

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL
ESCOLA DE ENGENHARIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

**Integração energética de uma planta
petroquímica de Aromáticos através da
técnica de Sítio Total**

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

Matheus Wagner Hugenthobler

Porto Alegre

2020

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL
ESCOLA DE ENGENHARIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

Integração energética de uma planta petroquímica de Aromáticos através da técnica de Sítio Total

Matheus Wagner Hugenthobler

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

Área de concentração: Pesquisa e
Desenvolvimento de Processos

Orientador:
Prof. Dr. Marcelo Farenzena

Porto Alegre

2020

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL
ESCOLA DE ENGENHARIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

A Comissão Examinadora, abaixo assinada, aprova a Dissertação *Integração energética de uma planta petroquímica de Aromáticos através da técnica de Sítio Total*, elaborada por Matheus Wagner Hugenthobler, como requisito parcial para obtenção do Grau de Mestre em Engenharia.

Comissão Examinadora:

Prof. Dr. Edson Cordeiro do Valle

Prof. Dr. Marcelo Escobar Aragão

Prof. Dr. Argimiro Resende Secchi

Agradecimentos

Ao meu orientador, professor Marcelo, pelo auxílio, orientação e, sobretudo, pela confiança na parceria deste trabalho.

À Universidade Federal do Rio Grande do Sul, pelos conhecimentos repassados e disseminados.

A minha família e a minha namorada, pelo apoio incansável e por todo o amor dispendido durante esta trajetória.

Resumo

A eficiência energética dos processos produtivos, com foco na redução de custos e impactos ambientais, é um dos principais pilares de sustentabilidade da indústria contemporânea. Além da questão econômica, que é impulsionada pelo elevado custo da energia, há uma preocupação crescente com a escassez dos recursos naturais. Nos últimos 30 anos são inúmeros os trabalhos voltados para a utilização mais eficiente da energia nos processos industriais, com destaque especial para a área de integração energética. A partir do início da década de 80, com o surgimento da tecnologia *pinch*, o ramo da integração energética de processos se disseminou através da indústria, e evoluiu para técnicas avançadas de otimização na busca do consumo ótimo de energia. O objetivo deste trabalho foi determinar a máxima recuperação de energia possível de ser atingida em uma unidade petroquímica de Aromáticos, através do arranjo ótimo de troca térmica das correntes de processo constituintes da unidade. Para isto, foram utilizadas três abordagens distintas: avaliação do potencial de recuperação energética em cada área operacional da unidade, através da evolução das redes de trocadores de calor com o uso de métodos gráficos e heurísticos da tecnologia *pinch*; obtenção das combinações ótimas de troca térmica para a integração individual e total das áreas operacionais da unidade de Aromáticos, através da técnica de otimização sequencial com um algoritmo de Programação Linear (LP), seguido de um algoritmo de Programação Linear Inteira Mista (MILP); e por fim, a avaliação da integração energética total da unidade de Aromáticos (Sítio Total) através de um modelo de Programação Linear (LP), que considera o transbordo de energia entre blocos de áreas operacionais integrados individualmente. Assim, com a evolução das redes de trocadores de calor no cenário de integração individual das áreas operacionais, é possível atingir uma economia de 10% no consumo atual das utilidades quentes. Já para o cenário de integração total da unidade, é possível atingir uma redução de 42% no consumo atual das utilidades quentes. No entanto, como o reprojeto da rede de trocadores de calor instalada apresenta limitações físicas e operacionais, a nova rede proposta é capaz de reduzir em 33% o consumo energético atual das utilidades, considerando a possibilidade de integração entre correntes de diferentes áreas operacionais da unidade de Aromáticos.

Abstract

The energy efficiency of production processes, with a focus on reducing costs and environmental impacts, is one of the main sustainability pillars of contemporary industry. In addition to the economic issue, which is driven by the high cost of energy, there is a growing concern about the scarcity of natural resources. In the last 30 years, there have been countless works aimed at the more efficient use of energy in industrial processes, with special emphasis on the area of energy integration. Since the beginning of the 1980s, with the emergence of pinch technology that the process energy integration has spread throughout the industries, and has evolved into advanced optimization techniques in the search for optimal energy consumption. The objective of this work was to determine the maximum energy recovery possible to be achieved in an aromatic petrochemical plant, through the optimal heat exchange arrangement of the process currents that make up the unit. For this, three different approaches were used: assessment of the potential for heat recovery in each operational area of the unit, through the evolution of heat exchanger networks by graphic and heuristic methods of pinch technology; determination of the optimal combinations of heat exchange in the individual and total integration of the operational areas of the unit, through the application of sequential optimization with a Linear Programming (LP) algorithm followed by an Integer Mixed Linear Programming (MILP) algorithm; and finally, the evaluation of the energy integration between blocks of operational areas, through a Linear Programming (LP) model based on the Total Site methodology, which considers the transfer of energy between the areas already integrated individually. From the applied techniques, it was determined that, with the evolution of heat exchanger network installed, it is possible to achieve savings of 10% in hot utilities consumption, for the scenario of individual integration of the areas, and 42% in the total site integration. However, as the redesign of the heat exchanger network installed has physical and operational limitations, the new proposed network is capable of recovering 33% of the total energy currently consumed, considering the possibility of integration between the currents of different operational areas.

Sumário

Capítulo 1 - Introdução	1
Capítulo 2 - Revisão bibliográfica.....	5
2.1 Evolução da integração energética de processos.....	5
2.2 Integração total de um complexo industrial	9
Capítulo 3 - Estudo de caso	13
3.1 A planta petroquímica	13
3.2 A unidade de Aromáticos	15
3.2.1 Área de Hidrogenação de Gasolina	15
3.2.2 Área de Extração de Aromáticos	17
3.2.3 Área de Fracionamento de Aromáticos	18
3.2.4 Área de Extração de Benzeno.....	19
3.2.5 Área de Éter metil terc-butílico - MTBE.....	20
3.2.6 Área de Buteno-1	21
3.3 Correntes de processo da unidade de Aromáticos	23
3.4 Utilidades disponíveis.....	26
Capítulo 4 - Metodologias de reprojeto das redes de troca térmica.....	29
4.1 Síntese das redes de trocadores através da metodologia <i>pinch</i>	30
4.1.1 Regras e premissas para a síntese das redes	33
4.2 Determinação das combinações de troca térmica.....	36
4.2.1 O problema LP	36
4.2.2 O problema MILP.....	38
4.3 Metodologia matemática para integração de Sítio Total	39
Capítulo 5 - Resultados das integrações energéticas via métodos heurísticos	45
5.1 Mínima diferença de temperatura.....	45
5.2 As curvas compostas dos processos	47
5.3 Alocação das utilidades	51
5.3.1 A Grande Curva Composta da unidade	51
5.3.2 Análise dos cenários de integração individual	52
5.4 Evolução das redes de trocadores através da análise <i>pinch</i>	54
5.4.1 Rede de trocadores da área de Hidrogenação de Gasolina.....	54
5.4.2 Rede de trocadores da área de Extração de Aromáticos.....	56
5.4.3 Rede de trocadores da área de Fracionamento de Aromáticos.....	57
5.4.4 Rede de trocadores da área de Extração de Benzeno	59
5.4.5 Rede de trocadores das áreas MTBE e Buteno-1	61
5.4.6 Evolução da rede de trocadores na integração total da unidade de Aromáticos	63

Capítulo 6 - Resultados das integrações energéticas via programação matemática.....	65
6.1 Determinação das redes MER das áreas HG, EX e FR.....	66
6.2 Integração da área de Líquidos.....	68
6.3 Integração energética entre áreas operacionais.....	70
6.4 Comparação entre os resultados obtidos.....	74
Capítulo 7 - Conclusões e sugestões para trabalhos futuros.....	81
7.1 Sugestões para trabalhos futuros.....	82
Referências bibliográficas.....	85
Apêndice.....	91
Diagramas de grades das redes de trocadores de calor.....	91

Lista de figuras

Figura 3.1: Macro fluxo de processo das áreas do trem de gases de Aromáticos.....	14
Figura 3.2: Macro fluxo de processo das áreas do trem de líquidos de Aromáticos.....	14
Figura 3.3: Primeiro estágio da área de Hidrogenação de gasolina.	15
Figura 3.4: Segundo estágio da área de Hidrogenação de Gasolina.	16
Figura 3.5: Fluxograma de processo da área de Extração de Aromáticos.	17
Figura 3.6: Fluxograma de processo da área de Fracionamento de Aromáticos.....	18
Figura 3.7: Fluxograma de processo da área de Fracionamento de Aromáticos.....	19
Figura 3.8: Fluxograma de processo da área de Extração de Benzeno.	20
Figura 3.9: Fluxograma de processo da área de MTBE.	21
Figura 3.10: Fluxograma de processo da área de Buteno-1.	22
Figura 3.11: Representação esquemática da rede de vapor da planta petroquímica.	27
Figura 4.1: Representação gráfica das curvas compostas quente e fria (Fonte: Portal Laboratórios Virtuais – Repositório Digital da FCTUC).	32
Figura 4.2: Alocação apropriada das utilidades (Fonte: Beninca, 2008).	33
Figura 4.3: Representação gráfica do Diagrama de Grades (Fonte: Neto, 2005).	34
Figura 4.4: Esquema do diagrama cascata conjunto das áreas de Aromáticos	40
Figura 5.1: Curvas compostas da área de Hidrogenação de Gasolina.	48
Figura 5.2: Curvas compostas da área de Extração de Aromáticos.	48
Figura 5.3: Curvas compostas da área de Fracionamento de Aromáticos.	49
Figura 5.4: Curvas compostas da área de Extração de Benzeno.....	49
Figura 5.5: Curvas compostas das áreas de MTBE e Buteno-1.	50
Figura 5.6: Curvas compostas da integração total da unidade de Aromáticos.....	50
Figura 5.7: Grande Curva Composta da unidade de Aromáticos.....	51
Figura 6.1: Esquema do diagrama cascata conjunto das áreas de Aromáticos	71
Figura 6.2: Diagrama cascata das áreas de Aromáticos.	71
Figura 6.3: Diagrama de integração energética das áreas de Aromáticos.....	74
Figura 6.4: Diagrama de integração energética para aplicação prática.....	77
Figura 6.5: Correlação entre o VPL e o CAPEX das modificações propostas.	79
Figura A.1: Rede de trocadores evoluída na integração individual da área de Hidrogenação de Gasolina.....	92
Figura A.2: Rede de trocadores evoluída na integração individual da área de Extração de Aromáticos.	93
Figura A.3: Rede de trocadores evoluída na integração individual da área de Fracionamento de Aromáticos.....	94
Figura A.4: Rede de trocadores evoluída na integração individual da área de Extração de Benzeno.	95
Figura A.5: Rede de trocadores evoluída na integração individual das áreas de MTBE e Buteno-1.	96
Figura A.6: Rede MER da integração total da unidade de Aromáticos.	97
Figura A.7: Rede evoluída na integração total da unidade de Aromáticos.....	98
Figura A.8: Rede MER da área de Hidrogenação de Gasolina obtida por otimização...	99
Figura A.9: Rede MER da área de Extração de Aromáticos obtida por otimização.....	100
Figura A.10: Rede MER da área de Fracionamento de Aromáticos obtida por otimização.	101
Figura A.11: Rede evoluída na integração das áreas de Líquidos.	102

Lista de tabelas

Tabela 3.1: Dados das correntes de processo das áreas de Aromáticos.	25
Tabela 3.2: Utilidades quentes disponíveis na planta industrial em análise.	27
Tabela 5.1: Análise do consumo mínimo de utilidades para diferentes ΔT_{\min}	46
Tabela 5.2: ΔT dos trocadores atuais das áreas de Aromáticos.	46
Tabela 5.3: Consumo energético das áreas de Aromáticos para os cenários de integração.	47
Tabela 5.4: Consumo de utilidades nos cenários com integração e de operação atual. ...	52
Tabela 5.5: <i>Site Problem Table Algorithm</i> (TS-PTA) para a unidade de Aromáticos.	53
Tabela 5.6: Avaliação dos trocadores de calor da área HG na rede evoluída.	55
Tabela 5.7: Consumo de utilidades para o cenário de rede evoluída da área HG.	55
Tabela 5.8: Avaliação dos trocadores de calor da área EX na rede evoluída.	56
Tabela 5.9: Consumo de utilidades para o cenário de rede evoluída da área EX.	57
Tabela 5.10: Avaliação dos trocadores de calor da área FR na rede evoluída.	58
Tabela 5.11: Consumo de utilidades para o cenário de rede evoluída da área FR.	59
Tabela 5.12: Avaliação dos trocadores de calor da área EB na rede evoluída.	60
Tabela 5.13: Consumo de utilidades para o cenário de rede evoluída da área EB.	60
Tabela 5.14: Avaliação dos trocadores de calor da área ME/BU na rede evoluída.	62
Tabela 5.15: Consumo de utilidades para o cenário de rede evoluída da área ME/BU. ...	62
Tabela 5.16: Comparação do consumo de utilidades entre as redes MER dos diferentes cenários de integração energética.	63
Tabela 5.17: Consumo total de utilidades das redes evoluídas nos cenários de integração individual e total das áreas de Aromáticos.	64
Tabela 6.1: Combinações de troca de calor da rede MER da área HG.	66
Tabela 6.2: Combinações de troca de calor da rede MER da área EX.	67
Tabela 6.3: Combinações de troca de calor da rede MER da área FR.	68
Tabela 6.4: Combinações de troca de calor da rede MER da área de Líquidos.	69
Tabela 6.5: Consumo energético da área de Líquidos nos cenários de integração.	70
Tabela 6.6: Potencial de transferência de calor entre as áreas de Líquidos e ME/BU.	72
Tabela 6.7: Potencial de transferência de calor entre as áreas EB e ME/BU.	73
Tabela 6.8: Consumos de utilidades quentes e frias no cenário de integração total.	73
Tabela 6.9: Consumos de utilidades das redes MER nos cenários de integração.	75
Tabela 6.10: Consumos de utilidades das redes evoluídas a partir das redes MER.	76
Tabela 6.11: Redução de utilidades no cenário de redes evoluídas.	77

Lista de símbolos

ΔT_{ML}	Diferença média de temperatura logarítmica [°C]
ΔT	Diferença de temperatura [°C]
ΔT_{min}	Diferença mínima de temperatura [°C]
c_p	Calor específico [kcal x kg ⁻¹ x °C ⁻¹]
CC	Preço de combustível [R\$ x t ⁻¹]
d_k	Resíduo de energia do intervalo “k”
FG	Fator de geração [-]
h	Coeficiente de transferência convectiva [kcal x h ⁻¹ x m ⁻² x °C ⁻¹]
H	Entalpia [kcal x kg ⁻¹]
i	Índice de correntes quentes
j	Índice de correntes frias
k	Intervalo de temperatura
\dot{m}	Vazão mássica [kg x h ⁻¹]
m_j^{CU}	Vazão da utilidade fria “j”
m_i^{HU}	Vazão da utilidade quente “i”
Q	Calor trocado [kW]
$\dot{q}_{j,k}^{CU}$	Entalpia da utilidade fria “j” no intervalo “k”
$\dot{q}_{i,k}^{HU}$	Entalpia da utilidade quente “i” no intervalo “k”
$\dot{Q}_{i,k}^{HP}$	Carga térmica da corrente quente de processo “i” no intervalo “k”

$\dot{Q}_{j,k}^{CP}$	Carga térmica da corrente fria de processo “j” no intervalo “k”
$\dot{Q}_{i,j,k}$	Calor trocado entre “i” e “j” no intervalo “k”
s	Sub-rede
T	Temperatura [°C]
U	Coeficiente global de troca térmica [kcal x h ⁻¹ x m ⁻² x °C ⁻¹]
$y_{i,j,s}$	Variável binária que representa a existência de troca térmica entre “i” e “j”

Lista de abreviaturas

AR	Água de resfriamento
CAPEX	<i>Capital expenditure</i>
EB	Extração de Benzeno
EVTE	Estudo de viabilidade técnica e econômica
EX	Extração de Aromáticos
FR	Fracionamento de Aromáticos
GCC	Grande Curva Composta
HG	Hidrogenação de Gasolina
HRL	<i>Heat Recovery Loop</i>
INV	Investimento inicial
LP	<i>Linear Programming</i>
ME/BU	MTBE/Buteno-1
MER	<i>Maximum Energy Recovery</i>
MILP	<i>Mixed-Integer Linear Programming</i>
MINLP	<i>Mixed-Integer Non-Linear Programming</i>
NLP	<i>Non-Linear Programming</i>
OPEX	<i>Operational expenditure</i>
VA	Vapor de alta pressão
VB	Vapor de baixa pressão
VM	Vapor de média pressão
VPL	Valor presente líquido

VS Vapor de super alta pressão

WACC *Weighted Average Capital Cost*

Capítulo 1

Introdução

Conforme o Balanço Energético Nacional (EPE, 2019), o setor industrial é responsável por 31,6% do consumo de energia no Brasil. Dentro deste contexto, o ramo petroquímico é responsável pela demanda de 70% do combustível utilizado como fonte de energia na indústria química e, conforme Olujic et al. (2003), 40% da demanda energética das plantas petroquímicas é oriunda do processo de destilação fracionada. Portanto, a eficiência energética é um pilar fundamental para a redução de custos operacionais na indústria, pois a energia é um insumo de alto valor agregado (Neelis, 2008).

A competitividade da indústria petroquímica está diretamente ligada ao consumo de energia, pois o custo deste insumo aumentou drasticamente nos últimos anos, e mantém tendência de aumento contínuo. A gestão energética no setor industrial emprega conceitos de engenharia e economia, tendo por objetivo melhorar a eficiência energética dos processos produtivos, reduzir os custos e minimizar as perdas de energia. O tema gestão de energia tem assumido uma importância crescente na indústria, em virtude da competitividade do mercado, incertezas quanto à disponibilidade dos recursos energéticos, ou devido às restrições ambientais (Marques et al., 2007).

A integração energética é a área de estudo da engenharia voltada para a otimização energética de processos produtivos e, conforme Gundersen (2000), é definida como “métodos gerais e sistemáticos para o projeto de sistemas de produção integrados, que vão desde processos individuais até processos industriais complexos, com ênfase especial no uso eficiente de energia e na redução do seu impacto ambiental”. Dentro da área de integração energética de processos, a síntese de redes de trocadores de calor vem sendo estudada há muitas décadas, porém foi nos últimos 30 anos, a partir da crise do petróleo, que a pesquisa se intensificou.

Um problema bastante relevante na integração energética de processos, e de difícil resolução, é o reprojeto de redes de trocadores de calor existentes. A otimização das combinações de troca térmica deve considerar a máxima reutilização dos equipamentos existentes, e isto envolve uma extensa pesquisa sobre as condições e parâmetros do processo, da adequação dos materiais dos trocadores existentes às novas correntes, e uma série de outras

questões mecânicas, físicas e de segurança de processos. Considerando a estrutura de redes de trocadores existentes, a solução que minimiza o consumo de utilidades pode ser identificada, e utilizada, como guia no rearranjo dos equipamentos para atingir a meta de mínimo consumo de energia (Turton et al., 2009).

O problema da síntese de redes de trocadores de calor foi descrito por Furman e Sahinidis (2001) da seguinte forma: *“Dado um conjunto de correntes quentes que precisam ser resfriadas, um conjunto de correntes frias que precisam ser aquecidas, ambas de sua temperatura de entrada até sua temperatura de saída, para uma dada vazão e uma estimativa para os coeficientes de transferência de calor de cada corrente; um conjunto de utilidades disponíveis, desenvolva uma rede de trocadores com a configuração que resulte no mínimo custo total em base anualizada, resultante do custo de investimento em equipamentos associado ao custo operacional em termos de consumo de utilidades”*.

Assim, as seguintes vertentes se desenvolveram ao longo dos últimos 35 anos com o objetivo de tratar o problema da síntese de redes de trocadores de calor:

- aplicação de métodos termodinâmicos associados a regras heurísticas (Linnhoff e Flower, 1978);

- aplicação de algoritmos de otimização sequencial, dividindo o problema principal em três etapas: determinação do consumo mínimo das utilidades através de um algoritmo de programação linear (LP) (Papoulias e Grossmann, 1983); obtenção das combinações ótimas de troca térmica entre as correntes de processo, através de um algoritmo de programação linear inteira mista (MILP) (Papoulias e Grossmann, 1983); determinação da rede de trocadores com o menor custo de investimento em área de troca térmica, através de um algoritmo de programação não linear (NLP) (Floudas e Grossmann, 1986);

- aplicação de modelos para a síntese simultânea da rede de trocadores de calor, através de algoritmos de programação não linear inteira mista (MINLP) (Yee e Grossmann, 1990). Mais recentemente, o problema da síntese de redes de trocadores de calor também tem sido tratado através de algoritmos de otimização estocástica.

A primeira vertente é responsável pela origem de um método de aplicação simples e bastante difundida no ambiente industrial, denominado de tecnologia *pinch* (ponto de estrangulamento). A sua aplicação permite fácil identificação dos alvos de consumo energético e possibilidades de integração, embora a síntese da rede de trocadores seja manual, o que exige grande conhecimento do processo por parte do engenheiro projetista. Na programação matemática a síntese é automática, e facilmente são incorporadas restrições operacionais, devido ao tratamento matemático do problema. Entretanto, a programação matemática resulta em problemas mais complexos de serem tratados e solucionados, em virtude da natureza combinatorial e das não convexidades inerentes aos modelos não lineares (Escobar, 2011).

De acordo com Kemp (2007), a metodologia *pinch* é uma ferramenta que surgiu no campo da integração de processos, e que vem sendo aplicada com grande sucesso na redução do consumo energético de processos industriais. A simplicidade dos seus métodos gráficos e heurísticos permite a investigação dos fluxos de energia entre as várias correntes de um processo produtivo, e identifica a configuração mais econômica para a rede de trocadores de calor, maximizando a recuperação de calor e minimizando a demanda de fontes externas de energia (utilidades). Esta metodologia pode ser aplicada em um simples trocador de calor que recupera a carga térmica contida em uma corrente de processo, na recuperação da energia dos gases exaustos de uma turbina a gás, na otimização da operação de um reator, na integração de várias unidades de produção de uma refinaria de petróleo, ou na integração total de um complexo industrial. Entretanto, quando a quantidade de correntes de processo é elevada, as possibilidades de combinações de troca térmica aumentam consideravelmente, e a aplicação da tecnologia *pinch* torna-se bastante complexa na determinação da solução ótima. Neste caso, o uso da programação matemática é mais indicado.

A meta principal da metodologia *pinch* é determinar a configuração da rede de trocadores de calor que promove o menor consumo de energia externa ao processo. Já os métodos de otimização acoplam na função objetivo o fator econômico da rede ótima de trocadores de calor, ou seja, permitem determinar o consumo ótimo de cada utilidade de acordo com o seu respectivo custo. A metodologia *pinch* e os métodos de otimização também são úteis para especificar o nível energético das utilidades quentes e frias a serem empregadas. Isto permite não só a otimização da energia global utilizada, mas também da eficiência com a qual ela é entregue. Quando apropriado, o uso da metodologia *pinch* pode ser estendido para um complexo industrial constituído por vários processos, através do sistema de utilidades, ou pela transferência de energia entre as correntes de processo (Turton et al., 1998).

A integração energética entre várias plantas de processo, ou de um sítio industrial, pode ser alcançada tanto pela troca direta de calor entre as correntes destes processos, como indiretamente, através do uso de fluidos intermediários (Bagajewicz e Rodera, 2002). Muitas vezes é considerada impraticável, devido a uma série de restrições, tais como a distância existente entre cada planta, o que exige custos elevados de tubulação e bombeamento para o transporte das correntes de processo; o regime de operação de cada planta, o que influencia na quantidade de energia fornecida, por exemplo, no caso de uma das plantas operar menos tempo que as demais. Além disto, se as plantas operarem com escala de produção diferente da prevista na análise *pinch*, a rede de trocadores projetada pode não atender esta nova condição, em função das mudanças nas vazões e temperaturas das correntes integradas (Chew et al., 2013).

O objetivo geral deste trabalho foi comparar diferentes cenários de integração energética de uma unidade petroquímica de Aromáticos, sendo eles: a integração individual das áreas operacionais da unidade; a integração total das correntes de processo da unidade (integração total de calor no sítio); a integração em blocos das áreas operacionais; e a transferência adicional de energia entre os blocos de áreas integradas. Portanto, duas metodologias distintas de integração energética foram aplicadas: técnicas heurísticas da metodologia *pinch* e técnicas de otimização matemática, através de algoritmos baseados no reprojeto de redes de trocadores existentes.

De acordo com o objetivo geral e as metodologias aplicadas, os objetivos específicos do trabalho são:

- comparar a efetividade das soluções encontradas entre os cenários de integração avaliados;
- avaliar a possibilidade de transferência adicional de energia entre as áreas operacionais, após as suas integrações individuais;
- avaliar a aplicação conjunta das técnicas de programação matemática e da metodologia *pinch* na síntese das redes de trocadores de calor;
- alocar corretamente as utilidades disponíveis nos processos em estudo, e identificar possíveis trocas por utilidades de menor conteúdo energético.

