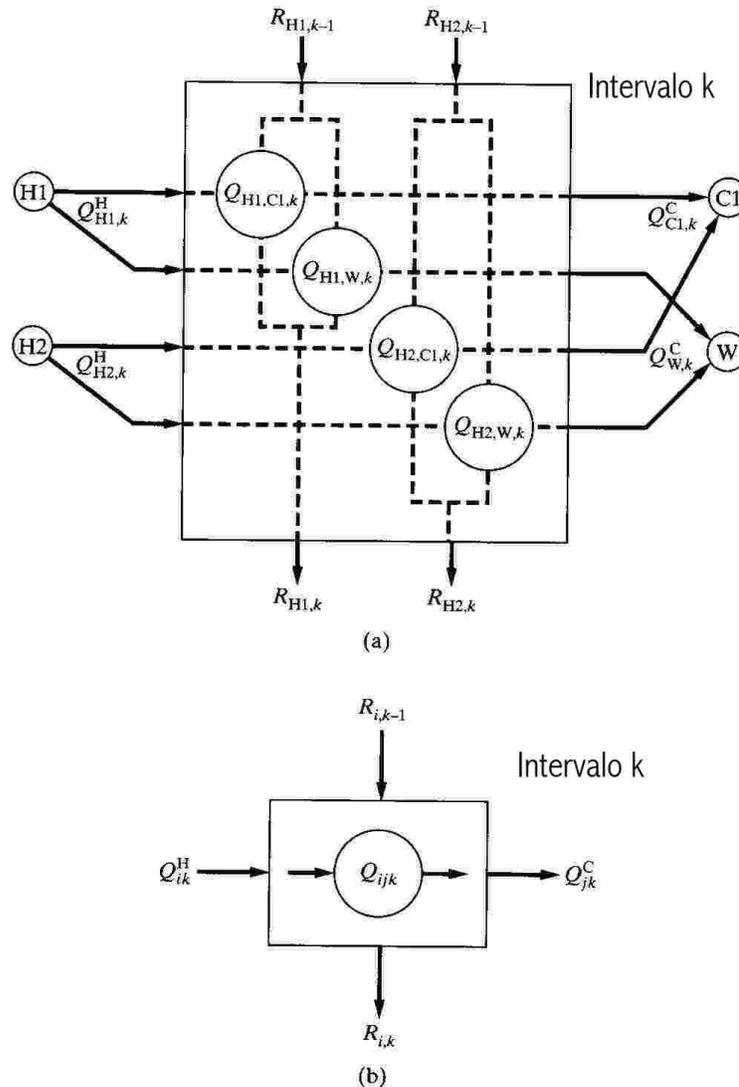


Figura 65: Modelo “Transshipment”.

Fonte: SEIDER, 1998.

Na Figura 65 os fluxos quentes, H1 e H2, trocam energia potencialmente com os fluxos frios, C₁, e água de resfriamento, W, em um intervalo, k. Como é apresentado, a energia dos fluxos quentes no intervalo k, $Q_{HH1,k}^H$ e $Q_{HH2,k}^H$ combina-se com a energia residual das correntes quentes do intervalo k - 1, $R_{H1,k-1}$ e $R_{H2,k-1}$, para ser transferida aos fluxos frios C1 e W. Caso esta energia não seja aproveitada segue para o próximo intervalo sob forma de $R_{H1,k}$ e $R_{H2,k}$. Na Figura 24 é apresentada uma superestrutura na qual todas as possíveis trocas de calor entre os fluxos quentes e os fluxos frios são apresentadas. Usando esta superestrutura, PAPOULIAS e GROSSMANN (1983) criaram um MILP que minimiza o número de conexões. Para este MILP, a Figure 24b define a nomenclatura. Então, usando esta nomenclatura, o MILP leva a forma:

$$\begin{aligned}
 & \text{Minimize} && z = \sum_i \sum_j w_{ij} y_{ij} && \text{(MILP)} \\
 & Q_{ijk}, y_{ij} \\
 & \text{ST:} \\
 & R_{ik} - R_{i,k-1} + \sum_{j \in C_k} Q_{ijk} = Q_{ik}^H && i \in H_k && k = 1, \dots, K && \text{(MILP.1)} \\
 & \sum_{i \in H_k} Q_{ijk} = Q_{jk}^C && j \in C_k && k = 1, \dots, K && \text{(MILP.2)} \\
 & \sum_k Q_{ijk} - y_{ij} U_{ij} \leq 0 && i \in H && j \in C && \text{(MILP.3)} \\
 & R_{ik} \geq 0 && Q_{ijk} \geq 0 && y_{ij} \in 0, 1 && \text{(MILP.4)} \\
 & R_{i0} = R_{iK} = 0 && && && \text{(MILP.5)}
 \end{aligned}$$