A motivação do trabalho é fundamentada na determinação do arranjo de troca térmica economicamente mais vantajoso para a unidade operacional em estudo, uma vez que a redução do consumo energético impacta diretamente o custo operacional da empresa avaliada. A redução do custo operacional agrega competitividade na comercialização dos produtos químicos e petroquímicos produzidos.

A presente dissertação está organizada de acordo com a seguinte estrutura: no Capítulo 2 é apresentada uma breve revisão bibliográfica referente a evolução da aplicação da metodologia *pinch* e das técnicas de integração de Sítio Total (*Total Site Heat Integration*). No Capítulo 3 é apresentado o estudo de caso elegido para o trabalho. No Capítulo 4 são descritas as metodologias aplicadas no desenvolvimento das análises de integração energética. No Capítulo 5 são apresentados os resultados de integração via metodologia *pinch*. No Capítulo 6 são apresentados os resultados de integração via programação matemática, além de um comparativo dos resultados obtidos em cada uma das abordagens adotadas: metodologia *pinch* e programação matemática. No Capítulo 7 são apresentadas as conclusões e as sugestões para trabalhos futuros.

Capítulo 2

Revisão bibliográfica

Neste capítulo é apresentada uma revisão da literatura sobre a evolução dos métodos de integração energética baseados na tecnologia *pinch*, e mais recentemente nos complexos modelos de programação matemática. Também são apresentadas referências sobre a aplicação das técnicas de integração energética em grandes complexos industriais, considerando a integração total das correntes de processo.

2.1 Evolução da integração energética de processos

A tecnologia *pinch* foi desenvolvida por Linnhoff e Flower (1978), e através da análise termodinâmica das correntes de um processo tem como objetivo determinar as combinações de troca térmica da rede de trocadores de calor que visa a máxima recuperação de energia entre as correntes de processo, ou rede MER (*maximum energy recovery*). Consequentemente, há um menor consumo de energia externa ao processo, ou das utilidades quentes e frias disponíveis.

De acordo com Linnhoff (1982), a tecnologia *pinch* caracteriza-se pela análise da recuperação de energia entre as correntes de um processo através da sobreposição das curvas compostas, que indica a máxima recuperação de energia possível. Conforme Kemp (2007), a curva composta é uma representação do balanço de energia do processo (perfis de temperatura versus entalpia) através de um conjunto de correntes em uma só, sendo definida para as correntes quentes (curva composta quente) e frias (curva composta fria). As correntes quentes e frias são representadas graficamente em um diagrama Temperatura versus Energia/Entalpia ($T \times Q$), no qual aparecem como vetores no eixo vertical, desde a sua temperatura inicial até a sua temperatura final. A dimensão horizontal destes vetores é proporcional à quantidade de energia de cada corrente. Todas as correntes quentes são somadas vetorialmente entre si (curva composta quente), assim como as correntes frias (curva composta fria). A integração conjunta calor e trabalho, apresentada nos diagramas das grandes curvas compostas para representar a exergia envolvida no processo, capaz de levar em consideração o impacto no consumo de potência de ciclos de refrigeração, foi introduzida por Dhole e Linnhoff (1992).

Duas diferentes abordagens têm sido aplicadas na minimização do uso de energia em processos industriais. Na primeira delas, o problema da síntese de rede de trocadores de calor é tratado através da tecnologia *pinch*, a qual é baseada em análises termodinâmicas e gráficas do processo (Linnhoff e Hindmarsh, 1983). Na segunda abordagem, o problema é tratado através de algoritmos de programação matemática (Floudas e Grossmann, 1986). Normalmente, o problema da síntese de redes de trocadores de calor é dividido em três metas principais:

1. mínimo custo ou demanda mínima de utilidades;
2. mínimo número de trocadores de calor na rede;
3. mínimo custo de investimento ou área da rede.

A aplicação da programação matemática como ferramenta na resolução da síntese de redes de trocadores surgiu com o trabalho de Papoulias e Grossmann (1983), através de algoritmos de otimização sequencial, que têm como estratégia dividir o problema principal em três subproblemas. Cada subproblema apresenta uma meta diferente, mas todos eles impactam o custo total anual da rede de trocadores (Kemp, 2007). Inicialmente, Papoulias e Grossmann (1983) desenvolveram um algoritmo de programação matemática baseado no modelo *Transshipment*, que sintetiza automaticamente a rede ótima de trocadores de calor de uma planta de processo. Primeiramente, determina-se o consumo mínimo de utilidades através da solução de um algoritmo de programação linear (LP). Após, através de um algoritmo de programação linear inteira mista (MILP) obtém-se o número ótimo de combinações de troca térmica que conduzem o processo ao consumo mínimo de utilidades. Por fim, a rede de trocadores de calor que promove às combinações ótimas de troca térmica, com o menor custo de investimento em área de troca térmica, é obtida através de um algoritmo de programação não linear (NLP) (Floudas e Grossmann, 1986). Por sua metodologia sequencial, os diferentes objetivos não são tratados simultaneamente, não existindo garantia de obtenção da rede ótima.

O modelo *Transshipment* de Papoulias e Grossmann (1983) inclui todas as possibilidades de transferência de calor entre as correntes de processo, e a sua rede de utilidades. Porém, a deficiência do modelo é não levar em conta nenhum comportamento transitório do processo, o que é extremamente importante ao determinar-se o projeto ótimo da rede de trocadores em condições de processo não estacionárias. Assim, Floudas e Grossmann (1986) aperfeiçoaram o modelo e desenvolveram um algoritmo matemático capaz de sintetizar a rede de trocadores de calor com flexibilidade para lidar com mudanças nas vazões e temperaturas de entrada das correntes de processo.

Posteriormente, Yee e Grossmann (1990) propuseram um modelo de programação inteira mista não linear (MINLP) capaz de gerar redes de trocadores de calor nas quais o custo das utilidades, as áreas de troca térmica e as combinações ótimas de troca são otimizadas simultaneamente. O modelo caracteriza-se por uma superestrutura baseada em estágios de troca térmica, com a hipótese de mistura isotérmica em cada estágio, gerando um modelo simplificado conhecido como *Synheat*. Mesmo com a eliminação considerável do espaço de busca de estruturas, Yee e Grossmann (1990) demonstraram que, do ponto de vista econômico, boas redes de trocadores de calor podem ser obtidas com o modelo (Escobar, 2011).

A síntese de rede de trocadores de calor através de modelos de programação inteira mista não linear (MINLP) apresenta certas dificuldades de convergência, o que exige um elevado custo computacional (Biegler et al., 1997). Desta forma, a aplicação prática de algoritmos MINLP é, muitas vezes, limitada aos problemas que apresentam poucas correntes de processo. Por outro lado, a grande vantagem deste método é a capacidade de encontrar a melhor solução possível para o projeto da rede de trocadores de calor. Mais recentemente, vários autores têm aplicado algoritmos de otimização estocástica como uma nova opção para a resolução do problema da síntese, ou reprojeto, de redes de trocadores de calor (Nemet et al., 2018).

Devido ao elevado número de correntes de processo existentes em uma planta industrial, condição que torna a análise de integração energética através da metodologia *pinch* bastante complexa, a síntese de redes de trocadores de calor normalmente é formulada como um problema de otimização. Miranda et al. (2016) utilizaram um modelo de otimização sequencial para solucionar o problema da síntese de redes de trocadores que operam em diferentes cenários operacionais (multi-período). O modelo considera a variação do calor específico e das temperaturas das correntes de processo em diferentes cenários de operação, e o problema original foi decomposto em etapas, ou em um modelo de otimização sequencial. A contribuição deste trabalho foi a modificação do conhecido modelo de superestruturas (Yee e Grossmann, 1990), com a inclusão de novas correntes de desvio, e o aperfeiçoamento do modelo de programação não linear (NLP) da terceira etapa. Escobar et al. (2013) desenvolveram uma metodologia para a síntese de redes de trocadores de calor com aspectos de flexibilidade e controlabilidade das redes, que são submetidas a diferentes condições operacionais.

Noda e Nishitani (2006) desenvolveram um método para a determinação de redes flexíveis de trocadores de calor considerando mudanças nos modos de operação de um processo. O trabalho foi desenvolver um novo método multi-período chamado de *Dynamic Transshipment*, uma extensão do modelo *Transshipment* trabalhado por Papoulias e Grossmann (1983). A abordagem proposta deriva na rede ótima de trocadores, incluindo as áreas de transferência de calor e os padrões de operação para as correntes de processo, os quais minimizam o custo total de utilidades requeridas para modificar o estado de operação dos equipamentos durante as mudanças do modo de operação da planta.

Oliveira (2005) avaliou a eficiência energética de um sítio industrial composto por três plantas de produção de polietilenos, através dos conceitos da análise *pinch* associados com heurísticas e técnicas de projeto. Na primeira etapa do trabalho foi realizada uma avaliação de possíveis melhorias nas condições operacionais das plantas industriais. Na segunda etapa foi avaliado o potencial de integração energética individual das plantas, sendo que uma delas foi selecionada para o reprojeto da rede de trocadores de calor através do uso do *software AspenPinch*.

Klemes et al. (2015) estenderam o escopo da análise *pinch* de um processo individual para a integração total de um sítio industrial. O princípio *Plus-Minus*, que é a abordagem geralmente utilizada para identificar oportunidades de modificações no processo, foi adaptado para habilitar a escolha das modificações de processo em ordem de maximizar a recuperação de energia. Os requisitos mínimos de energia definidos pelas curvas compostas da análise *pinch*

são baseados nos balanços materiais e de energia de um dado processo, e modificando estes balanços, é possível reduzir a demanda de utilidades. Existem vários parâmetros operacionais que devem ser revistos, como por exemplo, a pressão de operação de colunas de destilação e suas razões de refluxo, a pressão de vaporização das cargas, conversão de reatores, etc. Estes parâmetros irão impactar nas temperaturas e vazões das correntes de processo. O objetivo do trabalho foi identificar quais destes parâmetros podem ser manipulados para incrementar a recuperação de energia. Os balanços materiais e de energia do processo determinam o formato das curvas compostas, e quando estes balanços são alterados, mudam-se as curvas compostas, e conseqüentemente, o montante de energia possível de ser recuperado.

Boldyryev et al. (2014) trabalharam no desenvolvimento de uma metodologia para a redução do custo de capital através da recuperação total de energia de um sítio industrial, através do uso de diferentes níveis de utilidades. Propuseram o uso de utilidades intermediárias, para realizar a troca de calor entre as várias plantas, determinando também o uso da menor área de troca térmica possível para cada trocador.

Zhang et al. (2016) desenvolveram um modelo matemático de superestrutura para a rede de trocadores de calor de uma planta petroquímica, com o intuito de integrar os processos diretamente através da troca de calor entre correntes. No caso de plantas petroquímicas, muitas correntes de processo são resfriadas e destinadas para armazenamento em tanques, e depois reaquecidas para serem novamente processadas. Desta forma, o objetivo foi eliminar estes estágios finais de resfriamento, e intermediários de aquecimento, através da transferência de calor direta entre as correntes dos vários processos.

A determinação da rede ótima de trocadores de calor apresenta dois desafios: encontrar a estrutura básica e otimizar o tamanho dos trocadores de calor (Kemp, 2007). Na linha de se obter o alvo de energia a ser recuperada em um sítio industrial, combinam-se todas as correntes mapeadas na grande curva composta, considerando a planta toda como um único processo. Em um primeiro momento, assume-se que todas as correntes são igualmente livres para trocar calor entre si, e que não há preferência de pares para estas trocas, exceto pelas condições de temperatura. Frequentemente, na prática, tal abordagem apresenta restrições por dois motivos principais (Turton et al., 1998):

- quando duas partes da planta estão fisicamente separadas e a troca de calor entre elas envolve grande investimento em tubulações, perdas de calor e diferencial de pressão;
- quando parte da planta forma um subconjunto natural que pode ser operado sozinho, por exemplo se o restante da planta for retirada de operação para manutenção.

Nestas situações, pode-se utilizar a segmentação por zona. As diferentes correntes são alocadas em subconjuntos ou zonas, e o montante de energia a ser recuperada é obtida separadamente. O montante de energia a ser consumida pode, então, ser obtido através da combinação dos grupos de correntes mais relevantes, e a diferença nos *targets* entre as correntes separadas e combinadas é determinada. Se a diferença é pequena, as zonas podem ser tratadas como entidades independentes. Porém, se a diferença for grande, cria-se uma grande possibilidade para a recuperação de calor entre as zonas, que deve ser comparada com os custos

extras operacionais. Esta técnica tem sido utilizada desde o início da tecnologia *pinch*, mas foi desenvolvida formalmente por Ahmad e Hui (1991).

2.2 Integração total de um complexo industrial

A integração energética total de um sítio industrial (*Total Site Heat Integration – TSHI*) caracteriza-se pela integração energética entre as várias áreas operacionais de um complexo industrial e o seu sistema de utilidades, que é considerado como parte do problema. O conceito da integração de Sítio Total foi introduzido por Dhole e Linnhoff (1992), para descrever um conjunto de processos supridos e interligados pela mesma central de utilidades. Eles introduziram os conceitos de *Site Sink* e *Source Profiles (SSSP)*, uma ferramenta gráfica que pode ser utilizada para avaliar o consumo de combustível, a cogeração, as emissões e as necessidades de resfriamento para um sítio industrial integrado.

Baseados na combinação das grandes curvas compostas modificadas de cada processo de uma planta industrial, Dhole e Linnhoff (1992) determinaram alvos para a geração e utilização de vapor entre estes processos. No entanto, com esta técnica, eles eliminaram a troca direta de calor entre as correntes quentes e frias de cada planta, reduzindo o potencial de recuperação energética, e limitando a integração apenas para a rede de vapor do sítio. Assim, os processos foram integrados através do sistema de utilidades. Primeiramente, cada unidade foi integrada de forma separada, e a energia excedente não integrada é aplicada para gerar uma determinada utilidade quente que possa ser consumida em outra unidade.

Baseado na SSSP, Klemes et al. (1997) desenvolveram o *Total Site Profile (TSP)* e a grande curva composta para todo o sítio, os quais podem ser utilizados para avaliar o potencial de recuperação de energia de toda uma planta industrial. Já Liew e Alwi (2012) implementaram uma técnica numérica com o intuito de realizar uma análise de sensibilidade para a integração total de uma planta. Eles desenvolveram a *Total Site Sensitivity Table (TSST)*, uma ferramenta exploratória dos efeitos de paradas não programadas da planta, ou mudanças de produção que impactam na distribuição do calor e na geração de utilidades para toda a planta. Também desenvolveram uma ferramenta numérica para a integração total do sítio industrial, a *Total Site Problem Table Algorithm (TS-PTA)*, a qual estende a estabelecida Tabela do Algoritmo Problema (PTA) para a análise total do sítio, e a *Total Site Utility Distribution (TSUD)*, uma tabela que pode ser usada para determinar a rede de distribuição de utilidades.

Bagajewicz e Rodera (2002) desenvolveram uma metodologia de otimização matemática para maximizar a integração energética entre várias plantas, através da troca de energia direta entre as correntes de processo, ou através do uso de fluidos intermediários. Primeiramente, desenvolveram um modelo de otimização do tipo programação linear (LP) para a determinação da energia potencial máxima a ser recuperada em todo o sistema. Em seguida, desenvolveram um modelo de programação linear inteira mista (MILP) para a determinação do menor número de conexões entre as correntes das várias plantas, para se atingir a máxima troca de energia. No entanto, existem alguns problemas com esta abordagem:

- deve-se considerar a viabilidade da recuperação de energia entre os diferentes processos. Frequentemente há penalidades na temperatura destas combinações;
- assume-se que o calor pode ser recuperado dentro de uma região da planta, ou seja, a implementação prática requer que o calor seja transferido para uma corrente de outra planta a uma dada temperatura, e retorne para a planta de origem em outra temperatura. Em muitos casos, estas combinações exigem a necessidade de longos trechos de tubulação, e possuem baixa energia motriz, tornando-se inviáveis economicamente;
- não é analisada a interação com toda a energia da planta e o sistema de geração de energia.

Beninca (2008) avaliou a integração energética total de 67 correntes de processo de uma planta petroquímica de Olefinas. Na primeira etapa do trabalho foram aplicadas as regras heurísticas da tecnologia *pinch* para a evolução e o reprojeto das redes de trocadores existentes, e o *software AspenPinch* 11.1 foi utilizado como ferramenta nesta avaliação. Na segunda etapa, o reprojeto de uma parte da rede de trocadores de calor foi avaliado sob o aspecto de flexibilidade, considerando diferentes cenários de operação da planta, através da aplicação de um modelo de otimização sequencial.

Hack et al. (2011) utilizaram a metodologia de *TSA (Total Site Analysis)* para recuperar a energia de um complexo fabril com cinco companhias que trabalham interconectadas através de suas correntes de processo. O objetivo foi otimizar a rede de utilidades quentes que abastece o complexo. Brown et al. (2005) utilizou uma combinação da análise *pinch*, da análise exergética e técnicas de otimização para determinar as quantidades mínimas de energia a serem utilizadas em um processo de fabricação de celulose e papel. As economias ocorreram em termos do consumo de combustível e energia elétrica.

Chew et al. (2015) aplicaram a análise de Sítio Total considerando a diferença de pressão como um parâmetro importante. Esta avaliação deve-se às grandes distâncias entre as diferentes plantas, e fluxos através das diferentes cotas da planta e equipamentos, incluindo os trocadores de calor. A falha na consideração da diferença de pressão durante a elaboração da rede de trocadores de calor conduz, no melhor caso, a metas otimistas de energia, e no pior caso, a um sistema inoperante se as bombas e compressores não forem capazes de superar o delta de pressão atual.

Chang et al. (2015) utilizaram um método de transferência indireta de calor, denominado HRL (*heat recovery loop*), entre duas plantas industriais utilizando circuitos de fluidos intermediários. O método HRL é uma abordagem especial para a conservação de energia, pois existem fatores adicionais que devem ser considerados como: o custo adicional dos trocadores de calor, bombas e tubulações de interligação dos processos, e o custo operacional de bombeamento e da perda de calor durante o transporte dos fluidos. No caso, o fluido intermediário utilizado para realizar a transferência de calor entre as plantas foi água quente.

Farhat et al. (2014) desenvolveram uma nova tecnologia combinando a análise de Sítio Total com a análise exergética. Tal metodologia oferece uma clara compreensão da integração de sistemas termodinâmicos com o processo. A metodologia permite o uso simultâneo de sistemas termodinâmicos, como bombas de calor e ciclos *Rankine*, com redes de transferência de calor. Esta combinação permite uma melhor exploração do perfil de energia das plantas.

Ahmad et al. (2012) utilizaram o algoritmo de otimização do recozimento simulado para o projeto e operação de redes de trocadores de calor multi-período, nas quais as condições de operação de um processo podem variar com o tempo. A superestrutura baseada em modelos multi-período para redes de trocadores de calor foi proposta, previamente, aplicando-se algoritmos de otimização determinística, por exemplo nos trabalhos de Aaltola (2002) e Verheyen e Zhang (2006). Silva (2009) propôs uma metodologia para o reprojeto de redes de trocadores de calor, a partir de um modelo de otimização baseado em superestruturas, cuja solução é obtida com a aplicação do método do enxame de partículas. A aplicabilidade da metodologia foi avaliada em exemplos da literatura, e em um caso real de grande porte. Os resultados mostraram que a metodologia proposta é eficiente, sendo possível obter redes de menor custo dos que as apresentadas na literatura.

Outra metodologia utilizada no reprojeto de redes de trocadores de calor é a intensificação da transferência de calor. Esta técnica é responsável por melhorar a recuperação de energia em redes de trocadores de calor aprimorando a transferência de calor sem nenhuma mudança na topologia da rede. Isto é possível com o incremento dos coeficientes de transferência de calor dos trocadores sob áreas de troca térmica constantes, através da alteração nas condições de escoamento dos fluidos (velocidade). Recentemente, Pan et al. (2012) utilizaram esta técnica para intensificar a troca de calor em redes de trocadores, em conjunto com modelos de programação matemática do tipo MILP, considerando o reprojeto da rede.

Durante a implementação da integração total de um sítio industrial alguns problemas são enfrentados pelos engenheiros, muitos deles identificados através dos vários trabalhos já realizados na área, conforme descrito por Chew et al. (2013). Os principais desafios na integração total de uma planta industrial são:

- *Design*: dificuldade de *layout*; riscos de contaminação das correntes de processo; diferença de pressão das correntes envolvidas no reprojeto de redes de trocadores; características dos fluidos; limitação dos níveis de utilidades; oportunidades de cogeração, etc.
- Operabilidade: diferentes cenários operacionais (características das correntes); paradas e partidas de planta; variação das condições de operação; mudanças de carga; controlabilidade; etc.
- Confiabilidade e manutenção: condições operacionais seguras que garantam a confiabilidade dos processos e o desempenho ótimo dos equipamentos.
- Impactos econômicos: *trade-off* entre a redução de custo operacional e custo de investimento.

A otimalidade, viabilidade e integridade das soluções produzidas são as principais capacidades da programação matemática. Uma solução pode ser ótima em relação a um único critério de otimização (otimização de objetivo único), ou vários critérios (otimização multi-objetivo). Podem ser estabelecidos compromissos apropriados entre o material, os custos operacionais e de investimento, a receita e vários índices ambientais e sociais, aplicando a programação matemática (Smith, 2005).

Recentemente, a integração energética total entre plantas foi abordada por Ma et al. (2018), que formularam um modelo multi-período envolvendo a integração energética entre diferentes plantas industriais, interligadas através do sistema de utilidades. O modelo utiliza uma função de duplo objetivo, com componentes para desempenho econômico e impacto ambiental. Os resultados relatados indicam que o principal impacto ambiental advém da operação do sistema de utilidades, e que o impacto ambiental proveniente da construção de novos trocadores de calor é relativamente baixo. Um elevado grau de integração energética entre as plantas reduz, aproximadamente, 7% do impacto ambiental oriundo da produção das utilidades. Entretanto, há um aumento muito marginal no custo total anualizado, em virtude dos investimentos para o reprojeto da rede de trocadores de calor.

Klemes et al. (2018) avaliaram o efeito da variação de temperatura na rede de trocadores de calor empregando a análise das curvas compostas de integração para reações exotérmicas e endotérmicas, identificando as relações entre parâmetros de processo e parâmetros de demanda de energia. Estes parâmetros são plotados em um diagrama conjunto, que permite a seleção dos parâmetros de combinação ótimos. O estudo de caso apresentado indica uma economia potencial de energia acima de 15%.

Capítulo 3

Estudo de caso

Neste capítulo é apresentado o estudo de caso escolhido para as avaliações de integração energética deste trabalho, e os dados utilizados são oriundos de uma unidade petroquímica de Aromáticos. São apresentadas as características dos processos envolvidos nas avaliações do trabalho; a metodologia aplicada na coleta dos dados de processo e, por fim, a avaliação do sistema de utilidades disponíveis na unidade.

3.1 A planta petroquímica

A cadeia petroquímica é organizada em empresas de primeira, segunda e terceira geração, com base na transformação de diversas matérias-primas. As empresas de primeira geração são responsáveis pela produção dos petroquímicos básicos, através da transformação da nafta de petróleo, do etano, ou do condensado de petróleo, através de um processo de craqueamento térmico. Na sequência, as empresas de segunda geração recebem os petroquímicos básicos e, através de processos de polimerização, os transformam em petroquímicos intermediários (resinas termoplásticas, elastômeros, fibras, etc). Por fim, as empresas de terceira geração transformam os petroquímicos intermediários em produtos finais, como embalagens, componentes plásticos para indústria em geral, entre outros (EPE, 2018).

O estudo deste trabalho foi realizado em uma empresa petroquímica de primeira geração, que é subdividida em duas unidades de Olefinas, uma unidade de Aromáticos e uma unidade de fornecimento das utilidades. Nas unidades de Olefinas a nafta petroquímica, principal matéria-prima da empresa, passa pelo processo de craqueamento térmico e é convertida majoritariamente nos seguintes petroquímicos básicos: eteno; propeno; hidrogênio; metano; etano; propano; butano, butenos e butadieno (corte C4); e gasolina. Após o craqueamento térmico, os petroquímicos básicos são separados e purificados em diversas etapas de destilação fracionada.

A unidade de Aromáticos é dividida em dois setores de áreas operacionais: um setor que processa correntes gasosas (trem de gases), e outro que processa correntes líquidas (trem de líquidos). O trem de gases, representado na Figura 3.1, recebe como matéria-prima a corrente de hidrocarbonetos de quatro carbonos (corte C4) oriunda das unidades de Olefinas, produzindo butano, butadieno, butenos e éter metil terc-butílico (MTBE).

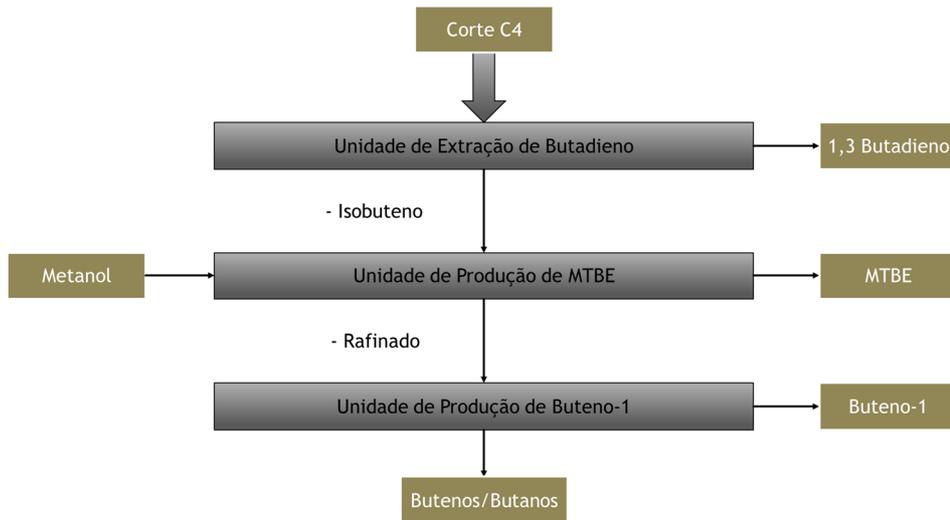


Figura 3.1: Macro fluxo de processo das áreas do trem de gases de Aromáticos.

O trem de líquidos, representado na Figura 3.2, recebe como matéria-prima a corrente de gasolina das unidades de Olefinas e produz benzeno, tolueno, xilenos e gasolina automotiva.

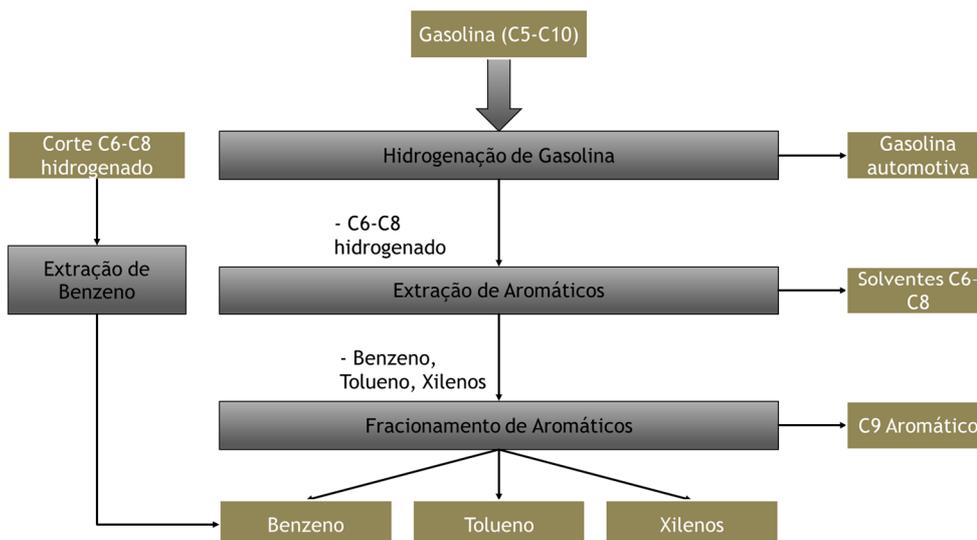


Figura 3.2: Macro fluxo de processo das áreas do trem de líquidos de Aromáticos.

3.2 A unidade de Aromáticos

As características gerais, assim como os fluxogramas de processo das áreas operacionais constituintes da unidade de Aromáticos são apresentados na sequência. Nos fluxogramas de processo, os trocadores destacados em azul trabalham com utilidades frias; os trocadores destacados em vermelho trabalham com utilidades quentes; e os trocadores indicados em preto promovem a troca térmica entre duas correntes de processo.

3.2.1 Área de Hidrogenação de Gasolina

A área de Hidrogenação de Gasolina (área HG) visa tratar, em dois estágios de hidrogenação, e fracionar a gasolina oriunda da planta de Olefinas. Através da saturação das cadeias dos hidrocarbonetos insaturados (olefinas) e do fracionamento por destilação, o objetivo é retirar uma corrente de hidrocarbonetos de seis a oito carbonos (C6-C8) rica em compostos aromáticos, adequada para a extração destes compostos na área de Extração de Aromáticos, e posterior fracionamento na área de Fracionamento de Aromáticos. Toda a carga da unidade (gasolina) é hidrogenada no primeiro estágio de reação, conforme ilustrado na Figura 3.3.

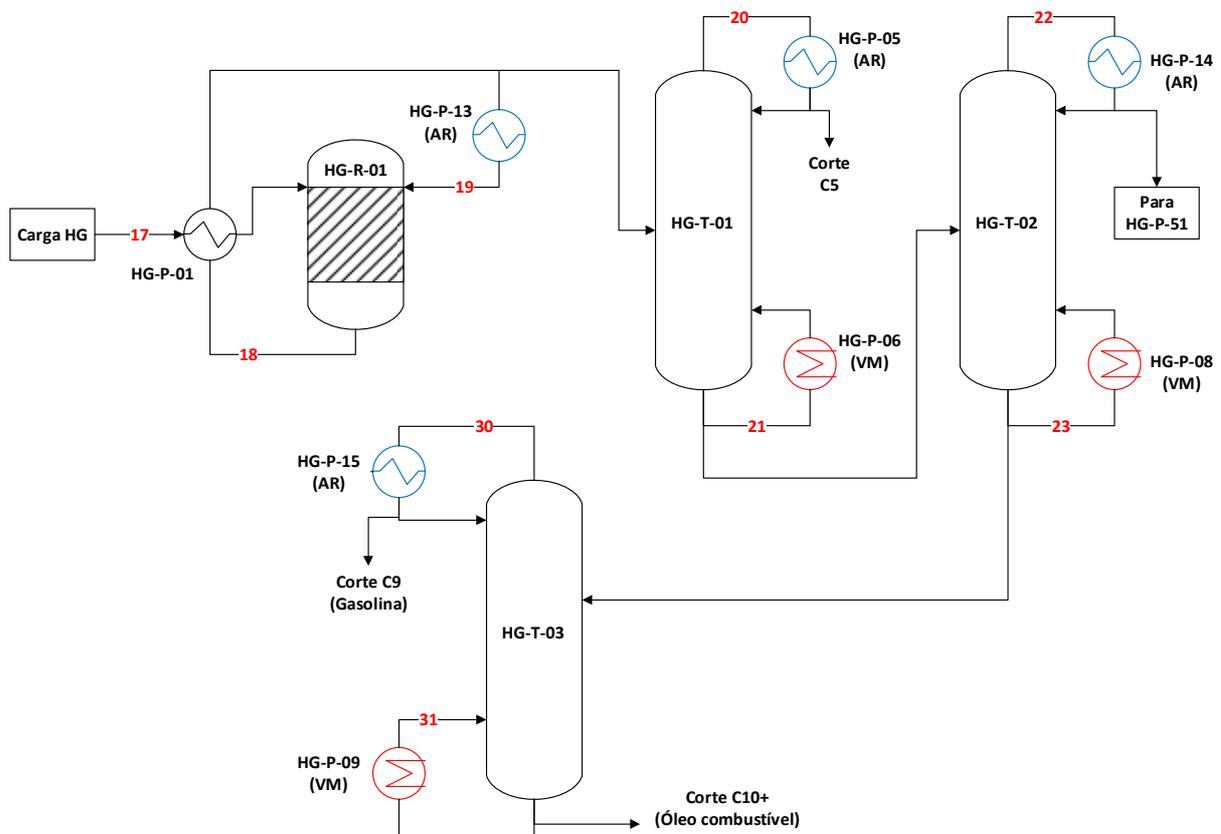


Figura 3.3: Primeiro estágio da área de Hidrogenação de gasolina.

A corrente de gasolina hidrogenada no primeiro reator é fracionada através de três colunas de destilação, que fornecem quatro novas correntes:

- Corte C5 – corrente com hidrocarbonetos de cinco carbonos;
- Corte C6-C8 - corrente com hidrocarbonetos de seis a oito carbonos;
- Corte C9 - corrente com hidrocarbonetos de nove carbonos;
- Corte C10+ - corrente com hidrocarbonetos de dez ou mais carbonos.

O corte C6-C8 oriundo do primeiro estágio de reação contém compostos sulfurosos. Estes compostos sulfurosos são hidrodessulfurizados no segundo estágio de reação, conforme ilustra a Figura 3.4. O efluente do reator do segundo estágio, livre de olefinas (carbonos com dupla ligação), é processado em uma coluna estabilizadora para a remoção do sulfeto de hidrogênio (H_2S), retirado no topo da coluna. O produto de fundo é enviado para a área de Extração de Aromáticos. Os cortes C5 e C9 são utilizados na formulação de gasolina automotiva. O corte C10+ é utilizado como óleo combustível para a geração de vapor na unidade de Utilidades.

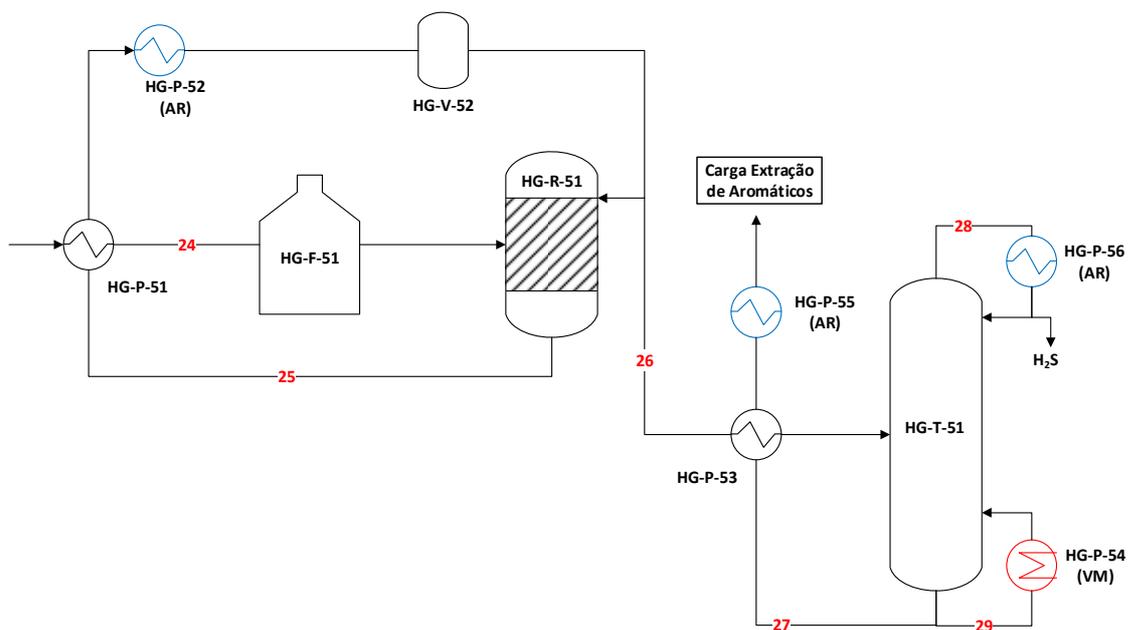


Figura 3.4: Segundo estágio da área de Hidrogenação de Gasolina.

3.2.2 Área de Extração de Aromáticos

O objetivo da área de Extração de Aromáticos (área EX) é obter, através de um processo de extração por solvente, um extrato de compostos aromáticos contendo benzeno, tolueno e xilenos, a partir do corte C6-C8 hidrogenado na área de Hidrogenação de Gasolina. Estes componentes aromáticos são, posteriormente, separados na área de Fracionamento de Aromáticos. A Figura 3.5 apresenta o fluxograma de processo da área. Com relação a operação de extração, ela é constituída das seguintes fases:

- Extração líquido-líquido: processa-se em contracorrente entre o corte C6-C8 hidrogenado e um solvente.
- Retificação do extrato (*stripping*): onde os compostos não-aromáticos contidos no solvente rico em aromáticos são removidos na corrente de topo.
- Recuperação de solvente: a separação entre os compostos aromáticos e o solvente é facilmente realizada devido à grande diferença entre os pontos de ebulição das duas frações.
- Lavagem com água: visa a remoção do solvente dissolvido na corrente C6-C8 isenta de compostos aromáticos.

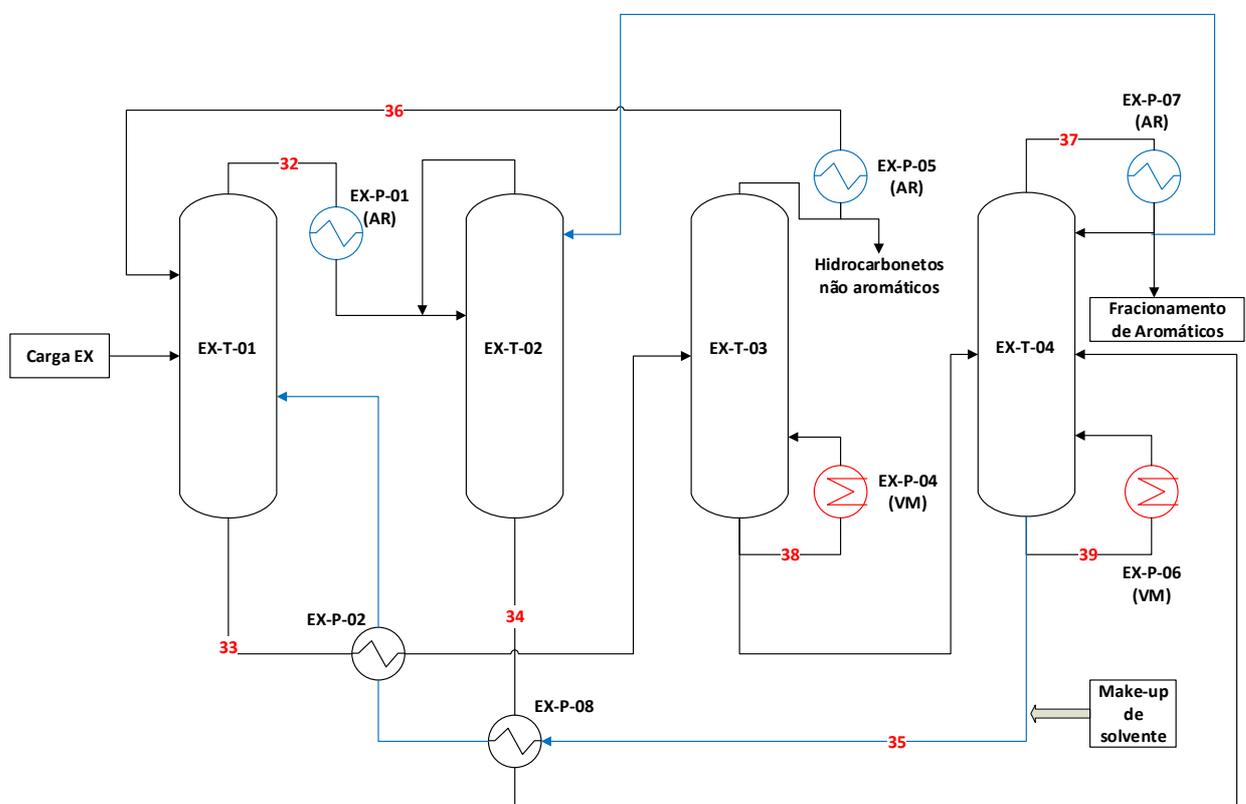


Figura 3.5: Fluxograma de processo da área de Extração de Aromáticos.

3.2.3 Área de Fracionamento de Aromáticos

O objetivo da área de Fracionamento de Aromáticos (área FR) é produzir benzeno, tolueno, e xilenos de alta pureza a partir do extrato aromático produzido na área de Extração de Aromáticos. O extrato aromático da área de Extração de Aromáticos é pré-aquecido em um permutador de calor (FR-P-01) antes de ser enviado para dois vasos de argila (FR-V-01 A/B). Nestes vasos a carga é tratada com argila, a qual age como um catalisador “brando” estabilizando as olefinas residuais da área de hidrogenação, e adsorvendo compostos de enxofre, basicamente.

De acordo com os fluxogramas das Figuras 3.6 e 3.7, o benzeno, o tolueno e os xilenos são separados e purificados em uma sequência de torres de destilação fracionada, de acordo com o ponto de ebulição de cada composto.

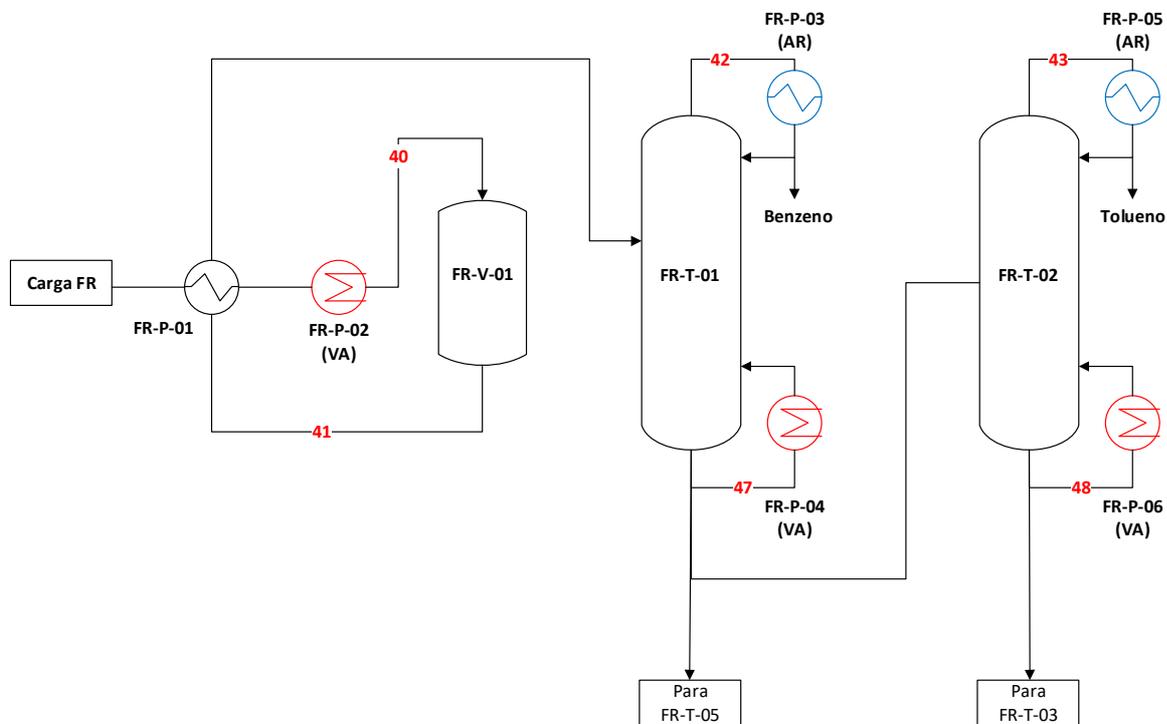


Figura 3.6: Fluxograma de processo da área de Fracionamento de Aromáticos.

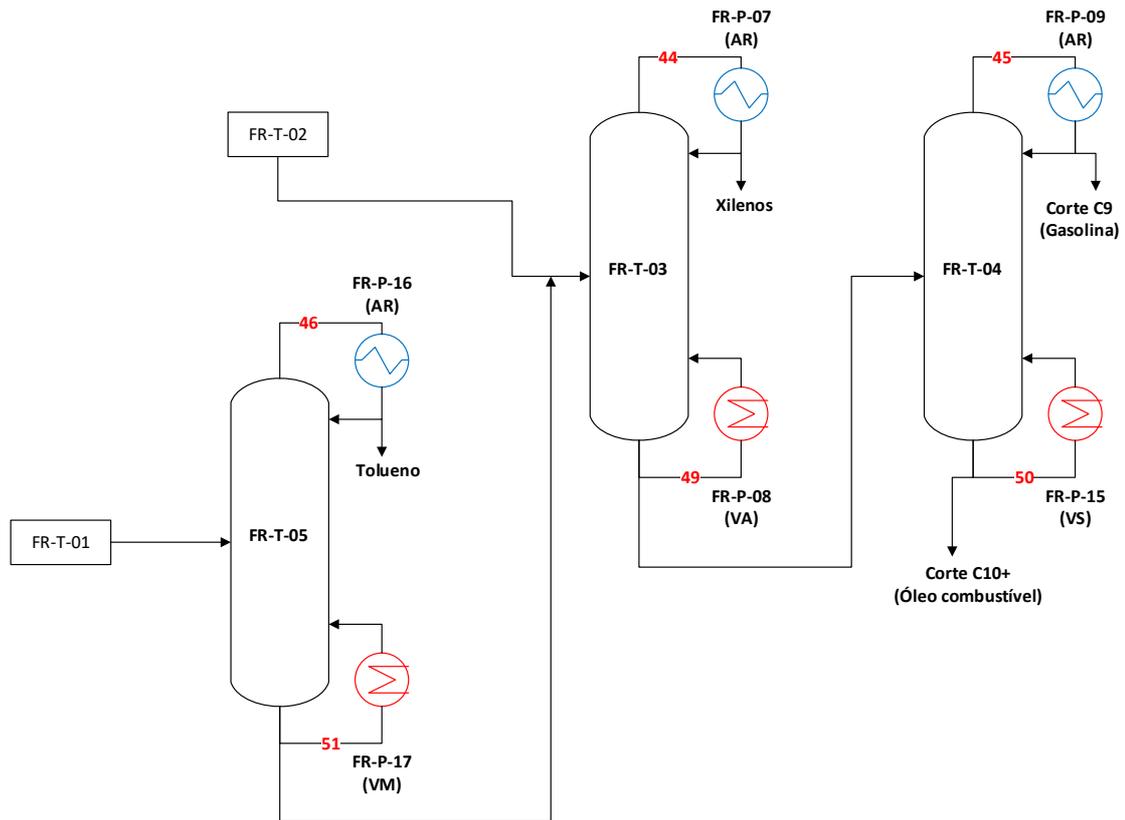


Figura 3.7: Fluxograma de processo da área de Fracionamento de Aromáticos.

3.2.4 Área de Extração de Benzeno

A finalidade da área de Extração de Benzeno (área EB) é recuperar uma corrente de benzeno a partir da gasolina produzida na unidade de Olefinas, e hidrogenada em duas etapas na área de Hidrogenação de Gasolina. A Figura 3.8 apresenta o fluxograma de processo da área, que é dividida nas seguintes seções:

- Seção de Pré-fracionamento;
- Seção de Destilação Extrativa;
- Seção de Estripagem e Regeneração de Solvente.

Na coluna de pré-fracionamento (EB-T-01), a carga (gasolina hidrogenada) é dividida em uma fração de benzeno (produto de topo), que consiste em benzeno e outros compostos de ponto de ebulição similares ou menores, e uma corrente de fundo com hidrocarbonetos de sete ou mais carbonos (C7+) contendo compostos com ponto de ebulição maior que o benzeno. A fração C7+, obtida no fundo da torre de pré-fracionamento, é utilizada na formulação de gasolina automotiva. A fração de benzeno obtida como produto de topo é enviada para a destilação extrativa.

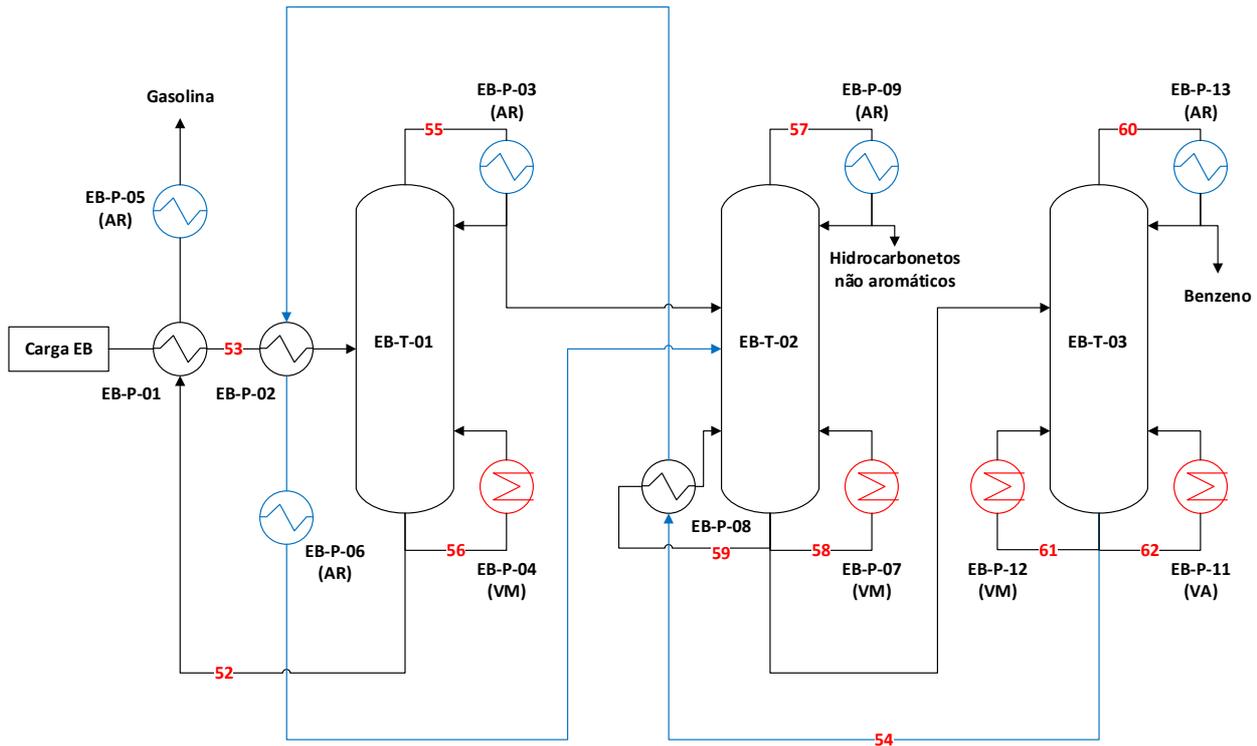


Figura 3.8: Fluxograma de processo da área de Extração de Benzeno.