Nesta formulação, y_{ij} é uma variável binária que é igual a uma unidade, quando uma conexão existe entre o fluxo quente i e o fluxo frio j , e é zero em caso contrário. O objetivo desta formulação é minimizar o número de partidas, sendo assim, a função objetivo soma todas as conexões possíveis. Caso haja alguma conexão menos desejável, utiliza-se o fator ponderante, w_{ij} , no intuito de evitar que a otimização a escolha. As restrições (MILP.1) e (MILP.2) são os balanços de energia em cada intervalo de temperatura, onde i , o índice de fluxo quente, que pertence ao conjunto de fluxos quentes em intervalo k , H_k , e j , o índice de fluxo frio, que pertence ao conjunto de fluxos frios em intervalo k , C_k .

A restrição (MILP.3) define o calor ser transferido quando o fluxo quente i e o fluxo frio j são conectados. Claro que, quando $y_{ij} = 0$, não há nenhuma conexão. Este U_{ij} é o mínimo do calor que pode ser trocado pelo fluxo quente i [$Q_i = C_i(T_{si} - T_i)$] e pelo fluxo frio j [$Q_j = C_j(T_{sj} - T_j)$].

A restrição (MILP.4) assegura que todos os resíduos e taxas de transferência de calor são maiores ou iguais a zero e define também as variáveis binárias. Finalmente, a restrição (MILP.5) indica que os resíduos inferiores e superiores aos intervalos de temperatura são zero, e conseqüentemente todos os fluxos que trocam energia têm que ter as temperaturas dentro dos intervalos de temperatura, inclusive as utilidades quentes e frias.

Superestruturas

As superestruturas são sistemas onde várias possibilidades de reaproveitamentos térmicos são representadas simultaneamente.

É representada na Figura 66 uma típica superestrutura publicada por CIRIC e FLOUDAS (1989).

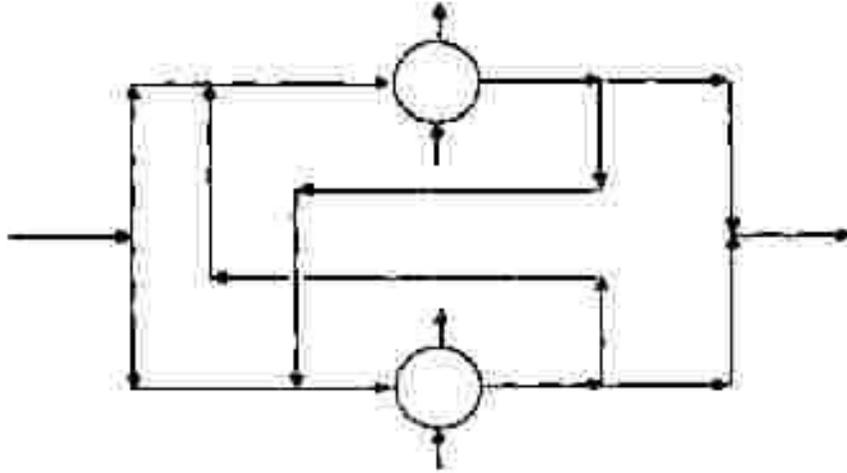


Figura 66: Superestrutura de Ciric e Floudas (1989).

Nesta estrutura, pode-se destacar alguns elementos importantes, comuns a várias superestruturas:

- 1) Divisores de Fluxo - existentes na entrada da corrente na superestrutura e na saída de cada trocador de calor;
- 2) Misturadores de Fluxo - existentes na entrada de cada trocador de calor e na saída da rede.