3.2.5 Área de Éter metil terc-butílico - MTBE

A área de processo do MTBE (área ME) visa produzir éter metil terc-butílico, um aditivo utilizado na gasolina automotiva, através da reação do isobuteno com o metanol. O isobuteno é um subproduto proveniente da área de produção de Butadieno, que utiliza como carga o corte C4 oriundo da unidade de Olefinas.

O isobuteno é convertido em MTBE, via reação com metanol, em dois estágios. O primeiro é composto por um reator tubular resfriado com água (ME-R-01) e um reator adiabático (ME-R-02), enquanto que o segundo é composto por dois reatores adiabáticos (ME-R-03 e ME-R-04). Todos os reatores trabalham totalmente cheios de líquido. A Figura 3.9 apresenta o fluxograma de processo da área.

O produto dos reatores é separado em MTBE e corte C4 não convertido em duas torres de destilação. O MTBE produto é enviado diretamente para a área de estocagem, e o corte C4 não convertido (refinado) é lavado na unidade e enviado para estocagem, ou diretamente como carga para a área de produção de Buteno-1.

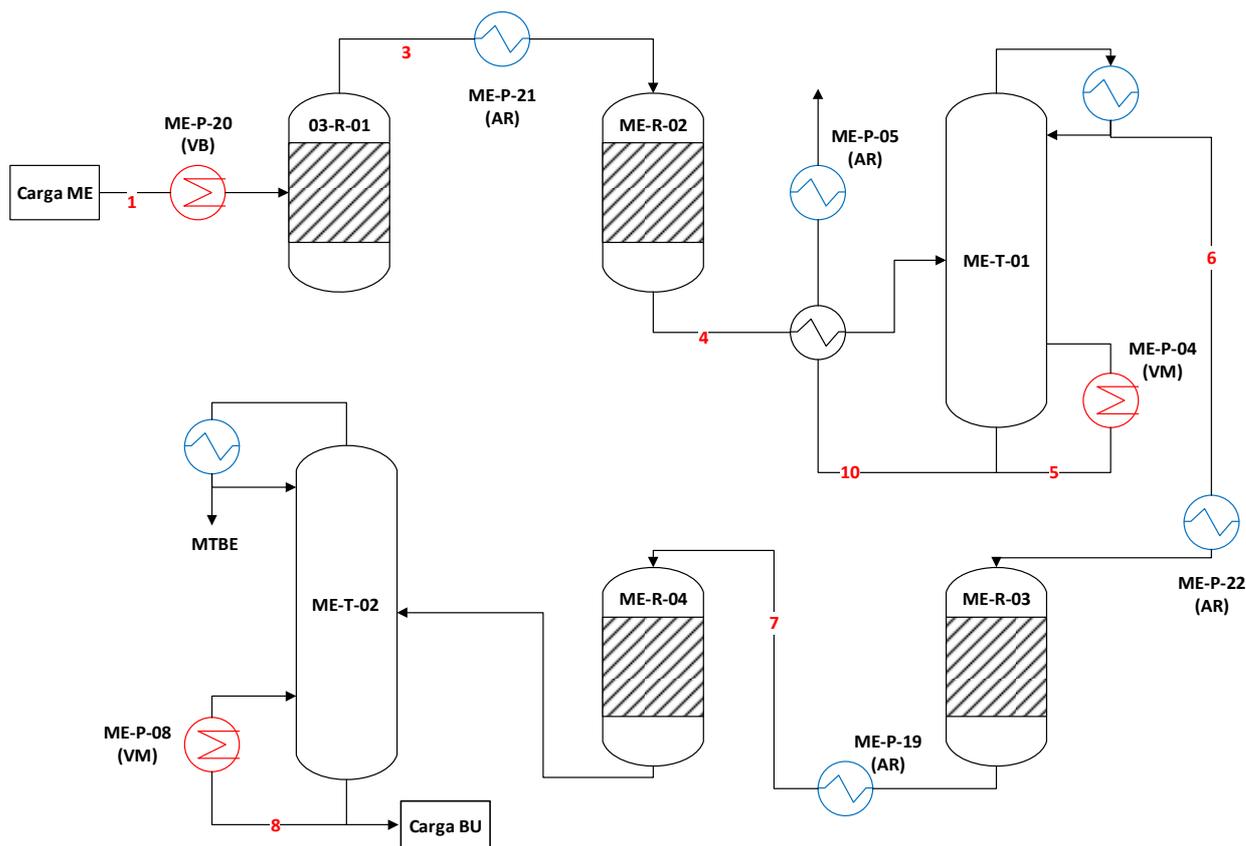


Figura 3.9: Fluxograma de processo da área de MTBE.

3.2.6 Área de Buteno-1

A área de Buteno-1 (área BU) recebe o refinado da área de MTBE, e separa o buteno-1 de uma mistura de hidrocarbonetos de quatro carbonos (C4) leves e pesados. A Figura 3.10 apresenta o fluxograma de processo da área. Dois sistemas de fracionamento são utilizados para realizar a separação: um sistema remove os componentes pesados (C4 *splitter*), enquanto o outro separa os componentes leves do buteno-1 produto.

A C4 *splitter* (BU-T-01) separa os componentes pesados contidos na carga (n-butano, cis-buteno-2 e trans-buteno-2) dos componentes leves. O destilado é enviado para a segunda torre de destilação (BU-T-02). O produto de fundo (C4 pesado) é resfriado com água de resfriamento no trocador BU-P-06, e enviado para estocagem.

3.3 Correntes de processo da unidade de Aromáticos

A unidade petroquímica de Aromáticos em estudo possui pouca integração energética entre as suas correntes de processo, e um elevado consumo de energia, condição que motivou as avaliações de integração das suas áreas operacionais. Nestas avaliações, foi excetuada a integração da área de Butadieno. Isto porque, esta área já possui uma complexa integração energética com a corrente de solvente utilizada no processo, o que aumenta a dificuldade do reprojeto da rede de trocadores de calor. Assim, a avaliação considerou apenas a integração das seguintes áreas: Hidrogenação de Gasolina (HG), Extração de Aromáticos (EX), Fracionamento de Aromáticos (FR), Extração de Benzeno (EB), MTBE (ME) e Buteno-1 (BU).

A primeira etapa do trabalho consistiu na definição das correntes de processo a serem integradas em cada uma das áreas operacionais, com base no estudo dos fluxogramas de processo e documentos de projeto dos trocadores de calor. O conhecimento prévio do autor sobre os processos avaliados foi fundamental para a delimitação dos pontos de origem e destino de cada corrente, ou seja, os pontos inicial e final das correntes dentro do processo.

Ao total foram elencadas 62 correntes de processo para integração, e após a etapa de delimitação, as correntes foram identificadas e numeradas. Com base nos fluxogramas de engenharia foi realizado o levantamento da instrumentação existente em cada corrente. A maioria delas possui monitoramento *online* de vazão e temperatura, variáveis chave para a integração energética. Estas medições são armazenadas em um banco de dados do *software Aspen Process Explorer V9*, que foi utilizado para a coleta dos dados históricos de processo.

Os dados de vazão mássica e temperatura de cada corrente de processo foram coletados dentro do período histórico de um ano, entre junho de 2017 e junho de 2018. A frequência de coleta aplicada foi o valor médio das variáveis a cada 8 horas de operação da unidade. Para as correntes sem monitoramentos *online*, a vazão mássica foi estimada através do balanço de massa do processo, e a temperatura medida com o auxílio de pirômetro portátil. As duas primeiras etapas do estudo, identificação das correntes de processo e coleta dos dados, demandou aproximadamente 4 meses de trabalho do autor.

Na sequência, realizou-se a etapa de tratamento dos dados de processo, na qual foram excluídos os valores referentes aos períodos de paradas de manutenção, testes operacionais e transientes de produção (emergências ou instabilidades operacionais). Por fim, para as análises de integração foram compilados apenas os valores típicos médios dos parâmetros de processo de cada corrente, seguindo as seguintes premissas:

- **Temperatura:** utilizou-se o banco de armazenamento de dados do *Aspen Process Explorer V9*, responsável por arquivar os dados de processo medidos e lidos pelo sistema de automação e controle da planta industrial em estudo. Para o caso das correntes de processo que não possuem leitura de temperatura *online* disponível no sistema de automação, realizou-se medição de campo com o uso de pirômetro portátil.

- **Capacidade calorífica equivalente (mC_p):** existem correntes que trocam apenas calor sensível, porém outras possuem troca de calor latente. Desta forma, para padronizar as análises de integração energética, calculou-se o mC_p equivalente de cada corrente. Este parâmetro consiste na multiplicação da vazão mássica pelo calor específico da corrente, para o caso de troca de calor sensível. Já para o caso de calor latente, aplicou-se a seguinte metodologia:
 - **Calor latente:** para transformar o calor latente em calor sensível, multiplicou-se o calor latente de condensação/vaporização da corrente pela sua vazão mássica, e após dividiu-se a carga térmica obtida pela diferença entre as temperaturas inicial e final da corrente. Neste processo foi assumido um limite mínimo de 1°C para a diferença de temperatura, para evitar divisões por zero. No entanto, todas as correntes apresentaram diferença de temperatura superior a 1°C , e não foi necessário forçar o valor limite para nenhuma corrente. Para o caso das correntes de processo aquecidas por utilidades quentes, ou resfriadas por utilidades frias, a carga térmica da corrente foi obtida através do balanço de energia pelo lado das utilidades, que possuem mais dados disponíveis e calor específico conhecido, independente da composição do lado do processo. Toda esta abordagem facilita a etapa de análise das combinações de troca térmica entre as correntes de processo, porém pode eventualmente inviabilizar algum trocador de calor, pois o calor específico varia com a temperatura (Kemp, 2007). Desta forma, os trocadores de calor obtidos através desta abordagem devem ser, posteriormente, avaliados por simulação rigorosa.
- **Entalpia:** é a quantidade de energia (calor) cedida ou absorvida por unidade de massa de cada corrente. É obtida através da multiplicação do mC_p equivalente pela diferença de temperatura (ΔT).
- **Coefficiente de troca convectiva (h):** as redes de trocadores de calor atuais foram reproduzidas no *Aspen Energy Analyzer V8.8*, e o coeficiente de troca convectiva das correntes de processo foi determinado através de análise comparativa entre a área de troca térmica de cada trocador com a referência do projeto. Ou seja, com o auxílio do *software* da *Aspen* os coeficientes de troca convectiva foram ajustados manualmente até que os trocadores simulados atingissem a área de troca térmica de projeto, com base na carga térmica atual de cada corrente. Assim, foi possível consolidar o balanço de energia das correntes de processo conforme o cenário real observado nas leituras. Este procedimento se mostrou bastante efetivo, pois minimizou os desvios entre as áreas de troca térmica simuladas e as áreas de troca térmica de projeto. O fato do *Aspen Energy Analyzer* considerar apenas os aspectos térmicos dos trocadores de calor gera desvios em relação aos coeficientes globais de troca térmica, pois esta variável é diretamente afetada pelas condições de escoamento dos fluidos, como velocidade e perda de carga. Assim, o ajuste manual dos coeficientes convectivos de cada corrente tem como objetivo lidar com esta limitação do *software*.

Os valores típicos médios dos parâmetros de processo das 62 correntes avaliadas neste trabalho são apresentados na Tabela 3.1, bem como a nomenclatura utilizada.

Tabela 3.1: Dados das correntes de processo das áreas de Aromáticos.

Área	Nº	Corrente	Tipo	Tin (°C)	Tout (°C)	mC ^p equivalente (kcal/h°C)	Entalpia (kcal/h)	h (kcal/hm ² °C)
ME	1	Carga ME	FRIA	30,9	44,5	19.582,0	-266.414,6	1100
	2	Reciclo MER01	QUENTE	46,6	44,2	299.467,0	709.781,1	550
	3	Carga MER02	QUENTE	46,5	42,2	18.274,0	78.981,6	550
	4	Carga MET01	FRIA	43,1	86,3	19.638,0	-849.941,7	1200
	5	Reboiler MET01	FRIA	115,0	130,2	170.856,0	-2.594.880,9	900
	6	Carga MER03	QUENTE	59,1	42,0	8.157,0	139.584,1	500
	7	Carga MER04	QUENTE	46,5	42,0	8.268,0	37.394,2	500
	8	Reboiler MET02	FRIA	118,4	128,4	188.603,0	-1.882.334,9	950
	9	MEP12	FRIA	107,2	110,3	438.388,0	-1.378.253,6	1300
	10	Fundo MET01	QUENTE	139,9	31,4	8.862,0	961.619,3	1000
BU	11	Refluxo BUT01	QUENTE	56,3	49,0	1.304.708,0	9.463.790,3	800
	12	Reboiler BUT01	FRIA	67,1	72,0	1.402.587,0	-6.924.186,9	380
	13	Refluxo BUT03	QUENTE	50,4	45,3	867.632,0	4.366.021,0	800
	14	Reboiler BUT02	FRIA	58,8	63,0	1.433.684,0	-5.989.613,9	380
	15	Buteno	QUENTE	58,8	30,9	3.229,0	90.115,7	400
	16	C4 pesado	QUENTE	67,1	30,0	4.042,0	149.809,8	400
HG	17	Carga HG	FRIA	32,4	73,8	86.842,0	-3.601.252,2	400
	18	Saída HGR01	QUENTE	159,2	119,3	90.203,0	3.602.229,4	400
	19	Reciclo HGR01	QUENTE	119,0	31,7	36.816,4	3.212.306,9	390
	20	Refluxo HGT01	QUENTE	63,4	32,5	159.937,1	4.928.098,5	450
	21	Reboiler HGT01	FRIA	153,9	155,8	2.599.832,7	-4.853.670,5	500
	22	Refluxo HGT02	QUENTE	76,1	45,3	203.718,0	6.261.908,0	500
	23	Reboiler HGT02	FRIA	167,6	167,9	17.025.356,3	-3.633.407,1	460
	24	Carga HGF51	FRIA	50,4	247,7	38.796,0	-7.656.517,0	430
	25	Saída HGR51	QUENTE	316,4	34,2	37.308,0	10.526.512,5	430
	26	Carga HGT51	FRIA	34,2	130,6	22.754,0	-2.192.242,0	750
	27	Fundo HGT51	QUENTE	170,5	29,5	23.543,9	3.321.226,2	750
EX	28	Refluxo HGT51	QUENTE	83,8	31,5	10.037,0	524.747,7	330
	29	Reboiler HGT51	FRIA	172,9	173,8	2.462.634,2	-2.171.737,7	700
	30	Refluxo HGT03	QUENTE	97,0	47,8	2.216,1	108.975,8	330
	31	Reboiler HGT03	FRIA	175,1	182,5	159.410,1	-1.173.348,5	190
	32	Topo EXT01	QUENTE	80,6	36,0	6.926,0	309.223,9	450
	33	Solvente + HC (fundo EXT01)	FRIA	65,3	108,0	116.517,2	-4.976.450,8	300
	34	Solvente + água (fundo EXT02)	FRIA	100,0	121,0	98.476,2	-2.068.000,0	1000
	35	Solvente limpo (fundo EXT04)	QUENTE	177,0	80,0	72.625,0	7.044.625,0	1000
	36	Topo EXT03	QUENTE	74,3	35,4	116.340,0	4.524.835,1	900
	37	Topo EXT04	QUENTE	108,8	33,1	97.739,0	7.403.592,6	480
	38	Reboiler EXT03	FRIA	160,0	165,7	1.368.329,9	-7.822.222,7	650
	39	Reboiler EXT04	FRIA	150,0	177,0	120.882,8	-3.263.836,7	350

Área	Nº	Corrente	Tipo	Tin (°C)	Tout (°C)	mC ^P equivalente (kcal/h°C)	Entalpia (kcal/h)	h (kcal/hm ² °C)
FR	40	Carga FR	FRIA	40,0	199,7	19.530,7	-3.118.876,4	750
	41	Saída FRV01	QUENTE	215,0	133,4	21.087,4	1.721.618,7	750
	42	Refluxo FRT01	QUENTE	84,5	42,2	110.194,4	4.665.438,5	800
	43	Refluxo FRT02	QUENTE	111,1	42,4	24.461,6	1.679.973,1	700
	44	Refluxo FRT03	QUENTE	137,1	72,4	22.157,4	1.431.820,6	450
	45	Refluxo FRT04	QUENTE	159,1	41,8	2.448,0	287.252,8	400
	46	Refluxo FRT05	QUENTE	113,9	69,3	22.938,3	1.021.990,7	800
	47	Reboiler FRT01	FRIA	139,7	141,0	3.318.566,5	-4.176.473,6	400
	48	Reboiler FRT02	FRIA	154,4	177,0	81.604,0	-1.841.911,5	300
	49	Reboiler FRT03	FRIA	177,9	215,0	39.361,3	-1.461.116,2	650
	50	Reboiler FRT04	FRIA	159,5	173,0	16.534,3	-223.181,8	200
51	Reboiler FRT05	FRIA	157,0	159,0	519.841,5	-1.045.517,0	1000	
EB	52	C7+ EB	QUENTE	136,8	32,9	5.950,3	618.331,4	600
	53	C6C8 EB	FRIA	33,5	75,0	13.874,7	-575.325,9	850
	54	Solvente EB	QUENTE	208,4	120,0	48.265,0	4.268.678,1	750
	55	Topo EBT01	QUENTE	89,3	80,0	343.392,2	3.198.827,4	500
	56	Reboiler EBT01	FRIA	137,6	141,5	858.014,4	-3.355.494,0	600
	57	Topo EBT02	QUENTE	96,3	36,4	5.389,2	322.464,8	750
	58	Reboiler EBT02A	FRIA	157,8	174,2	85.005,8	-1.394.511,3	450
	59	Reboiler EBT02B	FRIA	143,0	157,1	153.462,4	-2.171.768,0	172
	60	Topo EBT03	QUENTE	52,2	45,1	320.997,4	2.304.490,4	650
	61	Reboiler EBT03A	FRIA	166,4	179,0	59.159,2	-746.745,0	300
	62	Reboiler EBT03B	FRIA	201,2	209,8	243.435,7	-2.094.889,1	350

3.4 Utilidades disponíveis

A unidade de Aromáticos avaliada possui a disponibilidade das seguintes utilidades quentes:

- Vapor de super alta pressão (VS);
- Vapor de alta pressão (VA);
- Vapor de média pressão (VM);
- Vapor de baixa pressão (VB).

O vapor de super alta pressão é produzido em caldeiras aquatubulares e fornos de pirólise com pressão de 113 kgf/cm² e temperatura de 525°C. A energia térmica utilizada para gerar o vapor de super alta pressão provém da queima de três tipos de combustíveis: gás combustível, óleo combustível e carvão mineral. O vapor produzido é utilizado para acionar as grandes máquinas do processo, como por exemplo: tubocompressores, turbobombas e turbogeradores de energia elétrica.

A partir do vapor de super alta pressão são obtidos os demais níveis de vapor d' água utilizados nos processos da empresa: vapor de alta pressão, com 42kgf/cm^2 e 400°C ; vapor de média pressão, com 18kgf/cm^2 e 315°C ; e vapor de baixa pressão, com $4,5\text{kgf/cm}^2$ e 225°C . A Tabela 3.2 apresenta as propriedades físicas de cada corrente de vapor fornecida pela central de utilidades da empresa.

Tabela 3.2: Utilidades quentes disponíveis na planta industrial em análise.

Utilidades quentes	Temperatura saturação ($^\circ\text{C}$)	Pressão (kgf/cm^2)	Calor latente de vaporização (kcal/kg)
VS	319	113,0	303
VA	255	42,0	406
VM	205	17,5	460
VB	148	4,7	508

Conforme o esquema da Figura 3.11, todos os ajustes de pressão no vapor de alta (VA) e média (VM) pressões são realizados em turbinas de extração-condensação, turbinas de contrapressão, ou em válvulas redutoras de pressão. A diferença é que nas válvulas redutoras de pressão não há a geração de trabalho, pois o processo é isentálpico.

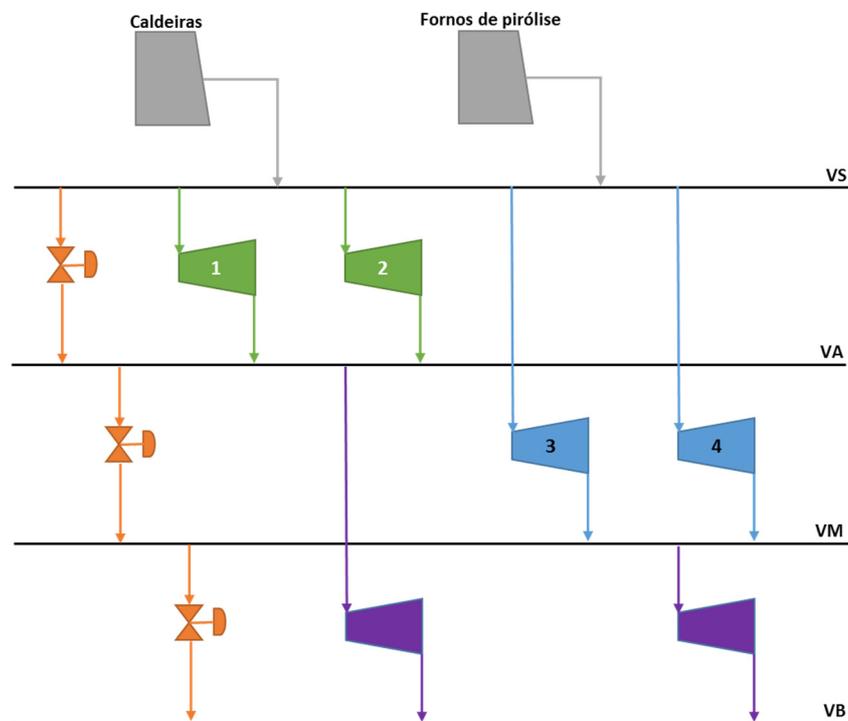


Figura 3.11: Representação esquemática da rede de vapor da planta petroquímica.

Caso a pressão do sistema de VA aumente, as turbinas 1 e 2 indicadas na Figura 3.11 reduzem a extração de VA para o coletor, e aumentam a condensação de vapor. Para o VM, o sistema opera da mesma forma através das turbinas 3 e 4. A relação empírica de extração, tanto para o VA quanto para o VM, é a seguinte: cada tonelada de VS admitida nas turbinas produz meia tonelada de VA ou VM, sendo o restante condensado em condensadores a vácuo com água de resfriamento. Assim, quando o consumo de VA ou VM é reduzido no processo, a produção de VS nas caldeiras reduz em torno de 50% deste montante.

Portanto, o impacto financeiro é contabilizado a partir da redução do consumo de combustível queimado nas caldeiras, que normalmente é o carvão mineral. Cada combustível utilizado possui um fator de geração (FG), que é a quantidade de vapor gerada por tonelada de combustível queimado. Assim, o cálculo do impacto financeiro, em R\$/ano, oriundo da redução do consumo de VA, ou VM, é expresso por:

$$Custo = \frac{Q \cdot 24 \cdot 365 \cdot 0,5}{FG} \cdot CC \quad (3.1)$$

onde:

Q = vazão de VM, ou VA reduzida no processo, em t/h;

FG = fator de geração do combustível reduzido, em tonelada de VS/tonelada de combustível;

CC = preço do combustível marginal reduzido, em R\$/t.

Além das utilidades quentes indicadas anteriormente, para as análises de integração energética deste trabalho foi considerada a utilização do condensado de vapor de baixa pressão (CB) como utilidade quente. Esta corrente é formada pela mistura dos condensados de vapor da planta, que possuem baixa utilização no processo e baixo valor agregado. Esta corrente necessita ser resfriada de 110°C até 70°C. Como utilidade fria a unidade operacional utiliza apenas água de resfriamento (AR), que é suprida a 25°C e retorna para a torre de resfriamento a 35°C.

Capítulo 4

Metodologias de reprojeto das redes de troca térmica

Neste capítulo são descritas as metodologias aplicadas na integração das áreas operacionais da unidade petroquímica de Aromáticos, bem como na integração total das correntes de processo da unidade. Primeiramente, é detalhada a sequência de aplicação das metodologias e as avaliações realizadas, e em seguida os conceitos de cada metodologia são abordados e descritos.

Na primeira etapa, as áreas operacionais foram integradas individualmente, através da metodologia *pinch*. Com o uso do *software Aspen Energy Analyzer V8.8* foram determinados os consumos mínimos de utilidades para cada área, e construídos os diagramas de grade das redes de trocadores atuais. A partir das redes atuais, realizou-se a evolução para as novas redes de troca térmica, com base em uma série de premissas detalhadas na sequência deste capítulo. Os resultados foram comparados com os alvos energéticos das redes MER.

Após as integrações individuais das áreas operacionais, realizou-se a análise de integração total das correntes de processo, considerando a unidade de Aromáticos como uma única área operacional. Foram determinados os consumos mínimos de utilidades, e os resultados comparados com os consumos do cenário de integração individual das áreas operacionais. Para a obtenção da rede MER referente à integração total da unidade de Aromáticos, foi utilizado o ambiente de otimização do *Aspen Energy Analyzer V8.8*. Neste ambiente o *software* gera automaticamente as redes de trocadores de calor, com base nos dados de processo informados pelo usuário. Para realizar a síntese automática das redes de trocadores de calor, o *Aspen Energy Analyzer V8.8* utiliza um algoritmo de programação matemática baseado no modelo de superestruturas do *Synheat* (Yee e Grossmann, 1990), e resolve o problema com um *solver* de propriedade da *Aspen*.

A partir das redes de trocadores atuais, foi proposto um novo *lay-out* de troca térmica através da evolução para uma nova rede global da unidade. A rede foi evoluída a partir das premissas heurísticas da metodologia *pinch*, e os resultados comparados com os alvos da rede MER.

A evolução das redes de algumas áreas operacionais, através das regras heurísticas da tecnologia *pinch*, não atingiram as metas das redes MER, devido às restrições e premissas adotadas pelo autor. Desta forma, foram utilizadas técnicas de otimização para a determinação das combinações ótimas de troca térmica entre as correntes de processo.

Com o objetivo de encontrar as combinações ótimas de troca térmica nos cenários de integração individual e total da unidade de Aromáticos, o problema de síntese das redes MER foi tratado através de algoritmos de otimização sequencial: primeiro com um modelo de programação linear (LP), e em seguida com um modelo de programação linear inteira mista (MILP). Os algoritmos de programação matemática foram implementados no *software Gams 23.5.2*, e a resolução dos problemas de otimização tratada com o *solver Cplex*. As combinações obtidas por este método foram comparadas com aquelas propostas através da análise *pinch*.

Por fim, considerando todas as áreas integradas individualmente, foi aplicado um outro modelo de programação linear (LP) para a determinação da transferência de energia entre as diferentes áreas operacionais da unidade. O objetivo foi avaliar a transferência adicional de energia entre as áreas, ou blocos de áreas, integradas individualmente. O problema de otimização foi implementado no *Excel 2016* e tratado com o *solver* contido no *software*.

4.1 Síntese das redes de trocadores através da metodologia *pinch*

A análise *pinch* parte de uma definição inicial do problema a ser avaliado, no qual as operações unitárias são eliminadas, mantendo-se apenas as correntes de processo que as interligam e as correntes de utilidades disponíveis. As correntes de processo são caracterizadas por suas temperaturas de início e fim, e pela quantidade de energia que carregam: o produto vazão mássica (m) pelo calor específico (c_p) considerado constante.

A mínima diferença de temperatura admitida entre uma corrente quente e uma corrente fria que troquem calor entre si, o chamado delta de temperatura mínimo (ΔT_{\min}), é uma informação extremamente importante. Este parâmetro afeta diretamente o resultado da análise: quanto menor o ΔT , mais calor pode ser trocado entre as correntes quentes e frias e, portanto, maior o aproveitamento energético. Assim, menores são os custos operacionais da rede projetada, porém maiores serão as dimensões dos trocadores envolvidos, refletindo em maiores custos de investimento.

Conforme Kemp (2007), os estágios para executar a análise *pinch* são:

- determinar o balanço de massa e energia das correntes quentes e frias;
- extrair os dados das correntes de processo para a análise de integração;
- definir um delta de temperatura mínimo (ΔT_{\min});
- calcular as metas de energia e a temperatura do *pinch* para os processos analisados;
- investigar possibilidades de mudanças no processo;
- avaliar os aspectos do sítio industrial como um todo, incluindo as utilidades e a combinação da geração de energia elétrica e calor (máquinas de calor);
- projetar a rede de trocadores de calor, iniciando com a máxima recuperação de energia.

As curvas compostas de um processo qualquer são ilustradas na Figura 4.1, na qual a região vertical compreendida entre as curvas representa a possibilidade de recuperação de energia entre as mesmas, e à medida que as curvas se aproximam horizontalmente uma da outra maior será esta possibilidade de troca térmica, até o ponto no qual atingem a menor distância vertical permitida (diferença mínima de temperatura - ΔT_{\min}). Neste ponto, a energia restante para satisfazer o balanço térmico das correntes deve ser fornecida pelo sistema de utilidades, e representa o consumo mínimo de utilidades quentes e frias necessárias para o processo. De acordo com o gráfico da Figura 4.1, em cada intervalo de temperatura a inclinação das curvas é representada pela razão ($1/mC_p$), a partir da soma vetorial do conteúdo energético das correntes quentes e frias ($m \cdot C_p \cdot \Delta T$).

A partir das curvas compostas surge o elemento que dá origem ao nome da metodologia, o ponto de *pinch*, que é o ponto de estrangulamento que divide o processo em duas sub-regiões: a região acima do *pinch* é deficitária em energia, de forma que além do calor fornecido pelas correntes quentes necessita de energia externa (na forma de utilidades quentes), para suprir a demanda das correntes frias; já na região abaixo do *pinch*, as correntes quentes são superavitárias em energia, e precisam entregar parte de seu calor às utilidades frias. A partir da observação das curvas compostas é possível determinar o consumo mínimo de utilidades quentes e frias.

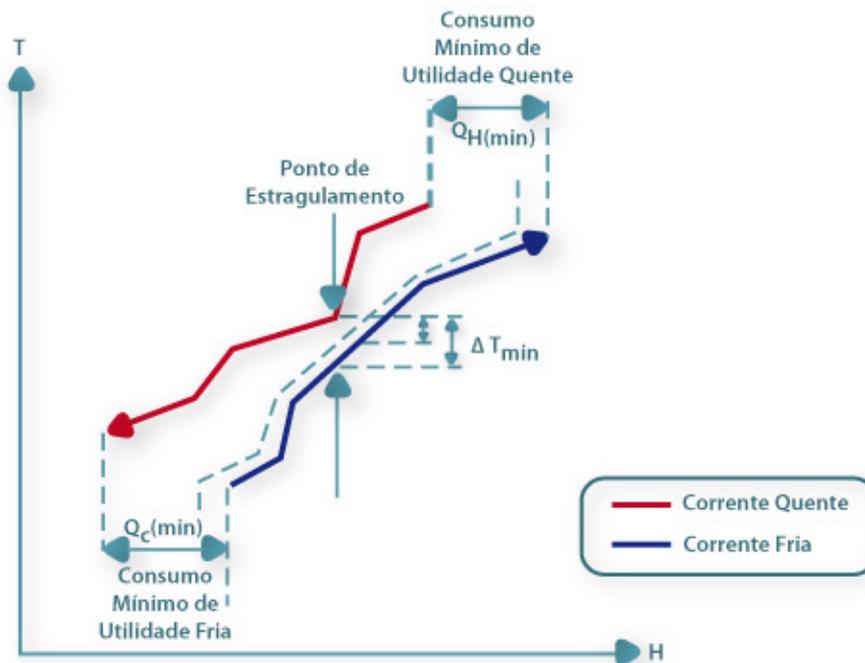


Figura 4.1: Representação gráfica das curvas compostas quente e fria (Fonte: Portal Laboratórios Virtuais – Repositório Digital da FCTUC).

A alocação das utilidades é a etapa que consiste na determinação da quantidade requerida de cada utilidade quente e fria e seu uso sugerido no processo. Isto é realizado a partir da grande curva composta (GCC), resultante da diferença entre as curvas quentes e frias no diagrama TxH. Partindo-se do diagrama das curvas compostas, a curva das correntes frias é deslocada $+\Delta T_{\text{min}}/2$ unidades no eixo das temperaturas, enquanto a curva das correntes quentes é deslocada $-\Delta T_{\text{min}}/2$ unidades no mesmo eixo, de forma que ambas coincidam no ponto de *pinch*.

Através da GCC é possível identificar as regiões em que as correntes de processo suprem as necessidades de troca térmica, e onde as utilidades são necessárias. Conforme o gráfico da Figura 4.2, observa-se uma região em que a carga térmica das correntes frias pode ser suprida pelas correntes quentes, enquanto uma pequena porção das correntes frias de mais alta temperatura requer uma utilidade de temperatura T_1 ou superior. Próximo do *pinch*, o restante da carga térmica demandada pelas correntes frias pode ser suprida por uma utilidade de temperatura T_2 ou superior. Observa-se também as quantidades requeridas destas utilidades (Q_1 e Q_2 , respectivamente), cuja soma coincide com a carga térmica total requerida acima do *pinch*, informação essa que as curvas compostas já forneceram anteriormente.

A vantagem da grande curva composta é permitir a alocação da quantidade máxima das utilidades de menor valia (menor temperatura), minimizando o uso das dispendiosas utilidades de mais alta temperatura. O raciocínio de alocação das utilidades frias abaixo do *pinch* segue o mesmo princípio acima descrito. As utilidades frias são alocadas de acordo com as temperaturas demandadas, e nas quantidades necessárias para suprir as correntes quentes de processo. Conhecendo-se os consumos mínimos das utilidades quentes e frias, e a alocação correta destas utilidades, é possível esboçar a rede de trocadores de calor que busca atingir estes objetivos. A

metodologia de geração da rede de trocadores de calor que resulta no mínimo consumo de utilidades é denominada síntese da rede.

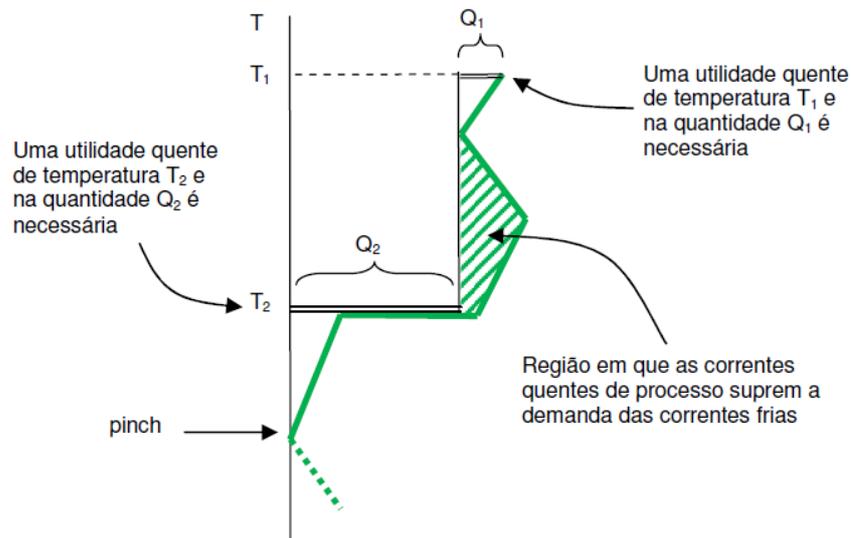


Figura 4.2: Alocação apropriada das utilidades (Fonte: Beninca, 2008).

4.1.1 Regras e premissas para a síntese das redes

As etapas anteriores permitiram a determinação das quantidades mínimas e os tipos de utilidades necessárias no processo. Estas informações permitem o esboço da rede de trocadores de calor que busca atingir estes objetivos. Segundo Linnhoff e Hidmarsh (1983), a identificação do ponto de *pinch* e suas características permitem fazer as seguintes observações:

- é possível a divisão do problema em duas regiões: uma acima e outra abaixo do *pinch*, sendo a região superior uma receptora (sorvedouro) de calor (somente utilidade quente é necessária) e a região inferior uma fonte de calor (somente utilidade fria é necessária);
- cada região é independente e equilibrada energeticamente (correntes de processo + utilidade). Para a construção de uma rede que garanta as metas de consumo mínimo de energia, existem três regras básicas:
 1. não transferir calor do processo através do *pinch*;
 2. não utilizar utilidade quente para correntes abaixo do *pinch*;
 3. não utilizar utilidade fria para correntes acima do *pinch*.
- caso haja desequilíbrio energético no projeto da rede, por determinada transferência de calor através do *pinch*, este valor incidirá no mesmo acréscimo de utilidade quente e fria acima do consumo mínimo.

As regras estabelecidas pela tecnologia *pinch* para a síntese de rede podem acarretar no aparecimento de ciclos de trocadores de calor. Estes ciclos são laços de troca térmica. Um ciclo é formado quando duas correntes de processo, uma quente e outra fria, são combinadas duas ou mais vezes. O aparecimento de ciclos implica em um número de unidades de troca térmica acima do mínimo.

A síntese da rede de trocadores inicia-se a partir da representação das correntes de processo no Diagrama de Grades (*Grid*), conforme ilustrado na Figura 4.3, que dispõe as correntes de acordo com suas temperaturas de início e fim (quentes ou frias), e localiza espacialmente o ponto, ou pontos, de *pinch*. No Diagrama de Grades, a síntese da rede inicia-se pelo *pinch*. No caso de vários pontos de *pinch*, a síntese começa pelo *pinch* mais restrito, aquele com menor flexibilidade de escolha dos pares de correntes a trocarem calor. Nas proximidades do *pinch*, escolhem-se correntes frias e quentes de forma a trocarem calor obedecendo regras simples (Linhoff et al., 1982):

- acima do *pinch* (regiões de temperatura alta), escolher correntes de forma a obedecer a relação $(m \cdot cp)_{quente} \leq (m \cdot cp)_{fria}$. Isso é necessário a fim de evitar-se a violação do ΔT_{min} nos trocadores de calor junto ao *pinch*;
- abaixo do *pinch* (regiões de temperatura baixa), escolher correntes de forma a obedecer a relação $(m \cdot cp)_{quente} \geq (m \cdot cp)_{fria}$, pela mesma razão anterior;
- se não for possível obedecer às regras anteriores, ou quando o número de correntes quentes e frias for diferente, dividir as correntes de forma a atendê-las;
- nas correntes escolhidas, posiciona-se o permutador de calor de forma a trocar a máxima carga térmica, se possível trocando todo o calor disponível de uma das correntes (princípio do *tick-off*), para eliminá-la da análise. Afastando-se do *pinch* as regras deixam de ser restritivas, e o projetista passa a ter mais liberdade na escolha das correntes que trocarão calor. A síntese prossegue até que todas as correntes tenham trocado todo o seu calor disponível.

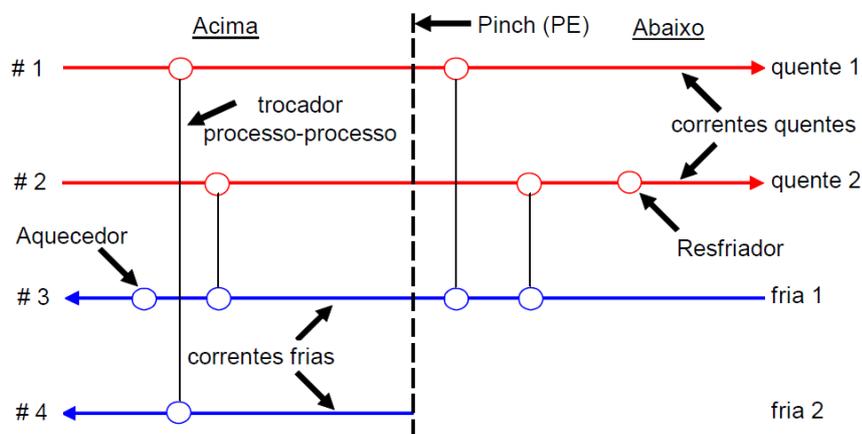


Figura 4.3: Representação gráfica do Diagrama de Grades (Fonte: Neto, 2005).

A rede sintetizada, em geral, apresenta complexidades, como: divisões de corrente, múltiplos trocadores de calor entre duas correntes, etc. Estas complexidades podem ser simplificadas em troca de uma menor recuperação de energia, impactando o consumo de utilidades. A otimização do número de trocadores da rede fica a cargo do projetista, que deve pesar o impacto energético frente à redução do custo de investimento. De acordo com Linnhoff et al. (1982), o processo de modificação da rede buscando a sua otimização é denominado de “Evolução da Rede”, e pode ser conduzido através de técnicas consolidadas, buscando-se ciclos (*loops*) e percursos (*paths*) na rede. Heurísticas pessoais do projetista também podem ser aplicadas, de acordo com o grau do seu conhecimento e experiência.

No reprojeto (*retrofit*), a rede evoluída pode ser comparada com a rede original e seus benefícios quantificados. Os trocadores existentes podem ser comparados aos propostos na rede evoluída, e sua adequação ao serviço proposto pode ser estimada pela análise da relação $Q/\Delta T_{ml}$, uma vez que a área de troca térmica está diretamente relacionada com estas grandezas. O processo consiste em avaliar se as novas áreas de troca térmica propostas são capazes de serem atendidas pelos trocadores existentes. Assim, os novos trocadores que apresentam valores de $Q/\Delta T_{ml}$ superiores aos demandados pela rede proposta indicam que estão adequados ao serviço. Caso contrário estão subdimensionados, o que exige investimento para aumento da área de troca térmica (Turton et al., 1998). Como a unidade de Aromáticos é uma planta existente, o roteiro de análise seguido é aquele proposto por Tjoe e Linnhoff (1986): iniciar com a análise e síntese do processo como se a planta não existisse, e evoluir o projeto de forma a aumentar a similaridade com a planta existente.

Na síntese de rede foi utilizado o *software Aspen Energy Analyzer V8.8*, da *Aspen Technology*, que facilita o processo de colocação dos trocadores de calor, automatizando etapas do trabalho. Um exemplo é o demorado processo de determinação das temperaturas terminais dos trocadores e a carga térmica restante das correntes, que quando executado manualmente está sujeito a erros de cálculo. Assim, podem ser geradas as redes MER que expõem as correntes quentes e frias, as utilidades e os *pinches* de processo e utilidades.

Para os casos de reprojeto de redes de trocadores, além de adotarem-se as regras tradicionais de posicionamento dos trocadores de calor, deve-se buscar a máxima similaridade com a rede instalada, ou seja, buscar aproveitar ao máximo os trocadores de calor existentes. Tal procedimento visa minimizar o investimento na modificação da rede (Linnhoff et al., 1982). A evolução das redes de trocadores de calor das áreas operacionais da unidade de Aromáticos seguiu a seguinte sistemática:

- identificação e eliminação de ciclos (*loops*) removendo-se o trocador de menor carga térmica;
- correção dos ΔT_{min} devido à eliminação dos *loops* através da identificação de um caminho (*path*) que interligue uma utilidade quente e uma utilidade fria através do trocador de calor que se deseja ajustar. No caso de correção de algum ΔT_{min} , foi aceito um valor mínimo de até 8°C;

- maior reutilização possível dos trocadores de calor existentes (área atual) para as novas combinações de troca térmica;
- foram descartados excessos de combinações de troca térmica para uma mesma corrente. O objetivo foi reduzir os impactos de perda de carga nas correntes de processo, o que na prática pode exigir o redimensionamento de bombas e compressores. Desta forma, não se admitiu mais do que três combinações para uma mesma corrente. De qualquer forma, estes impactos necessitam ser avaliados no reprojeto hidráulico da rede;
- foi descartado o uso de trocadores em série para o refervimento de colunas de destilação. Os motivos são a dificuldade no controle de carga térmica da coluna de destilação com dois refervedores em série, e a perda de carga imposta no sistema de termossifão. O arranjo de até dois refervedores em paralelo foi admitido;
- para o caso dos refervedores/condensadores que tiveram a sua utilidade quente/fria substituída por uma corrente de processo, o alinhamento da utilidade foi mantido e considerado a instalação de um novo trocador de calor. Esta premissa visa garantir a controlabilidade e a confiabilidade de operação da coluna de destilação, ou seja, para os casos de partida e distúrbios operacionais nos quais o processo não possui carga térmica suficiente para manter uma operação estável das colunas de destilação.

4.2 Determinação das combinações de troca térmica

A partir da aplicação da programação matemática, determinaram-se as combinações ótimas de troca de calor para as áreas operacionais que não atingiram as metas de consumo das redes MER (*maximum energy recovery*) através da aplicação das regras heurísticas da tecnologia *pinch*. O algoritmo utilizado é baseado no modelo *Transshipment*, desenvolvido por Papoulias et al. (1983), e o programa escolhido para a implementação dos algoritmos de otimização foi o *Gams 23.5.2*. O problema de integração foi avaliado em duas etapas:

- aplicação de um modelo de programação linear (LP) para a resolução da cascata de energia, e determinação das quantidades mínimas de utilidades quentes e frias;
- resolução de um problema de programação linear inteira mista (MILP), para a determinação das combinações entre as correntes de processo quentes e frias, número total de trocadores de calor e as cargas térmicas envolvidas em cada equipamento.

4.2.1 O problema LP

O problema LP, primeira etapa do método, tem por objetivo determinar o consumo mínimo de utilidades quentes e frias a serem utilizadas no processo, além da localização do ponto de *pinch*. O problema é baseado na formulação “*LP Transshipment Model*”, que por sua

vez baseia-se na partição em intervalos de temperatura definidos pelo ΔT_{\min} escolhido. Para os casos em estudo, manteve-se a escolha do ΔT_{\min} de 10°C .

A análise do problema de otimização LP parte do diagrama de intervalos de temperatura instaurado por Linnhoff et al. (1982) através da tecnologia *pinch*. Para cada intervalo de temperatura “ k ” resolve-se um balanço de energia envolvendo as correntes quentes “ i ” e as correntes frias “ j ”. Em cada intervalo, o calor excedente “ d ” é transferido para o intervalo inferior (temperatura menor), garantindo assim o cumprimento da 2ª Lei da Termodinâmica. A função objetivo é o somatório dos custos de utilidades quentes e frias (custo unitário representado por C , em R\$/massa), que deve ser minimizado. HP é o conjunto das correntes quentes de processo; CP é o conjunto das correntes frias de processo; HU é o conjunto das correntes quentes de utilidade e CU é o conjunto das correntes frias de utilidade.

A formulação é dada por:

$$(LP) \left\{ \begin{array}{l} J = \min_m \left\{ \sum_i \dot{m}_i^{HU} \cdot C_i^{HU} + \sum_j \dot{m}_j^{CU} \cdot C_j^{CU} \right\} \\ s. t. \\ d_k - d_{k-1} + \sum_j \dot{m}_j^{CU} \cdot q_{j,k}^{CU} - \sum_i \dot{m}_i^{HU} \cdot q_{i,k}^{HU} = \sum_i Q_{i,k}^{HP} - \sum_j Q_{j,k}^{CP} \\ d_0 = d_{Nk} = 0 \quad ; \quad d_k, \dot{m}_i^{HU}, \dot{m}_j^{CU} \geq 0 \end{array} \right. \quad (4.1)$$

Onde:

- d_k corresponde ao resíduo de energia do intervalo “ k ”;
- \dot{m}_i^{HU} representa a vazão mássica da utilidade quente “ i ”;
- \dot{m}_j^{CU} representa a vazão mássica da utilidade fria “ j ”;
- $q_{j,k}^{CU}$ corresponde à entalpia da utilidade fria “ j ” no intervalo “ k ”;
- $q_{i,k}^{HU}$ corresponde à entalpia da utilidade quente “ i ” no intervalo “ k ”;
- $Q_{i,k}^{HP}$ representa a carga térmica da corrente quente de processo “ i ” no intervalo “ k ”;
- $Q_{j,k}^{CP}$ representa a carga térmica da corrente fria de processo “ j ” no intervalo “ k ”.