Estas combinações de misturadores e divisores contêm todas as alternativas de fluxo na rede.

Estruturas similares devem ser propostas para cada corrente quente e fria do processo.

YEE et al. (1990) propuseram uma superestrutura mais simples utilizando misturadores isotérmicos. Ela está exemplificada na Figura 67.

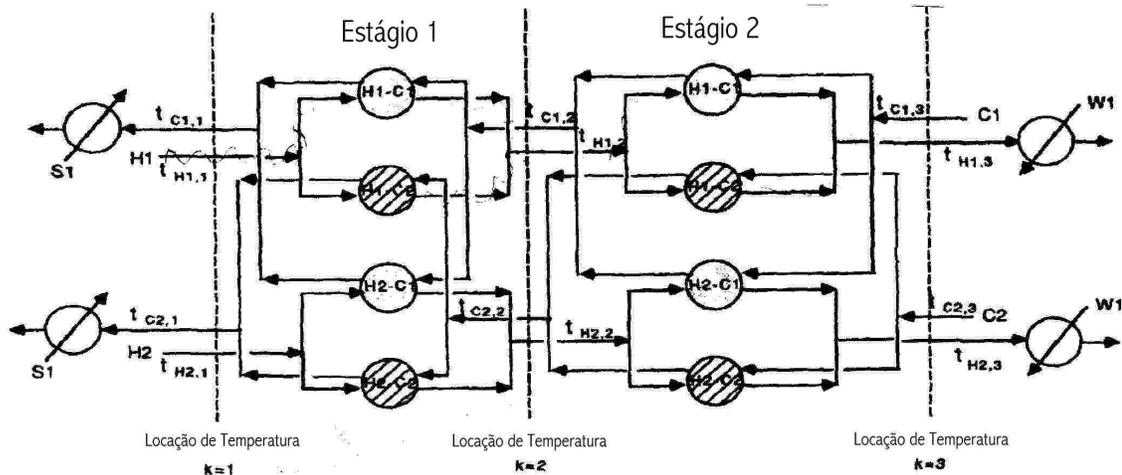


Figura 67: Superestrutura de YEE et al. (1990).

A simplificação utilizando misturadores isotérmicos especifica que a temperatura de descarga de uma corrente particular em cada trocador de calor do estágio é igual à temperatura de descarga do próprio estágio. A motivação por trás desta simplificação é que igualando estas temperaturas elimina-se o balanço térmico não linear em torno de cada trocador de calor. Eliminam-se também as equações térmicas de mistura.

Síntese Simultânea

CIRIC E FLOUDAS (1991) propuseram um método de síntese simultânea para o cálculo de redes de trocadores de calor que consiste em quatro partes. Na Figura 68 mostraram-se as quatro etapas. Em primeiro lugar, define-se se o problema possui um ponto de estrangulamento estrito – e, neste caso, mantém-se a decomposição do problema em uma região abaixo do estrangulamento e outra acima do estrangulamento - ou se possui apenas um pseudoponto de estrangulamento - neste caso é permitido que o calor flua através do estrangulamento, não há necessidade de subdivisão do problema. Em segundo lugar esta informação é utilizada para determinar como modelar os níveis de consumo de utilidades. Para um problema com pseudo-estrangulamento os níveis de consumo de utilidades podem ser tratados como variáveis independentes. Para problemas com pontos de estrangulamento estritos, no entanto, os níveis de consumo de utilidades devem ser determinados como funções da Temperatura de Recuperação de Calor (HRAT – “Heat Recovery Approach Temperature”). Em terceiro lugar, o nível de consumo de utilidades é combinado com o método “transshipment” modificado de PAPOULIAS e GROSSMANN (1983) e a Hiperestrutura de CIRIC e FLOUDAS (1991) que contém todas as possibilidades de trocas térmicas no sistema. O resultado é um problema MINLP.

A Figura 68 apresenta um diagrama que mostra o encaminhamento para a resolução dos dois problemas.