4.2.2 O problema MILP

A segunda etapa do método, o problema MILP, tem por objetivo determinar a partir das informações obtidas no problema LP, qual a combinação entre correntes quentes e frias, e utilidades quentes e frias, que resulta no menor número de trocadores de calor. A partir dos resultados do problema LP, é conhecida a quantidade de utilidades a ser utilizada e a localização do *pinch*. A partir desta última informação pode-se dividir os intervalos de temperatura em sub-redes, conforme Papoulias et al. (1983), separadas pelo(s) *pinch*(es). Formula-se então um balanço de energia para cada corrente quente “*i*” e corrente fria “*j*” contidas em cada intervalo “*k*”, incluindo-se nestes as utilidades quentes e frias. Assim, o problema MILP é definido por:

$$\min \sum_{i \in HP \cup HU} \sum_{j \in CP \cup CU} y_{ij}$$

sujeito a:

$$(MILP) \left\{ \begin{array}{l} d_{i,k} - d_{i,k-1} + \sum_{j \in CP_k \cup CU_k} Q_{ijk} = Q_{ik}^{HP}, \quad i \in HP_k \\ d_{i,k} - d_{i,k-1} + \sum_{j \in CP_k} Q_{ijk} = Q_{ik}^{HU}, \quad i \in HU_k \\ \sum_{i \in HP_k \cup HU_k} Q_{ijk} = Q_{jk}^{CP}, \quad j \in CP_k \\ \sum_{i \in HP_k} Q_{ijk} = Q_{jk}^{CU}, \quad j \in CU_k \\ d_k - \sum_{i \in HP_k \cup HU_k} d_{ik} = 0 \\ Q_{ij} = \sum_k Q_{ijk} = 0 \\ Lb_{ij} y_{ij} \leq Q_{ij} \leq Ub_{ij} y_{ij} \\ Q_{ijk} \geq 0, \quad d_{ik} \geq 0 \quad d_0 = d_k = 0 \\ y_{ij} = 0 \quad -1 \end{array} \right. \quad (4.2)$$

Onde:

- $Q_{i,j,k}$ corresponde ao calor trocado entre “ i ” e “ j ” no intervalo “ k ”;
- Q_{ik}^{HU} corresponde ao produto $\dot{m}_i^{HU} \cdot q_{i,k}^{HU}$;
- Q_{jk}^{CU} corresponde ao produto $\dot{m}_j^{CU} \cdot q_{j,k}^{CU}$;
- y_{ij} é a variável binária que representa a existência ou não de troca térmica entre uma corrente quente “ i ” e uma corrente fria “ j ” em uma sub-rede;
- Lb_{ij} e Ub_{ij} representam, respectivamente, os limites inferior e superior nos quais o calor pode ser trocado.

4.3 Metodologia matemática para integração de Sítio Total

Bagajewicz e Rodera (2002) demonstraram que a integração total de um sítio industrial pode ser realizada através da troca de calor entre as correntes de processo de diversas plantas, ou através da utilização de um fluido intermediário responsável por realizar a troca e o transporte de calor (energia) entre uma planta e outra. No caso da integração total com o uso de correntes de processo, os ganhos energéticos devem cobrir os gastos com bombeamento (líquidos) ou compressão (gases) das correntes de processo a serem transportadas por longas distâncias.

A escolha, ou não, pela utilização de um fluido intermediário depende da avaliação do engenheiro responsável pelo reprojeto da rede, e é baseada em uma lista de vantagens e desvantagens. Em muitos casos, vapor d' água pode ser utilizado como fluido intermediário. Esta opção é bastante interessante para as plantas existentes que possuem um sistema de vapor integrado, devido às principais vantagens:

- necessidade de menor capacidade de bombeamento e compressão ao longo do processo, devido à perda de carga que as longas distâncias entre uma planta e outra podem ocasionar nas correntes de processo;
- os custos de bombeamento de um fluido intermediário são menores, pois como este tipo de substância possui elevada capacidade calorífica são necessárias menores vazões para a troca de calor;
- o uso de fluidos intermediários é mais seguro do que cruzar diversas correntes de processo ao longo da planta, uma vez que a maioria das substâncias são tóxicas e/ou inflamáveis e um vazamento pode gerar diversos riscos ocupacionais e de segurança de processo;

- o uso de longos trajetos de tubulação para transportar as correntes entre as diversas plantas introduz atraso nas resposta das variáveis de processo, o que pode dificultar o controle do processo. O uso de fluidos intermediários simplifica o problema.

Por outro lado, existem algumas desvantagens no uso dos fluidos intermediários:

- o uso de fluidos intermediários reduz o intervalo de transferência de calor efetivo (isto é, entre os *pinches*) devido ao deslocamento da diferença mínima de temperatura (ΔT_{\min}) entre as correntes de processo e o fluido intermediário. A recuperação de energia é menor quando comparada a troca de calor direta entre as correntes de processo;
- o número de trocadores de calor envolvidos em um circuito que utiliza um fluido intermediário é maior do que no caso de uma rede que possui apenas troca de calor entre correntes de processo. Neste caso, deve-se avaliar a relação entre o custo do número total de trocadores e o custo com bombeamento.

Conforme o modelo de Sítio Total proposto por Bagajewicz e Rodera (2002), a troca de calor entre duas plantas industriais, que produz a recuperação efetiva de energia, ocorre através das correntes de processo localizadas entre as temperaturas de *pinch* de ambas as plantas. A Figura 4.4 indica as direções da transferência de calor nos diagramas de cascata de energia, que devem ser divididos nos mesmos intervalos de temperatura.

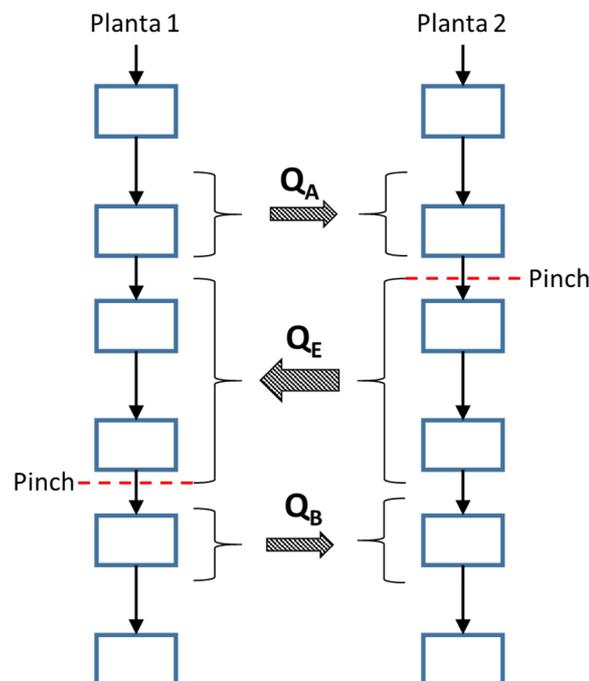


Figura 4.4: Esquema do diagrama cascata conjunto das áreas de Aromáticos

(Fonte: Bagajewicz e Rodera, 2002).

A energia sempre flui do topo para a região inferior do diagrama, ou seja, normalmente acima do *pinch* os intervalos de temperatura caracterizam-se por sorvedouros de energia. Por outro lado, a região abaixo do *pinch* apresenta intervalos de temperatura nos quais há um excedente de calor, ou seja, caracterizam-se por fontes de energia. Assim, a energia sempre será transferida de uma fonte para um sorvedouro.

Portanto, a transferência de calor efetivo (Q_E), que reduz o consumo global de utilidades, sempre ocorrerá através da região localizada entre os *pinches* de duas ou mais áreas operacionais. A transferência de calor que ocorre fora da região entre os *pinches* (Q_A e Q_B) é denominada de transferência de calor assistida, e é conduzida apenas para facilitar, ou maximizar, a transferência de calor na região entre os *pinches*.

A técnica de integração entre duas ou mais áreas operacionais (Sítio Total) deve, preferencialmente, ser conduzida após as integrações individuais de cada área operacional. Desta forma, a recuperação de energia possível de se atingir é determinada da seguinte forma: somam-se as quantidades mínimas de utilidades quentes obtidas na integração individual de cada planta, e do valor obtido é subtraída a quantidade mínima de utilidades quentes obtida na integração total dos processos.

Conforme Rodera e Bagajewicz (2000), para obter a quantidade de calor que pode ser transferida em cada intervalo de temperatura, é construído um modelo no qual o calor pode ser trocado independentemente dentro de cada intervalo. Na região entre as temperaturas de *pinch* das áreas uma única direção para a transferência de energia é permitida: da área de maior *pinch* para a área de menor de *pinch*. Caso seja necessária a transferência de calor assistida na região acima do maior *pinch*, ou abaixo do menor *pinch*, a energia sempre será transferida da área de menor *pinch* para a área de maior *pinch*.

A determinação do montante de energia possível de ser recuperado entre os *pinches* de duas plantas (Q_E), e as eventuais quantidades mínimas de energia a serem transferidas fora da região entre os *pinches* (Q_A e Q_B), são obtidas a partir da resolução de um problema de otimização.

O calor contido nas correntes quentes localizadas abaixo do *pinch* da área com maior temperatura de *pinch* (Q_E) é transferido para as correntes frias situadas acima do *pinch* da área com menor temperatura de *pinch*. O consumo de utilidades quentes na área de maior *pinch* (L) e de utilidades frias na área de menor *pinch* são alterados apenas se houver a transferência de calor assistida, ou seja, fora da região entre os dois *pinches*. De acordo com o modelo, S_h e L_h são os consumos mínimos de utilidades quentes das áreas de menor e maior *pinch*, respectivamente, no cenário de integração individual destas áreas. No mesmo sentido, assume-se que S_c e L_c são as quantidades mínimas de utilidades frias das áreas de menor e maior *pinch*, respectivamente.

Os resíduos de energia em cada um dos intervalos de temperatura são representados por qs_i na área de menor *pinch*, e ql_i na área de maior *pinch*. A transferência de calor para cada intervalo de temperatura, após a integração entre as áreas, é representada por S_i e L_i . Por fim, assume-se que qE_i é o calor transferido entre os *pinches* no intervalo i da área de maior *pinch*

para a área de menor *pinch*, e qA_i e qB_i o calor transferido na direção inversa acima do maior *pinch* e abaixo do menor *pinch*, respectivamente. O problema proposto visa minimizar o consumo global das utilidades quentes (Y) e frias (W) das áreas através da resolução do seguinte algoritmo:

$$\begin{aligned}
 & \min(Y + W) \\
 & \text{s.t.} \\
 & Y = S_h + Q_A - Q_E \\
 & L = L_h - Q_A \\
 & \left. \begin{aligned} S_i &= S_{i-1} + qS_i - qA_i \\ L_i &= L_{i-1} + ql_i + qA_i \end{aligned} \right\} \forall i = 1, \dots, P^1 \\
 & \left. \begin{aligned} S_i &= S_{i-1} + qS_i + qE_i \\ L_i &= L_{i-1} + ql_i - qE_i \end{aligned} \right\} \forall i = (P^1 + 1), \dots, P^2 \\
 & \left. \begin{aligned} S_i &= S_{i-1} + qS_i - qB_i \\ L_i &= L_{i-1} + ql_i + qB_i \end{aligned} \right\} \forall i = (P^2 + 1), \dots, m \\
 & Z = S_c - Q_B \\
 & W = L_c + Q_B - Q_E \\
 & S_{10} = 0, \quad L_3 = 0 \\
 & S_i, L_i, qA_i, qE_i, qB_i \geq 0
 \end{aligned} \tag{4.3}$$

Nesta formulação P^1 e P^2 são os respectivos pontos de *pinch* das áreas avaliadas, sendo $P^2 < P^1$. O problema considera o mínimo consumo de utilidades para ambas as áreas como o ponto de partida. Em relação a função objetivo, a minimização da necessidade de utilidades no conjunto de áreas atende dois propósitos:

1. reduzir as utilidades na mesma quantidade de energia transferida da área de maior *pinch* para a área de menor *pinch*, entre a região dos *pinches*;
2. garantir que na transferência de calor assistida a quantidade de energia transferida da área de menor para a área de maior *pinch* seja estritamente a necessária.

Quando uma quantidade de calor maior que a mínima necessária é transferida acima do *pinch* da área de maior temperatura, o excesso ocasionará uma simples troca de utilidades da

área de maior para a área de menor *pinch*. Esta troca exige equipamentos e representa um custo adicional de investimento sem um benefício, e assim deve ser evitada. O mesmo resultado é obtido minimizando-se a quantidade de utilidades frias na planta de maior *pinch*. Neste caso, a transferência de calor para a área de menor *pinch* é maximizada, enquanto a transferência de calor da área de menor para a de maior *pinch* abaixo de ambos os *pinches* é mantida a mínima necessária. Assim, para cada unidade de calor transferida entre as áreas, ambos os valores são reduzidos na mesma quantidade simultaneamente. Isto determina que reduções independentes de ambas utilidades (quentes e frias) não são possíveis.

Capítulo 5

Resultados das integrações energéticas via métodos heurísticos

5.1 Mínima diferença de temperatura

Após a determinação dos parâmetros de processo de cada uma das correntes envolvidas no procedimento de integração energética, a etapa seguinte consta na determinação da diferença mínima de temperatura (ΔT_{\min}) admissível nos trocadores de calor entre as correntes quentes e frias de processo, e/ou utilidades. O valor desta variável influencia no grau de integração energética e no custo de instalação de novos equipamentos.

Para o caso de novos projetos, diferentes valores de ΔT_{\min} podem ser comparados com os impactos nos custos variável (demanda de utilidades) e fixo (dimensão dos trocadores), de forma a determinar-se o ΔT_{\min} que resulte no melhor custo benefício. No entanto, em uma planta existente a análise do ΔT_{\min} aos quais os trocadores atuais estão submetidos auxilia na escolha do valor a ser empregado na análise.

Na Tabela 5.1 são apresentados os consumos mínimos de utilidades para cada cenário de integração (total da unidade de Aromáticos e individual das áreas), considerando diferentes valores de ΔT_{\min} . As áreas de MTBE e Buteno-1 (ME/BU) foram agrupadas e avaliadas como uma única área operacional por duas razões: a área de MTBE supre a matéria prima da área de Buteno-1; as áreas são pequenas e estão localizadas fisicamente próximas. Todas as avaliações posteriores de integração energética consideram a junção das duas áreas como um único bloco.

Tabela 5.1: Análise do consumo mínimo de utilidades para diferentes ΔT_{\min} .

	Consumo mínimo utilidades quentes (kW)			Consumo mínimo utilidades frias (kW)		
	$\Delta T_{\min} 10^{\circ}\text{C}$	$\Delta T_{\min} 20^{\circ}\text{C}$	$\Delta T_{\min} 30^{\circ}\text{C}$	$\Delta T_{\min} 10^{\circ}\text{C}$	$\Delta T_{\min} 20^{\circ}\text{C}$	$\Delta T_{\min} 30^{\circ}\text{C}$
Integração total	40.410	47.610	56.040	44.810	52.000	60.440
Área HG	11.190	11.810	12.260	19.560	20.180	20.630
Área EX	11.450	12.290	13.490	12.780	13.630	14.820
Área FR	9.902	10.170	10.420	8.671	8.943	9.188
Área EB	7.934	8.495	9.056	8.368	8.929	9.490
Área ME/BU	21.790	22.050		17.270	17.530	

Conforme esperado, quanto maior o valor do ΔT_{\min} maior é o consumo de utilidades, ou seja, menor é a recuperação de energia entre as correntes de processo. Para um projeto novo, o aumento do ΔT_{\min} reduz o investimento em área de troca térmica (dimensionamento dos trocadores de calor). Desta forma, realizou-se uma avaliação das diferenças de temperaturas atuais nos trocadores da unidade de Aromáticos, com o objetivo de determinar a viabilidade de aproveitamento destes trocadores nas novas redes integradas.

A Tabela 5.2 apresenta o levantamento dos ΔT a que estão submetidos os trocadores da unidade de Aromáticos. Na tabela encontram-se os menores e maiores ΔT da unidade, além dos ΔT médios de três tipos de trocadores: trocadores entre correntes quentes e frias de processo (P-P); entre correntes de processo e utilidades quentes (P-V) e entre correntes de processo com água de resfriamento (P-AR).

Tabela 5.2: ΔT dos trocadores atuais das áreas de Aromáticos.

	P-P	P-V	P-AR
Menor ΔT ($^{\circ}\text{C}$)	0,9	22,5	4,0
Maior ΔT ($^{\circ}\text{C}$)	96,0	165,5	119,1
ΔT Médio ($^{\circ}\text{C}$)	57,0	63,3	34,6
Número de trocadores	10	22	29
Trocadores com $dT < 10^{\circ}\text{C}$	1	0	6
Trocadores com $dT < 20^{\circ}\text{C}$	2	0	19
Trocadores com $dT < 30^{\circ}\text{C}$	3	4	25

Observa-se que, na média, os ΔT envolvidos nos processos são bastante elevados, e nas correntes P-P e P-AR os ΔT mais baixos são menores que 5°C . Assim, definiu-se a utilização do ΔT mínimo de 10°C para o reprojeto das redes de trocadores, pois apenas sete equipamentos operam com ΔT abaixo de 10°C . Este valor foi adotado com o objetivo de não inviabilizar o aproveitamento de uma grande quantidade de trocadores atuais nas novas configurações propostas. Um valor de ΔT_{\min} de 20°C inviabiliza vinte e um trocadores atuais, e um ΔT_{\min} de 30°C inviabiliza trinta e dois trocadores de calor.

5.2 As curvas compostas dos processos

Com base no mapeamento dos dados das correntes de processo das áreas operacionais, e da definição do valor de 10°C para o ΔT_{\min} , estas informações foram inseridas no *software Aspen Energy Analyzer V8.8*. Com o auxílio do *software* foram elaboradas as curvas compostas considerando a integração individual de cada área operacional, e a integração total de todas as correntes da unidade. Desta forma, foram determinados os alvos (*targets*) a serem alcançados no reprojeto das redes de trocadores de calor e que resultam na máxima recuperação de energia, ou redes MER (*maximum energy recovery*).

A representação das curvas compostas quentes e frias das áreas operacionais de Aromáticos indicam as seguintes informações:

- localização do ponto de estrangulamento energético (*pinch*);
- potencial de recuperação de calor dentro do processo;
- metas de consumo mínimo de utilidades quentes e frias.

A Tabela 5.3 apresenta um sumário dos consumos energéticos da integração individual das áreas de Aromáticos, bem como as suas respectivas temperaturas de *pinch*. A partir dos resultados obtidos é possível afirmar que energeticamente, e por consequência economicamente, a integração total da unidade de Aromáticos é mais vantajosa que a integração individual das áreas que a compõe.

Tabela 5.3: Consumo energético das áreas de Aromáticos para os cenários de integração.

	Área HG	Área EX	Área FR	Área EB	Áreas ME/BU	Integração total
<i>Pinch</i> quente (°C)	163,9	160	149,7	147,6	59,1	68,8
<i>Pinch</i> frio (°C)	153,9	150	139,7	137,6	49,1	58,8
Consumo utilidades quentes atual (kW)	13.750	12.880	11.791	8.823	22.124	69.368
Consumo mínimo utilidades quentes (kW)	11.189	11.450	9.902	7.934	21.794	40.413
Consumo utilidades frias atual (kW)	22.123	14.218	10.561	9.258	17.604	73.764
Consumo mínimo utilidades frias (kW)	19.561	12.784	8.671	8.368	17.270	44.808
Redução potencial utilidades quentes	18,6%	11,1%	16,0%	10,1%	1,5%	42%
Redução potencial utilidades frias	11,6%	10,1%	17,9%	9,6%	1,9%	39%

A Figura 5.1 apresenta as curvas compostas quente (linha vermelha) e fria (linha azul) da área de Hidrogenação de Gasolina. A temperatura de *pinch* da área localiza-se no patamar de 163,9°C para as correntes quentes e 153,9°C para as correntes frias. Em relação ao consumo energético atual, há um potencial de redução de 18,6% no consumo das utilidades quentes e 11,6% nas utilidades frias.

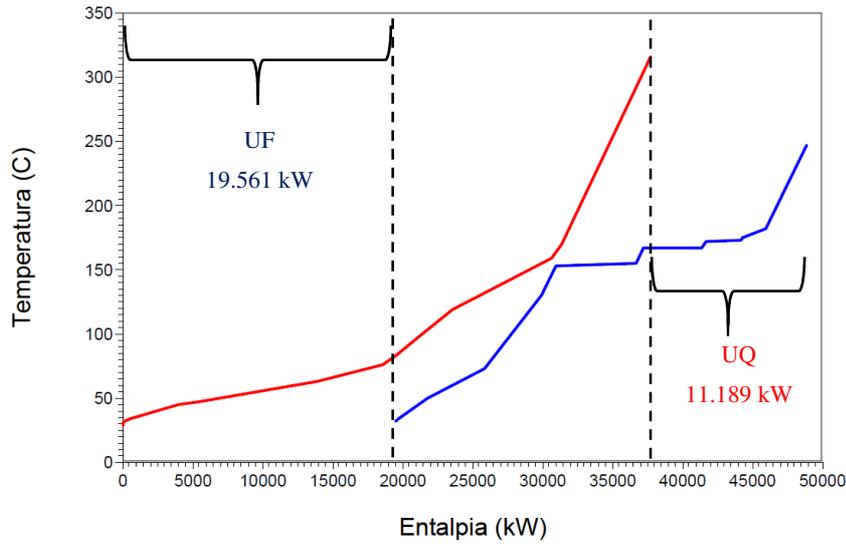


Figura 5.1: Curvas compostas da área de Hidrogenação de Gasolina.

A Figura 5.2 apresenta as curvas compostas da área de Extração de Aromáticos, e a temperatura de *pinch* localiza-se no patamar de 160°C para as correntes quentes e 150°C para as correntes frias. Com relação ao consumo energético atual, há um potencial de redução de 11% no consumo das utilidades quentes e 10% nas utilidades frias.

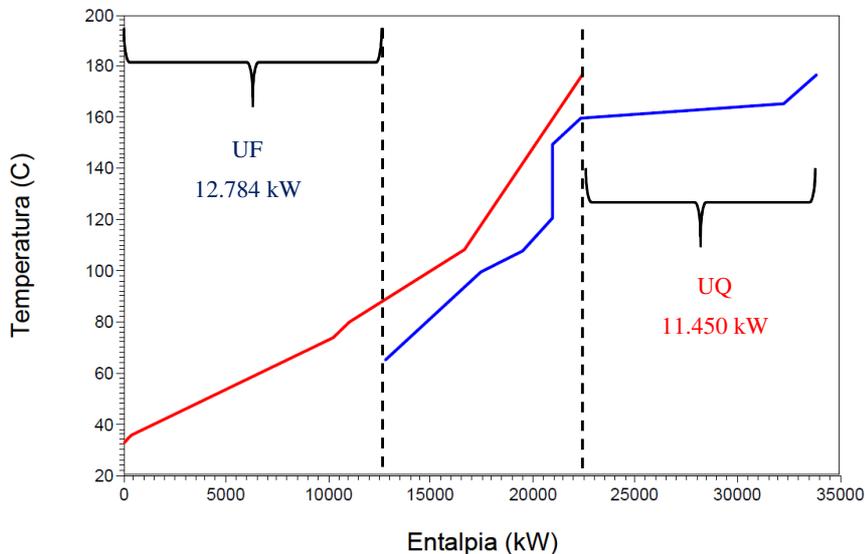


Figura 5.2: Curvas compostas da área de Extração de Aromáticos.

A Figura 5.3 apresenta as curvas compostas da área de Fracionamento de Aromáticos, com temperatura de *pinch* de 149,7°C para as correntes quentes e 139,7°C para as correntes frias. Há potencial para reduzir 16% das utilidades quentes e 17,9% nas utilidades frias.

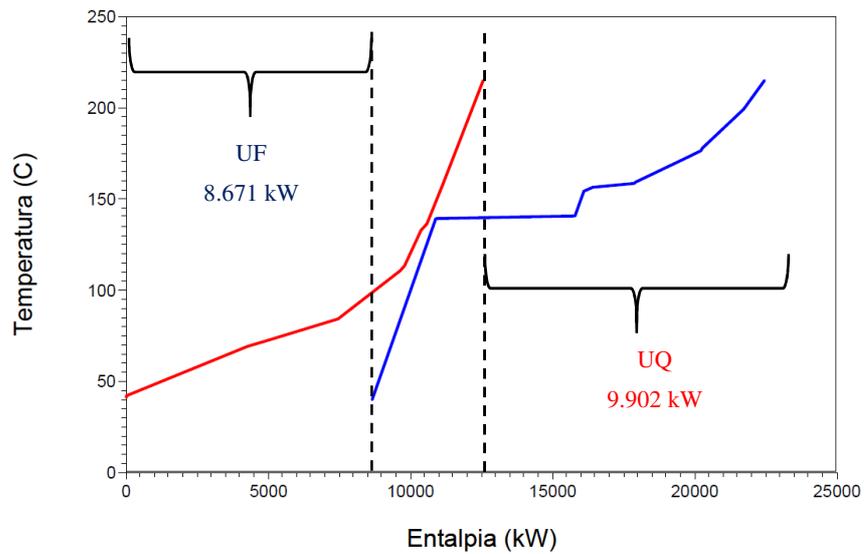


Figura 5.3: Curvas compostas da área de Fracionamento de Aromáticos.

A Figura 5.4 apresenta as curvas compostas da área de Extração de Benzeno, com temperatura de *pinch* em 147,6°C para as correntes quentes e 137,6°C para as correntes frias. Há potencial para reduzir 10% no consumo das utilidades quentes e 9,6% nas utilidades frias.

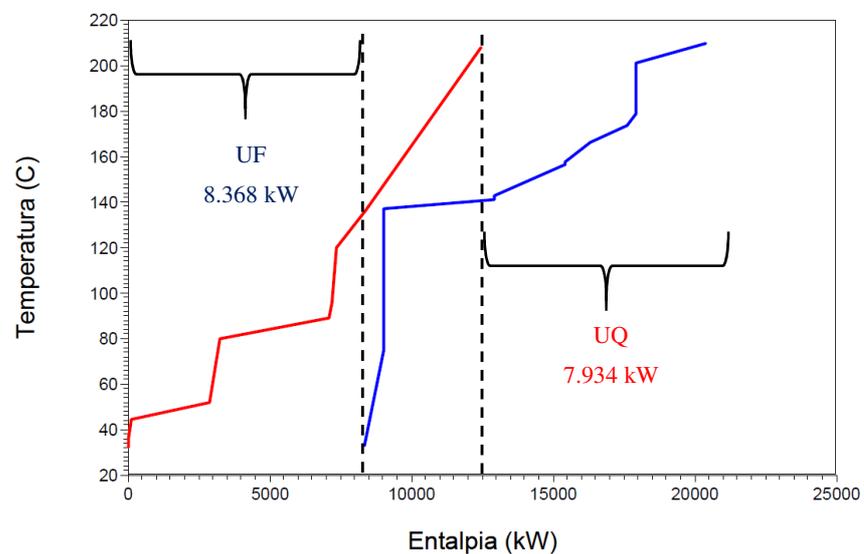


Figura 5.4: Curvas compostas da área de Extração de Benzeno.

A Figura 5.5 apresenta as curvas compostas referente à junção das áreas de MTBE e Buteno-1. A temperatura de *pinch* localiza-se em 59,1°C para as correntes quentes e 49,1°C para as correntes frias. Há potencial para reduzir em 1,5% o consumo das utilidades quentes e 1,9% das utilidades frias.

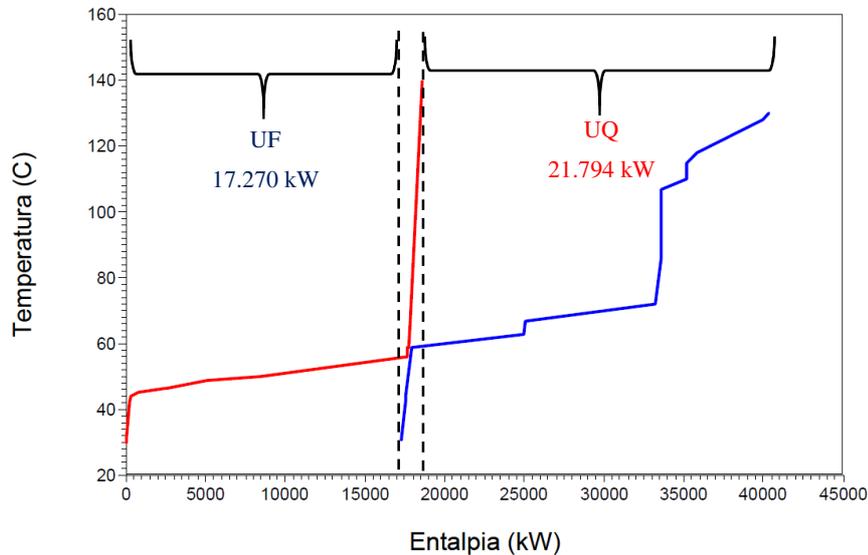


Figura 5.5: Curvas compostas das áreas de MTBE e Buteno-1.

A Figura 5.6 apresenta as curvas compostas referente à integração total da unidade de Aromáticos. A temperatura de *pinch* localiza-se em 68,8°C para as correntes quentes e 58,8°C para as correntes frias, e há o potencial para a integração energética de quase 60.000 kW.

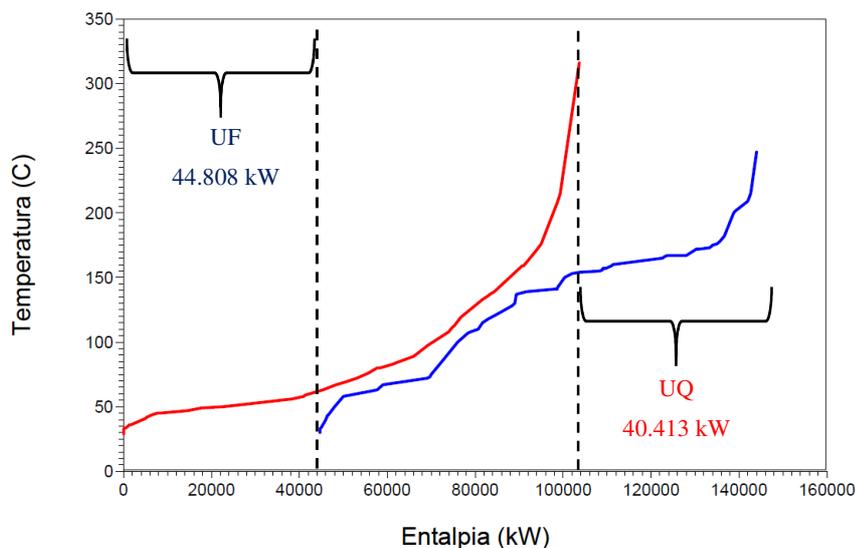


Figura 5.6: Curvas compostas da integração total da unidade de Aromáticos.

5.3 Alocação das utilidades

5.3.1 A Grande Curva Composta da unidade

A grande curva composta é construída a partir das curvas compostas, podendo ser utilizada como uma ferramenta de projeto para especificar as utilidades (Linnhoff et al. 1982). O objetivo é escolher, de modo mais apropriado, os níveis e as cargas térmicas de cada utilidade, a fim de minimizar os custos operacionais do processo. Esta curva indica, de modo claro, o montante de energia que deve ser suprido pelos vários níveis de utilidades.

Os diversos níveis de temperatura das utilidades disponíveis estão diretamente ligados aos seus custos. Normalmente, as utilidades quentes de maior temperatura e as utilidades frias de menor temperatura possuem um custo maior, ou seja, quanto mais afastada da temperatura ambiente, mais cara é a utilidade, sendo então preferível maximizar o uso de utilidades com temperaturas mais próximas à ambiente.

A Figura 5.7 apresenta a grande curva composta para o cenário de integração total da unidade de Aromáticos. Através da análise gráfica da curva é possível estimar o consumo de cada uma das utilidades disponíveis na unidade em estudo:

- VB (155°C) \approx 2.500 kW
- VM (205°C) \approx 37.000 kW
- VA (255°C) \approx 1000 kW
- AR (25°C) \approx 44.800 kW

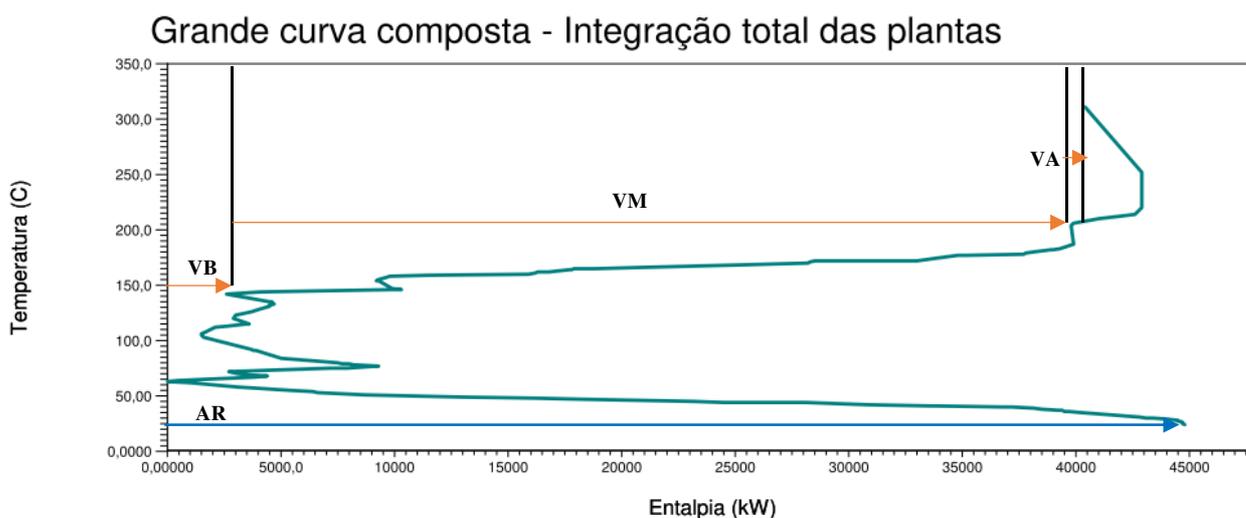


Figura 5.7: Grande Curva Composta da unidade de Aromáticos.

5.3.2 Análise dos cenários de integração individual

A Tabela 5.4 apresenta os consumos das utilidades disponíveis para os casos de integração energética individual das áreas de Aromáticos, bem como o montante do consumo atual de cada utilidade. Esta primeira avaliação demonstra o potencial de recuperação energética inexplorado nestes processos. Há, por exemplo, a possibilidade de redução de 61% no consumo de vapor de baixa pressão e 70% no consumo de vapor de alta pressão.

Os consumos atuais são baseados nas medições e leituras realizadas nos processos em análise. Já os consumos dos casos de integração energética foram calculados e informados pelo *Aspen Energy Analyzer V8.8*.

Tabela 5.4: Consumo de utilidades nos cenários com integração e de operação atual.

	Consumo energético (kW)					
	VB	VM	VA	VS	CB	AR
Área HG integrada	-	11.189	-	-	-	19.561
Área EX integrada	-	11.450	-	-	-	12.784
Área FR integrada	-	9.126	776	-	-	8.671
Área EB integrada	-	5.499	2.435	-	-	8.638
Áreas ME/BU integradas	6.571	-	-	-	15.223	17.270
Consumo total atual	16.920	41.578	10.611	259	-	73.764
Consumo total integração	6.571	37.264	3.211	-	15.223	66.924
Diferença de consumo	-61%	-10%	-70%	-100%	-	-9%

Além do maior consumo de utilidades, verificou-se que a alocação atual das utilidades quentes não está otimizada, e em alguns casos até mesmo inadequada. Conforme os dados apresentados na Tabela 5.4, há um consumo atual excessivo de vapor de alta pressão (VA), quando este poderia ser substituído em grande parte pelo vapor de média pressão (VM), que possui menor custo. A área de Fracionamento de Aromáticos (FR) apresenta um pequeno consumo de vapor de super alta pressão, que é inadequado para as temperaturas encontradas neste processo. A análise da correta alocação de utilidades aponta também que nas áreas de MTBE e Buteno-1 (ME/BU) o consumo de parte do vapor de baixa pressão (VB) pode ser substituído por condensado de vapor de baixa pressão (CB).

Adicionalmente à utilização do *Aspen Energy Analyzer V8.8*, aplicou-se a técnica numérica desenvolvida por Liew e Alwi (2012), que detalha a elaboração da *Multiple Utility Problem Table Algorithm (MU-PTA)*, que parte inicialmente do diagrama cascata da tecnologia *pinch*. A MU-PTA avalia a integração energética entre os processos através do sistema de utilidades quentes, e relaciona a demanda energética externa necessária para cada intervalo de temperatura com os vários níveis de utilidades quentes disponíveis.

Com isto, é possível identificar se em um determinado nível de temperatura do diagrama cascata existe a possibilidade de geração de alguma utilidade quente com a energia excedente

contida nas correntes de processo. O método também auxilia à identificação da alocação correta das utilidades quentes disponíveis. A partir da MU-PTA é construída a *Site Problem Table Algorithm (TS-PTA)*, que detalha o consumo otimizado de cada utilidade quente disponível.

Os resultados obtidos com a elaboração da MU-PTA para a alocação das utilidades quentes são apresentados na Tabela 5.5, e aproximaram-se bastante dos resultados encontrados com o *Aspen Energy Analyzer V8.8*, com uma pequena diferença entre o consumo total de VB e VM. Como a TS-PTA é obtida a partir dos diagramas cascatas, o autor optou por otimizar o consumo de VB na área de Extração de Benzeno (EB) mantendo o ΔT_{\min} no *reboiler* EB-P-04 em 6,5°C. Com isto, o consumo de VM ficou levemente inferior em relação ao calculado pelo *software*.

Tabela 5.5: *Site Problem Table Algorithm (TS-PTA)* para a unidade de Aromáticos.

Utilidades	Temperatura da utilidade (°C)	Fonte de geração (kW)	Consumidores (kW)	Demanda de calor externo (kW)	Diagrama Cascata Inicial (kW)	Diagrama Cascata Final (kW)
VS	520	0	0	0	0	62.269
VA	254	0	3.459	-3.459	0	62.269
VM	205	0	34.945	-34.945	-3.459	58.811
VB	148	1.468	25.334	-23.866	-38.404	23.865
					-62.269	0
Total			63.737	-62.269		

A TS-PTA indica a possibilidade de uma pequena geração de VB, de 1.468kW, com o calor remanescente de algumas correntes quentes de processo que não possuem pares de integração com correntes frias. Este VB gerado internamente na unidade pode ser injetado na rede de utilidades, reduzindo a demanda externa de energia. No balanço final, a demanda total de utilidades quentes ficou em 62.269 kW, mesmo valor encontrado no *Aspen Energy Analyzer V8.8*.

5.4 Evolução das redes de trocadores através da análise *pinch*

Conforme as premissas estabelecidas nas análises anteriores, e baseado nas regras heurísticas da tecnologia *pinch*, as redes dos trocadores de calor das áreas de Aromáticos foram evoluídas para atingirem o mínimo consumo de utilidades, mais próximo possível das redes MER, mantendo-se a máxima similaridade com as redes atuais.

5.4.1 Rede de trocadores da área de Hidrogenação de Gasolina

Com base nas análises heurísticas da tecnologia *pinch*, foram propostas as seguintes modificações na rede de trocadores da área HG:

- Integração do efluente do HG-R-51 (corrente 25) com o refeedor da HG-T-01 (corrente 21): atualmente o efluente do HG-R-51 pré-aquece a carga do HG-F-51, e a carga térmica remanescente é removida com água de resfriamento (AR). A proposta de reprojeto é utilizar o efluente do HG-R-51 para: primeiro refeedor a coluna HG-T-01, segundo pré-aquecer a carga do HG-F-51 (corrente 24), terceiro pré-aquecer a carga da área HG (corrente 17), e a carga térmica remanescente permanecer sendo removida com AR. Tais modificações reduzem o consumo de 5.641 kW de VM no HG-P-06, além de reduzirem a demanda de AR no HG-P-52 de 3.335 kW para 964 kW. Entretanto, há a necessidade de instalação de um novo refeedor na HG-T-01 (E-321) com área de troca térmica igual a 264 m².
- Integração da carga do HG-F-51 (corrente 24) com o efluente do HG-R-01 (corrente 18): atualmente a carga do HG-F-51 é pré-aquecida somente pelo efluente do HG-R-51. No entanto, a integração do efluente do HG-R-51 com o refeedor da HG-T-01, proposta no item anterior, reduz a energia disponível para o pré-aquecimento da carga do HG-F-51. Assim, antes de passar pela bateria dos HG-P-51 e trocar calor com o efluente do HG-R-51, a carga do forno deverá passar por um novo trocador (E-121) e receber a carga térmica do efluente do HG-R-01. Após trocar calor nos trocadores E-121 e HG-P-51, a carga do forno deverá ser aquecida de 175°C até 247,7°C com VA em um novo trocador a ser instalado (E-221). A Figura A.1, situada no Apêndice, apresenta o diagrama de grades da rede evoluída da área de Hidrogenação de Gasolina.

Com as modificações propostas há uma redução de 17% no consumo das utilidades quentes e 11% das utilidades frias, em relação ao cenário atual. Além disto, a nova rede proposta consome apenas 1,7% de energia acima da rede MER, ou seja, um consumo muito próximo da condição ótima. A Tabela 5.6 apresenta a condição dos trocadores de calor da área HG após as modificações propostas na rede evoluída. Os trocadores da rede evoluída que apresentaram o valor de $Q/\Delta T_{ML}$ maior que o valor atual, podem ser considerados subdimensionados para a realização do novo serviço. Será necessária a aquisição de três novos trocadores de calor, identificados como E-121, E-221 e E-321 utilizados para o refeedor na HG-T-01 e pré-aquecimento da carga do HG-F-51. O trocador HG-P-06 permanece instalado com a utilidade quente como trocador auxiliar em retornos de área parada.

Tabela 5.6: Avaliação dos trocadores de calor da área HG na rede evoluída.

Trocador	Correntes de processo	Área projeto (m ²)	Carga térmica atual (kW)	Carga térmica rede evoluída (kW)	Q/ Δ TML atual	Q/ Δ TML rede evoluída	Condição
HG-P-52	AR – 25	258	3.336	964	105	66	OK
HG-P-08	VM – 23	773	4.223	4.223	115	116	OK
HG-P-51	24 – 25	700	8.899	1.443	138	139	OK
HG-P-09	VM – 31	279	1.364	1.364	53	53	OK
HG-P-53	26 – 27	158	2.548	2.548	61	61	OK
HG-P-14	AR – 20	948	5.728	5.728	364	364	OK
HG-P-01	17 – 25	218	4.218	4.185	49	90	Reprojetar
HG-P-15	AR – 30	37	127	127	3	3	OK
HG-P-05	AR – 22	525	7.278	7.278	247	247	OK
HG-P-55	AR – 27	179	1.312	1.312	57	57	OK
HG-P-56	AR – 28	93	610	610	29	29	OK
HG-P-13	AR – 19	364	3.733	3.733	122	122	OK
HG-P-54	VM – 29	117	2.524	2.524	80	80	OK
HG-P-06	VM - 21	554	5.641	0	114	0	Auxiliar
E-121	18 – 24			4.187		115	Área: 577 m ²
E-221	VA – 24			3.269		109	Área: 238 m ²
E-321	21 – 25			5.641		70	Área: 264 m ²

A Tabela 5.7 apresenta os resultados referente ao consumo de utilidades quentes e frias para o cenário de rede evoluída, em comparação com os cenários atual e da rede MER. Observa-se que, em relação a rede MER, o consumo de VM ficou abaixo da meta, porém há o consumo de VA. Conforme já abordado, para o balanço de vapor da planta em estudo tanto o consumo de VM quanto o consumo de VA impactam igualmente à geração de vapor de super alta pressão (VS) das caldeiras da central de Utilidades. O consumo de utilidades quentes na rede evoluída ficou apenas 1,7% acima do consumo da rede MER.

Tabela 5.7: Consumo de utilidades para o cenário de rede evoluída da área HG.

Utilidades	Consumo de utilidades (kW)			Consumo (t/h)		
	Rede MER	Atual	Rede evoluída	Rede MER	Atual	Rede evoluída
VB	-	-	-	-	-	-
VM	11.189	13.750	8.111	20,9	25,7	15,2
VA	-	-	3.269	-	-	7
VS	-	-	-	-	-	-
CB	-	-	-	-	-	-
AR	19.561	22.123	19.752	1.682	1.902	1.698
Utilidades quentes	11.189	13.750	11.380	20,9	25,7	22,2
Utilidades frias	19.561	22.123	19.752	1.682	1.902	1.698

5.4.2 Rede de trocadores da área de Extração de Aromáticos

Com base na metodologia da tecnologia *pinch*, a rede de trocadores da área EX foi evoluída a partir das seguintes modificações:

- Integração do solvente limpo do fundo da EX-T-04 (corrente 35) para refterver parte da EX-T-03 (corrente 38): atualmente a EX-T-03 é refervida com VM no EX-P-04. A proposta é introduzir um novo refervedor em paralelo com o EX-P-04, e que utilize a corrente de fundo da EX-T-04 para refterver a EX-T-03. Tal modificação reduz o consumo de 1.133kW de VM no EX-P-04. Há a necessidade de instalação de um novo refervedor na EX-T-03 (E-122) com área de troca térmica igual a 444 m².
- Integração do solvente do fundo da EX-T-01 (corrente 33) com a corrente de topo da EX-T-04 (corrente 37): atualmente a corrente de fundo da EX-T-01 é pré-aquecida pela corrente de fundo da EX-T-04, antes de ser enviada para a EX-T-03. Com a integração da corrente de fundo da EX-T-04 e o refervimento da EX-T-03, proposta no item anterior, parte da energia cedida para a corrente de fundo da EX-T-01 deverá ser suprida pela corrente de topo da EX-T-04. Assim, o novo trocador a ser instalado atuará como um condensador da EX-T-04, e o resfriamento da corrente continuará a ser complementado com água de resfriamento no trocador EX-P-07. Haverá a necessidade de instalação de um novo condensador na EX-T-04 (E-222), em série com o EX-P-07. Esta modificação é necessária para garantir a integração do item anterior (redução de VM no EX-P-04), que também reduzirá a demanda de água de resfriamento em 1.131kW. A Figura A.2 apresenta o diagrama de grades da rede evoluída da área de Extração de Aromáticos.

A Tabela 5.8 apresenta a condição dos trocadores de calor da área EX após as modificações propostas. Será necessário redimensionar a área de troca térmica dos trocadores EX-P-02 e EX-P-08, além da aquisição de dois novos trocadores de calor identificados como E-122 e E-222.

Tabela 5.8: Avaliação dos trocadores de calor da área EX na rede evoluída.

Trocador	Correntes de processo	Área projeto (m ²)	Carga térmica atual (kW)	Carga térmica rede evoluída (kW)	Q/ΔTML atual	Q/ΔTML rede evoluída	Condição
EX-P-02	33 – 35	1.125	5.784	4.651	227	325	Reprojetar
EX-P-06	VM – 39	250	3.793	3.793	97	97	OK
EX-P-01	AR – 32	37	359	359	15	15	OK
EX-P-07	AR – 37	912	8.605	7.468	269	256	OK
EX-P-04	VM – 38	332	9.091	7.956	218	202	OK
EX-P-05	AR – 36	312	5.259	5.260	242	242	OK
EX-P-08	34 – 35	100	2.403	2.403	46	62	Reprojetar
E-122	35 – 38			1.133		169	Área: 444 m ²
E-222	33 – 37			1.132		33	Área: 155 m ²

A Tabela 5.9 apresenta os resultados obtidos referente ao consumo de utilidades quentes e frias para o cenário de rede evoluída, em comparação com os cenários atual e da rede MER. Observa-se que o consumo de VM na rede evoluída ficou 2,6% acima da rede MER. Para o caso da área EX foi possível chegar bem próximo do consumo ótimo de energia com as modificações propostas.

Tabela 5.9: Consumo de utilidades para o cenário de rede evoluída da área EX.

Utilidades	Consumo de utilidades (kW)			Consumo (t/h)		
	Rede MER	Atual	Rede evoluída	Rede MER	Atual	Rede evoluída
VB	-	-	-	-	-	-
VM	11.450	12.880	11.750	21,4	24,1	22,0
VA	-	-	-	-	-	-
VS	-	-	-	-	-	-
CB	-	-	-	-	-	-
AR	12.784	14.218	13.087	1.099	1.223	1.125
Utilidades quentes	11.450	12.880	11.750	21,4	24,1	22,0
Utilidades frias	12.784	14.218	13.087	1.099	1.223	1.125

5.4.3 Rede de trocadores da área de Fracionamento de Aromáticos

Na evolução da rede de trocadores da área FR foram propostas as seguintes modificações:

- Integração da corrente de saída do FR-V-01 (corrente 41) para referver a FR-T-05 (corrente 51): atualmente a FR-T-05 é refervida com VM no FR-P-17. A proposta é introduzir um novo trocador de calor que utilize a corrente de saída do FR-V-01 para referver a FR-T-05, mantendo o FR-P-17 como trocador auxiliar nas situações de retorno de área parada. Tal modificação reduz o consumo de 1.215 kW de VM no FR-P-17, e exige a instalação de um novo refervedor na FR-T-05 (E-123) com área de troca térmica igual a 100 m².
- Integração da corrente de topo da FR-T-03 (corrente 44) com a corrente de carga da área FR (corrente 40): atualmente a corrente de carga da área FR é pré-aquecida com a corrente de saída do FR-V-01 no FR-P-01, e com VA no FR-P-02. Para possibilitar a integração da corrente de saída do FR-V-01, descrita no item anterior (refervimento da FR-T-05), parte do calor para pré-aquecer a carga da área FR deve ser fornecido por outra corrente. Assim, deverá ser instalado um novo condensador para a corrente de topo da FR-T-04, que também irá pré-aquecer a carga da área FR antes desta passar pelo FR-P-01. Além de viabilizar o fervimento da FR-T-05 com a corrente de saída do FR-V-01, tais modificações reduzem o consumo de 449 kW de VA no FR-P-02. Haverá a necessidade de instalação de um novo condensador na FR-T-04 (E-223), e o condensador atual (FR-P-07) poderá ser retirado de

operação e mantido na reserva. Esta modificação reduzirá a demanda de 1.664 kW da água de resfriamento. A Figura A.3 apresenta o diagrama de grades da rede evoluída da área de Fracionamento de Aromáticos.

- Adequação no consumo de utilidades quentes: atualmente o refulvedor da FR-T-04 (FR-P-15) utiliza VS como utilidade quente. Pelas temperaturas de processo este trocador pode operar com VM, e esta alteração foi realizada na rede evoluída. Já o refulvedor da FR-T-01 (FR-P-04) opera atualmente com VA, e suas temperaturas de processo também permitem que o refulvimento seja realizado com VM.

A Tabela 5.10 apresenta a condição dos trocadores de calor da área FR após as modificações propostas. Será necessária a aquisição de dois novos trocadores de calor, identificados como E-123 e E-223. Além disto, haverá a necessidade de redimensionamento da área de troca térmica do pré-aquecedor de carga FR-P-01. Caso se opte pela troca das utilidades quentes nos FR-P-04 (VA) e FR-P-15 (VS) pelo vapor de média pressão (VM), também será necessário o redimensionamento das áreas de troca térmica dos trocadores.