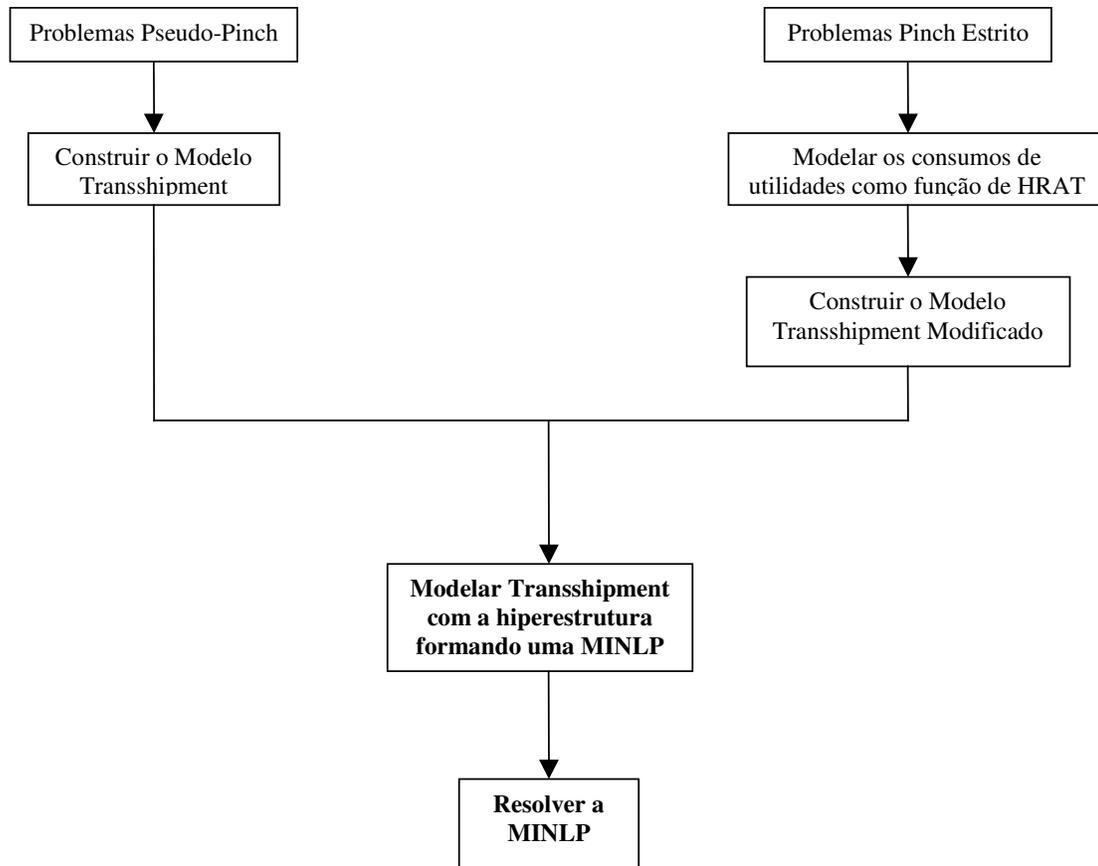


Figura 68: Simulação Simultânea de CIRIC e FLOUDAS (1991)

Os detalhes dos conceitos que são envolvidos neste método não são foco deste trabalho, mas podem ser encontrados nos artigos de CIRIC e FLOUDAS (1989 E 1991).

Em 1990, YEE e GROSSMANN propuseram também um modelo para calcular simultaneamente redes de trocadores de calor. A formulação é baseada na superestrutura apresentada na primeira parte da trilogia. Variáveis binárias são introduzidas para designar a existência de trocadores de calor na superestrutura e também para indicar custos de investimento para os trocadores de calor. O conceito de misturador isotérmico é empregado.

Referências Bibliográficas

AHMAD, S e LINNHOFF, B. (1989). “Supertargeting: Different Process Structures for Different Economics”, *J of Energy Resources Technology*, **11** (3), 131–136.

BECKER, K.W. (1971) “Distillation and solvent recovery for soybean and other oilseeds plants”. *Jornal of American Oil Chemists Society*, **48** 111 – 126.

BOLING, F. (2000) “Principios relacionados con la extracción de cáscaras de semillas oleaginosas”. *Libro de Oro de A&G - 10º Aniversario - Tomo I, Argentina* 368 – 371.

BRIONES, V. e KOKOSSIS, A.C. (1999). “Hypertargets: a conceptual programming approach for the optimization of industrial heat exchanger networks - I grassroots design and network complexity”. *Chemical Engineering Science*, **54** 519 – 539.

CARDOSO, R. (1995). “Integração energética da etapa de separação do solvente do processo de extração do óleo de soja” 62 p. *Dissertação de Mestrado, Universidade Estadual de Maringá, Maringá, Brasil.*

CERDA, J, GALLI M.R., CAMUSSI, N. e ISLA, M.A. (1990). “Synthesis of flexible heat exchanger network – I. Convex networks”. *Comp. & Chem. Eng.*, **14** (2) 197–211.

CIRIC, A.R. e FLOUDAS C.A. (1989). “Strategies for overcoming uncertainties in heat exchanger network synthesis”. *Comput. Chem. Eng.* **13** (10) 1133 – 1152.

CIRIC, A.R. e FLOUDAS C.A. (1991). “Heat exchanger network synthesis without decomposition”. *Comput. Chem. Eng.* **15** (6) 385 – 396.

DEMARCO, A. (2000). “Ahorro de energía en las plantas de extracción por solvente”. *Libro de Oro de A&G - 10º Aniversario - Tomo III, Argentina* 595 – 599.

DEPARTAMENTO TÉCNICO A&G, (2000). “Aspectos a considerar para el mejoramiento de la eficiencia en una planta de extracción por solvente”. Libro de Oro de A&G - 10° Aniversario - Tomo I, Argentina 529 – 532.

EL-HALWAGI, M. M. (1997). “Pollution prevention through process integration - systematic design tools”. Academic Press – Estados Unidos da América.

FILHO, N.C. e KOPITTKE, B.H. (1992). “Análise de Investimentos”. 5a edição. Editora Revista dos Tribunais, Brasil.

FURMAN, K.C e SAHINIDIS, N. V. (2001). “A critical review and annotated bibliography for heat exchanger network synthesis in the 20th century “. 1 - 9. Disponível em <http://archimedes.scs.uiuc.edu/papers/hensreview.pdf>. Acesso em 28/12/2001.

GONZÁLEZ, R., ANDRICH,O., SÁNCHEZ, H., DEL RÍO, M. E URQUÍA, M. (2000). “Alternativas de procesamiento industrial para el mejoramiento de la calidad en harinas de extracción de oleaginosos”. Libro de Oro de A&G - 10° Aniversario - Tomo I, Argentina 662 – 668.

GUNDERSEN, T e NAESS, L. (1988). “The synthesis of cost optimal heat exchanger networks - an industrial review of the state of the art”. Comput. Chem. Eng. **12** (6) 503 – 530.

HEIMANN, M. (2000). “Operación de molinos laminadores y control de rodillos”. Libro de Oro de A&G - 10° Aniversario - Tomo I, Argentina 387 – 400.

HORSMAN, M.G. (1982). “Operation and maintenance of mineral oil solvent recovery systems”. Oil Mill Gazetteer junho 45 – 47.

KERN, D.Q. (1980). “Processos de transmissão de calor”. Editora Guanabara Dois S.A. Rio de Janeiro - RJ

KOTJABASAKIS, E. E LINNHOFF, B. (1986). "Sensitivity tables for the design of flexible processes (1) - How much contingency in heat exchanger networks is cost-effective?" *Chem Eng Des*, **64** Maio 197–211

KOTJABASAKIS, E. (1988). "Design of flexible heat exchanger networks". Tese de Doutorado em Engenharia Química, Department of Chemical Engineering, University of Manchester Institute of Science and Technology, Grã Bretanha.

LINNHOFF, B e HINDMARSH, E. (1983). "The pinch design method for heat exchanger networks". *Chemical Engineering Science*. **38** (5) 745 – 763.

LINNHOFF, B ET AL. (1982). "A user guide on process integration for the efficient use of energy". Institution of Chemical Engineers, Reino Unido.

LINNHOFF, B e AHMAD, S. (1990) "Cost optimum heat exchanger networks - 1 Minimum energy and capital using simple models for capital cost" *Comput. Chem. Eng.* **14** (7) 729–750.

LUDWIG, E. E. (1995) "Applied process design for chemical and petrochemical plants - vol 1" Gulf Publishing Company, Inc. United States of America.

MARSELLE, D. F., MORARI, M. e RUDD, D. F. (1982) "Design of resilient processing plants – II. Design and Control of Energy Management System." *Chem. Eng. Sci.* **37** (2) , 259–270.

MÓDENES, A. N. (1995) "Síntese de redes de trocadores de calor flexíveis" Dissertação de Mestrado, Universidade Estadual de Maringá, Maringá, Brasil.

NATIONAL FIRE PROTECTION ASSOCIATION. (2001) "Standard for solvent extraction plants – NFPA 36". Estados Unidos da America.

PAPALEXANDRI, K. P. e PISTIKOPOULOS, E.N. (1994) "Synthesis of cost optimal and controllable heat exchange networks". *Chem. Eng. Res. Des.*, **72** (a), 350–356.

PAPOULIAS, S. A. e GROSSMANN, I.E. (1983) “A structural optimization approach in process synthesis - II. Heat recovery networks” *Comput. Chem. Eng.* **7** (6) 707 –721.

PERRY, R. H. et al. (1997) “Perry’s chemical engineers’ Handbook” (7th Ed) McGraw-Hill, 2.1–2.374. Estados Unidos da América.

SABOO, A. K. e MORARI, M. (1984) “Design of resiliente processing plants – IV. Some new results on heat exchanger network synthesis.” *Chem. Eng. Sci.* **39** (3), 579–592.

SCHUMAKER (1983) “Ultimate energy possibilities in conventional solvent extration” *JAOCS* **60** (2) 417 – 419.

SEIDER, W.D., SEADER, J.D. e LEWIN, D.R. (1998) “Process design principles - Synthesis, analysis end evaluation” John Wiley & Sons, Inc. Estados Unidos da América.

SHETHNA, H.K., JEZOWSKI, J.M. e CASTILLO, F.J.L. (2000) “A new methodology for simultaneous optimization of capital and operating cost targets in heat exchanger network design” *Applied Thermal Engineering*, **20** 1577 – 1587.

SIPOS, E e SZUHAI, B. (2000) “Aceite de soja Composición y propiedades físicas”. *Libro de Oro de A&G - 10° Aniversario - Tomo I* 52 – 58. Argentina.

SMITH, R. (1995) “Chemical process design” McGraw-Hill. Estados Unidos da América.

STROUP, R. L. (1997) “Ahorro de energia en la extracción del aceite - Como obtener el máximo rendimiento consumiendo el mínimo”. *Aceites e Grasas* **7** (26).

TANTIMURATHA, L., ASTERIS, G. ANTONOPOULOS, A.C. e KOKOSSIS, A.C. (2001) “A conceptual programming approach for the design of flexible HENs” *Comput. Chem. Eng.* **25** 887 – 892.

TURTON, R., Bailie,R.C., WHITING, W.B. e SHAEIWITZ, J.A. (1988) “Analysis, Synthesis and Design of Chemical Process” New Jersey Prentice Hall. Estados Unidos

YEE, T.F., GROSSMANN, I.E. e KRAVANJA, Z. (1990) “Simultaneous optimization models for heat integration - I. Area and energy targeting and modeling of multi-stream exchangers” *Comput. Chem. Eng.* **14** (10) 1151– 1164.

YEE, T.F. e GROSSMANN, I.E. (1990) “Simultaneous optimization models for heat integration - II. Heat exchanger network synthesis”. *Comput. Chem. Eng.* **14** (10) 1165 – 1184.

YUAN, X., PIBOULEAU, L. e DOMENECH, S. (1989) “Experiments in process synthesis via mixed-Integer programming”. *Chemical Engineering and Processing* 25 no 2, 99 –116.

WAN, P e HRON, R. (2000) “Solventes para la extracción de oleaginosas”. *Libro de Oro de A&G - 10º Aniversario - Tomo I*, 543 – 546. Argentina.

WELTY, J., WICKS, C e WILSON, R. (1984) “Fundamentals of momentum, heat and mass transfer”. Terceira Edição, John Wiley & Sons. Estados Unidos da América.