Já a Tabela 5.11 apresenta os resultados obtidos referente ao consumo de utilidades quentes e frias para o cenário de rede evoluída, em comparação com os cenários atual e da rede MER. Observa-se que o consumo de VM da rede evoluída ficou mais próximo da rede MER, assim como o consumo de utilidades frias. O consumo de VS foi eliminado e o de VA reduzido significativamente.

Tabela 5.10: Avaliação dos trocadores de calor da área FR na rede evoluída.

Trocador	Correntes de processo	Área projeto (m ²)	Carga térmica atual (kW)	Carga térmica rede evoluída (kW)	Q/ΔTML atual	Q/ΔTML rede evoluída	Condição
FR-P-09	AR – 45	14	334	334	6	6	OK
FR-P-17	VM - 51	23	1.215	0	26	0	Auxiliar
FR-P-08	VA – 49	64	1.698	1.698	31	30	OK
FR-P-01	40 – 41	58	2.001	786	22	42	Reprojetar
FR-P-15	VM – 50	12	259	259	2	7	Reprojetar
FR-P-07		56	1.664	0	23	0	Reserva
FR-P-06	VM – 48	250	2.141	2.141	57	56	OK
FR-P-02	VA – 40	33	1.624	1.175	19	15	OK
FR-P-16	AR – 46	23	1.188	1.188	20	20	OK
FR-P-04	VM – 47	141	4.854	4.854	43	76	Reprojetar
FR-P-05	AR – 43	76	1.952	1.952	49	49	OK
FR-P-03	AR – 42	259	5.422	5.422	177	177	OK
E-123	41 – 51			1.215		48	Área: 100 m ²
E-223	40 – 44			1.664		60	Área: 223 m ²

Tabela 5.11: Consumo de utilidades para o cenário de rede evoluída da área FR.

Utilidades	Consumo de utilidades (kW)			Consumo (t/h)		
	Rede MER	Atual	Rede evoluída	Rede MER	Atual	Rede evoluída
VB	-	-	-	-	-	-
VM	9.126	3.356	7.254	17,1	6,3	13,6
VA	776	8.176	2.873	2	17	6
VS	-	259	-	-	0,7	-
CB	-	-	-	-	-	-
AR	8.671	10.561	8.896	746	908	765
Utilidades quentes	9.902	11.791	10.127	19,1	24,0	19,6
Utilidades frias	8.671	10.561	8.896	746	908	765

5.4.4 Rede de trocadores da área de Extração de Benzeno

Na evolução da rede de trocadores da área EB foram propostas as seguintes modificações:

- Alteração no circuito de integração energética do solvente da área EB: atualmente a corrente de solvente da área EB, oriunda do fundo da EB-T-03 (corrente 54), primeiramente refere a EB-T-02 no trocador EB-P-08 (corrente 59), em seguida pré-aquece a corrente de carga da área EB (corrente 53), e por fim é resfriada até 120°C com água de resfriamento no EB-P-06. A proposta é reduzir a energia cedida pelo solvente para referver a EB-T-02, reduzindo a carga térmica no EB-P-08 e aumentando a carga térmica (consumo de VM) no EB-P-07. Tal ajuste permite que, após sair do EB-P-08 a corrente de solvente referva a EB-T-01, em um novo trocador a ser instalado em paralelo com o EB-P-04. Ou seja, 50% da carga térmica para referver a EB-T-01 será cedida pelo solvente, e os outros 50% pelo VM. Mesmo com o aumento do consumo de VM na EB-T-02, as modificações reduzem em 1.046kW o consumo total de VM na área EB. Tais modificações exigem a instalação de um novo refervedor na EB-T-01 (E-1122) com área de troca térmica igual a 293m², e o redimensionamento do EB-P-07. Também haverá a redução de 874kW na demanda de água de resfriamento para o EB-P-06, e 172kW no EB-P-05. A Figura A.4 apresenta o diagrama de grades da rede evoluída da área de Extração de Benzeno.

A Tabela 5.12 apresenta a condição dos trocadores de calor da área EB após as modificações propostas. Será necessária a aquisição de um novo trocador de calor, identificado como E-1122. Além disto, haverá a necessidade de redimensionamento do pré-aquecedor de carga da área EB (EB-P-01), e o trocador EB-P-02 pode ser reaproveitado para este serviço, pois passa a ser um trocador reserva com área de troca térmica similar ao EB-P-01. O trocador EB-P-07, que refere a EB-T-02, também deverá ser redimensionado.

Tabela 5.12: Avaliação dos trocadores de calor da área EB na rede evoluída.

Trocador	Correntes de processo	Área projeto (m ²)	Carga térmica atual (kW)	Carga térmica rede evoluída (kW)	Q/ΔTML atual	Q/ΔTML rede evoluída	Condição
EB-P-02		34	172	0	2	0	Reserva
EB-P-07	VM – 59	124	1.621	2.524	42	46	Reprojetar
EB-P-13	AR – 60	371	2.678	2.678	144	144	OK
EB-P-04	VM – 56	301	3.900	1.950	60	30	OK
EB-P-01	52 – 53	31	497	669	10	27	Reprojetar
EB-P-12	VM – 61	332	868	868	28	28	OK
EB-P-11	VA – 62	133	2.435	2.435	50	50	OK
EB-P-08	54 – 58	553	2.524	1.621	75	59	OK
EB-P-05	AR – 52	32	222	50	12	7	OK
EB-P-03	AR – 55	308	3.718	3.718	68	68	OK
EB-P-06	AR – 54	63	2.265	1.391	21	14	OK
EB-P-09	AR – 57	19	375	375	13	13	OK
E-1122	54 – 56			1.950		105	Área: 293 m ²

A Tabela 5.13 apresenta os resultados obtidos referente ao consumo de utilidades quentes e frias para o cenário de rede evoluída, em comparação com os cenários atual e da rede MER. Observa-se que, na nova configuração proposta, será possível atingir um consumo de energia menor que o da rede MER.

Tabela 5.13: Consumo de utilidades para o cenário de rede evoluída da área EB.

Utilidades	Consumo de utilidades (kW)			Consumo (t/h)		
	Rede MER	Atual	Rede evoluída	Rede MER	Atual	Rede evoluída
VB	-	-	-	-	-	-
VM	5.499	6.388	5.342	10,3	11,9	10,0
VA	2.435	2.435	2.435	5	5	5
VS	-	-	-	-	-	-
CB	-	-	-	-	-	-
AR	8.368	9.258	8.211	720	796	706
Utilidades quentes	7.934	8.823	7.777	15,3	16,9	15,0
Utilidades frias	8.638	9.258	8.211	720	796	706

5.4.5 Rede de trocadores das áreas MTBE e Buteno-1

A partir da evolução da rede de trocadores das áreas ME/BU foram propostas as seguintes modificações:

- Integração da corrente de carga do reator ME-R-01 (corrente 01) com o refluxo da BU-T-01 (corrente 11): atualmente a carga do reator ME-R-01 é pré-aquecida com VB no trocador ME-P-20. A proposta é utilizar a corrente de topo da BU-T-01 para pré-aquecer a carga da área ME, em substituição ao uso de VB. Esta modificação reduz em 310 kW o consumo de VB nas áreas ME/BU, e 310 kW na demanda de água de resfriamento no condensador BU-P-01. Há a necessidade de instalação de um novo trocador de calor (E-10304) com área de troca térmica igual a 33 m².
- Adequação no consumo de utilidades quentes: atualmente os refervedores das ME-T-01 (ME-P-04) e ME-T-02 (ME-P-08) utilizam VM como utilidade quente. Com base nas temperaturas de processo, estes trocadores podem operar com VB. Já os refervedores das BU-T-01 (BU-P-02) e BU-T-02 (BU-P-04) utilizam VB como utilidade quente, e pelas temperaturas de processo o trocador BU-P-04 pode operar com CB. O trocador BU-P-02 também pode operar com CB, no entanto em virtude do menor *approach* entre a utilidade e a temperatura de saída de processo seria necessária uma área de troca térmica bastante elevada. A unidade de Aromáticos produz, no cenário das redes evoluídas, uma vazão total de 110 t/h de CB. Assim, optou-se por suprir metade da carga térmica da BU-T-02 com o condensado de vapor (CB) produzido na unidade. Para este serviço haverá uma demanda de 75 t/h de CB, e o novo refervedor (E-20304) a ser instalado em paralelo com o BU-P-04 deverá possuir área de troca térmica igual a 391 m². A Figura A.5 apresenta o diagrama de grades da rede evoluída das áreas de MTBE e Buteno-1.

A Tabela 5.14 apresenta a condição dos trocadores de calor da área ME/BU após as modificações propostas na rede evoluída. Caso se opte pela troca da utilidade quente nos ME-P-04 (VM) e ME-P-08 (VM) pelo vapor de baixa pressão (VB), será necessário o redimensionamento das áreas de troca térmica. O atual feixe do ME-P-08 poderá ser destinado para o serviço do novo E-10304, pois possui área de troca térmica semelhante.

Na Tabela 5.15 são apresentados os resultados dos consumos de utilidades quentes e frias para o cenário de rede evoluída da área ME/BU, em comparação com os cenários atual e da rede MER. Observa-se que na nova configuração proposta o consumo de energia é apenas 0,1% maior que o consumo da rede MER.

Tabela 5.14: Avaliação dos trocadores de calor da área ME/BU na rede evoluída.

Trocador	Correntes de processo	Área projeto (m ²)	Carga térmica atual (kW)	Carga térmica rede evoluída (kW)	Q/ Δ TML atual	Q/ Δ TML rede evoluída	Condição
ME-P-12	VB – 9	89	1.602	1.602	42	42	OK
ME-P-22	AR – 6	27	162	162	8	8	OK
ME-P-02	4 – 10	33	988	988	76	76	OK
BU-P-04	VB – 14	207	6.961	3.481	81	40	OK
BU-P-02	VB – 12	278	8.047	8.047	103	103	OK
ME-P-21	AR – 3	66	92	92	6	6	OK
ME-P-01	AR – 2	282	825	825	55	55	OK
ME-P-19	AR – 7	34	43	43	3	3	OK
BU-P-06	AR - 16	46	174	174	9	9	OK
ME-P-04	VB – 5	76	3.016	3.016	37	123	Reprojetar
ME-P-20		9	310		3	0	Reserva
ME-P-05	AR – 10	36	130	130	17	17	OK
ME-P-08	VB – 8	41	2.188	2.188	27	90	Reprojetar
BU-P-05	AR – 15	25	105	105	8	8	OK
BU-P-03	AR – 13	496	5.074	5.074	286	286	OK
BU-P-01	AR – 11	630	10.999	10.689	486	474	OK
E-10304	1 – 11			310		17	Área: 33 m ²
E-20304	CB – 14			3.481		140	Área: 391 m ²

Tabela 5.15: Consumo de utilidades para o cenário de rede evoluída da área ME/BU.

Utilidades	Consumo de utilidades (kW)			Consumo (t/h)		
	Rede MER	Atual	Rede evoluída	Rede MER	Atual	Rede evoluída
VB	6.571	16.920	18.333	11	29	31
VM	-	5.204	-	-	9,7	-
VA	-	-	-	-	-	-
VS	-	-	-	-	-	-
CB	15.223	-	3.481	327	-	75
AR	17.270	17.604	17.295	1.485	1.514	1.487
Utilidades quentes	21.794	22.124	21.814	338	38,7	106
Utilidades frias	17.270	17.604	17.295	1.485	1.514	1.487

5.4.6 Evolução da rede de trocadores na integração total da unidade de Aromáticos

A última etapa da análise *pinch* foi evoluir uma rede de trocadores de calor que abrange a integração total das 62 correntes de processo da unidade de Aromáticos. A Tabela 5.16 apresenta a comparação do consumo de utilidades quentes e frias entre: o cenário de operação atual; as redes MER das integrações individuais das áreas; e a rede MER da integração total da unidade de Aromáticos.

Tabela 5.16: Comparação do consumo de utilidades entre as redes MER dos diferentes cenários de integração energética.

Utilidades	Cenário atual (kW)	Redes MER com integração por área (kW)	Rede MER com integração total da unidade (kW)
VB	16.920	6.571	2.933
VM	41.578	37.263	36.879
VA	10.611	3.211	601
VS	259	-	-
CB	-	15.223	-
CW	73.764	66.655	44.808
Utilidades quentes	69.368	62.269	40.414
Utilidades frias	73.764	66.655	44.808

O consumo total de utilidades das redes MER geradas nas integrações individuais das áreas possui, em relação ao cenário de operação atual, um potencial de redução de 10% nas utilidades quentes e 9,6% nas utilidades frias. Já para o cenário de integração total da unidade de Aromáticos, há um potencial de redução de 42% no consumo das utilidades quentes e 40% no consumo das utilidades frias.

No entanto, para se atingir a meta do mínimo consumo de energia são necessárias múltiplas combinações de troca de calor entre as correntes de processo, e isto exige uma quantidade elevada de trocadores de calor, o que representa um alto custo de investimento. Esta complexidade de combinações é evidenciada na Figura A.6, que apresenta a rede MER da integração total das correntes da unidade de Aromáticos. A obtenção desta rede MER foi realizada através da utilização do ambiente de otimização do *Aspen Energy Analyzer V8.8*.

Normalmente o *lay-out* das áreas operacionais comporta um número limitado de linhas e novos alinhamentos e, por isto, na prática dificilmente se atinge a máxima recuperação de energia indicada pela rede MER. Assim, a Figura A.7 apresenta a rede de integração total da unidade de Aromáticos que foi evoluída a partir da rede MER, através do método heurístico da tecnologia *pinch*. Nesta evolução buscou-se o compromisso da máxima recuperação de energia

e da máxima similaridade da nova rede com as redes atuais. Assim, os valores atingidos com a rede evoluída são inferiores ao consumo atual, porém acima da rede MER.

A Tabela 5.17 apresenta um comparativo entre: o consumo global de energia no cenário de operação atual; o consumo global de energia das redes evoluídas individualmente em cada área operacional; e o consumo global de energia da rede evoluída na integração total das áreas. Nota-se que a rede de trocadores evoluída no cenário de integração total reduz o consumo de energia em torno de 3.700 kW, quando comparado com o consumo total das redes evoluídas na integração individual de cada área.

Tabela 5.17: Consumo total de utilidades das redes evoluídas nos cenários de integração individual e total das áreas de Aromáticos.

Utilidades	Cenário atual (kW)	Redes evoluídas com integração por área (kW)	Rede evoluída com integração total da unidade (kW)
VB	16.920	18.333	12.854
VM	41.577	32.456	32.455
VA	10.610	8.576	8.576
VS	259	-	-
CB	-	3.481	5.222
CW	73.763	67.241	63.492
Utilidades quentes	69.368	62.847	59.108
Utilidades frias	73.764	67.241	63.492

As reduções no consumo de energia alcançadas nos cenários de integração supracitados encontram-se em linha com outros trabalhos da literatura. Ojeda et al. (2013) apresentam redução de 17% no custo com utilidades a partir da integração de uma planta de bioetanol; Chew et al. (2014) demonstram redução de 10% no consumo energético com a aplicação de integração total de plantas industriais; Varbanov et al. (2018) apresentam uma revisão da literatura sobre novas aplicações da tecnologia *pinch*, e indicam que, em geral, as reduções de consumo energético através da aplicação de integração atingem valores entre 20% a 30%; Fodor et al. (2012) apresentam redução de 30% no consumo de energia de uma planta através da integração energética que considera ΔT_{\min} específico para cada combinação de troca térmica; Pouransari et al. (2014) indicam redução de 39% no consumo energético através da integração total de um grande sítio industrial; e por fim, Bagajewick e Rodera (2000) demonstram redução de 23% no consumo de utilidades de uma planta industrial através da técnica de integração de Sítio Total.

Capítulo 6

Resultados das integrações energéticas via programação matemática

A evolução das redes de trocadores de calor da unidade de Aromáticos, através da aplicação das regras heurísticas da tecnologia *pinch*, indicou um grande potencial de redução no consumo energético global da unidade. Na área EB, a evolução da rede de trocadores atingiu um consumo de 98% das utilidades quentes e frias, em relação a rede MER. Já na área ME/BU, o consumo atingiu o alvo, ou *target*, de 100% do consumo de energia da rede MER. No entanto, nas áreas HG, EX e FR ainda restaram oportunidades de integração energética a serem exploradas, devido às premissas e restrições adotadas no procedimento de evolução das redes de trocadores aplicado no Capítulo 4.

Assim, esgotadas as possibilidades de evolução das redes de trocadores das áreas HG, EX e FR através dos métodos heurísticos, e somando-se o fato das três áreas situarem-se fisicamente muito próximas, os seguintes cenários foram avaliados através da aplicação do algoritmo baseado no modelo *Transshipment*, desenvolvido por Papoulias et al. (1983):

- determinação das combinações de troca térmica das correntes de processo que produzem a rede de trocadores de calor que consome o mínimo de utilidades possível, ou rede MER (*maximum energy recovery*), para cada uma das três áreas operacionais;
- avaliação da integração energética das áreas HG, EX, e FR considerando-as como um único bloco operacional, ou seja, permitindo liberdade total de troca térmica entre todas as correntes de processo das três áreas. Assim, o novo bloco formado foi denominado de área de Líquidos, uma vez que as áreas HG, EX e FR trabalham somente com correntes líquidas.

6.1 Determinação das redes MER das áreas HG, EX e FR

A Tabela 6.1 apresenta as combinações ótimas de troca térmica das correntes de processo, e das utilidades, da área HG obtidas por otimização matemática, e que geram a rede MER da área. Em relação às combinações obtidas através da aplicação do método heurístico, as combinações determinadas por otimização conduzem o processo para um menor consumo energético. No entanto, para que a rede da Tabela 6.1 seja viável, é necessária uma área de troca térmica total de 4.178m^2 no trocador número 3. Atualmente, o conjunto de trocadores que realiza este serviço são os HG-P-51, que possuem área total de 700m^2 .

Tabela 6.1: Combinações de troca de calor da rede MER da área HG.

Trocador	Corrente quente	Corrente fria	Carga térmica (kW)
1	Efluente HG-R-01	Carga HG	4186
2	Efluente HG-R-51	Reboiler HG-T-01	2500
3		Carga HG-F-51	6445
4	Fundo HG-T-51	Carga HG-T-51	571
5		Carga HG-F-51	2454
6	Quench HG-R-01	Carga HG-T-51	1977
7	Quench HG-R-01	AR	1756
8	Refluxo HG-T-01	AR	5730
9	Refluxo HG-T-02	AR	7285
10	Efluente HG-R-51	AR	3262
11	Fundo HG-T-51	AR	863
12	Refluxo HG-T-51	AR	609,5
13	Reboiler HG-T-01	Vapor	3103,4
14	Reboiler HG-T-02	Vapor	4226
15	Reboiler HG-T-51	Vapor	2526
16	Reboiler HG-T-03	Vapor	1365

A obtenção da rede MER por otimização matemática exige um aumento de quase 600% na área de troca térmica do conjunto dos HG-P-51, e a aplicação prática desta modificação torna-se inviável pelo espaço físico disponível, além do elevado custo de investimento. Neste caso, a implementação prática da rede proposta pelo método heurístico, mesmo consumindo um pouco mais de energia, torna-se mais atrativa. A representação gráfica das combinações de troca térmica da rede MER da área de Hidrogenação de Gasolina é apresentada no diagrama de grades da Figura A.8.

A Tabela 6.2 apresenta as combinações de troca de calor entre as correntes de processo e as utilidades que geram a rede MER da área EX. Comparando as combinações obtidas pelo método de otimização matemática com as combinações propostas pelo uso do método heurístico, conclui-se que são praticamente iguais. A única diferença é que através do método

heurístico optou-se por utilizar parte da energia da corrente de solvente limpo (fundo EX-T-04) no *reboiler* da EX-T-03, ao invés do próprio *reboiler* da EX-T-04.

A combinação proposta pelo método de otimização não é possível de ser aplicada na prática, pois representa que a corrente de fundo da torre de destilação seja o fluido de aquecimento no *reboiler* da própria torre. Como esta restrição não foi inserida no modelo de otimização, o algoritmo teve liberdade para realizar qualquer combinação. A representação gráfica das combinações de troca de calor entre as correntes de processo da área de Extração de Aromáticos e utilidades quentes e frias é apresentada no diagrama de grades da Figura A.9. Com base nas combinações obtidas pelo método de otimização, a rede evoluída pelo método heurístico foi bastante similar com a rede MER.

Tabela 6.2: Combinações de troca de calor da rede MER da área EX.

Trocador	Corrente quente	Corrente fria	Carga térmica (kW)
1		Solvente + HC (fundo EX-T-01)	4337
2	Solvente limpo (fundo EX-T-04)	Solvente + água (fundo EX-T-02)	2415
3		Reboiler EX-T-04	1435
4	Topo EX-T-04	Solvente + HC (fundo EX-T-01)	1455
5	Topo EX-T-01	AR	360
6	Topo EX-T-03	AR	5265
7	Topo EX-T-04	AR	7155,7
8	Reboiler EX-T-03	Vapor	9096
9	Reboiler EX-T-04	Vapor	2361,4

A Tabela 6.3 apresenta as combinações de troca de calor entre as correntes de processo e as utilidades da área FR. Comparando as combinações obtidas pelo método de programação matemática com as combinações propostas através do método heurístico, a diferença é que pelo método de otimização a carga da área FR deve ser aquecida pelos refluxos das torres FR-T-03 e FR-T-04, além da corrente de saída do FR-V-01. Uma parte da energia da saída do FR-V-01 deve ser usada para reverter a FR-T-01. Com tais combinações atinge-se a rede MER.

Na rede evoluída pelo método heurístico, o refluxo da FR-T-04 foi mantido sem integração, por ser uma corrente de baixo conteúdo energético (211 kW). Mesmo assim, esta recuperação adicional representa 2% do consumo mínimo de energia da planta. A representação gráfica das combinações de troca de calor entre as correntes de processo da área de Fracionamento de Aromáticos e utilidades quentes e frias é apresentada no diagrama de grades da Figura A.10.

Tabela 6.3: Combinações de troca de calor da rede MER da área FR.

Trocador	Corrente quente	Corrente fria	Carga térmica (kW)
1		Carga FR	1751
2	Saída FR-V-01	Reboiler FR-T-01	250
3	Refluxo FR-T-03		1670
4	Refluxo FR-T-04	Carga FR	211
5	Refluxo FR-T-01	AR	5418
6	Refluxo FR-T-02	AR	1952,7
7	Refluxo FR-T-04	AR	128,5
8	Refluxo FR-T-05	AR	1188
9	Reboiler FR-T-01	Vapor	4606,9
10	Reboiler FR-T-02	Vapor	2139
11	Reboiler FR-T-03	Vapor	1702
12	Reboiler FR-T-04	Vapor	266
13	Reboiler FR-T-05	Vapor	1216

6.2 Integração da área de Líquidos

Além de realizar a reavaliação da integração energética individual das áreas HG, EX e FR, a programação matemática foi aplicada para a obtenção de uma rede única de trocadores de calor para a área de Líquidos, com o objetivo de aumentar o potencial de recuperação energética do processo. Neste caso, a programação matemática foi escolhida devido ao número elevado de correntes a serem combinadas, ou seja, os métodos heurísticos da tecnologia *pinch* apresentam limitações na identificação das melhores combinações quando se trabalha com muitas correntes de processo.

A partir da resolução em sequência dos dois problemas de otimização, obteve-se o mínimo consumo de utilidades quentes e frias, que serviram como base para a obtenção das combinações ótimas de troca de calor das correntes de processo e das utilidades da área de Líquidos, apresentadas na Tabela 6.4. São necessários 19 trocadores de calor para a máxima recuperação de energia entre as correntes de processo da área de Líquidos, e 21 trocadores de calor entre correntes de processo e utilidades. A partir das combinações obtidas pelos métodos matemáticos de otimização, e necessárias para a recuperação máxima de energia na área de Líquidos, observa-se que algumas correntes necessitam trocar calor com até outras quatro correntes de processo. Na prática, tais combinações são de difícil execução e trazem consigo muitos problemas associados, como por exemplo: perda de carga excessiva, o que exige sistemas de bombeamento de maior capacidade; problemas de controlabilidade, devido ao forte acoplamento entre as malhas de controle acarretado, entre outros.

Tabela 6.4: Combinações de troca de calor da rede MER da área de Líquidos.

Trocador	Corrente quente	Corrente fria	Carga térmica (kW)
1	Efluente HG-R-01		946,6
2	Refluxo HG-T-03	Carga HG	127,4
3	Refluxo FR-T-02		1952,7
4	Refluxo FR-T-03		1160,7
5	Efluente HG-R-51	Carga HG-F-51	8190
6	Fundo HG-T-51		720
7	Fundo HG-T-51	Carga HG-T-51	2522
8	Solvente limpo (fundo EX-T-04)	Solvente + HC (fundo EX-T-01)	5792,1
9	Efluente HG-R-01	Solvente + água (fundo EX-T-02)	2299,1
10	Solvente limpo (fundo EX-T-04)		115,9
11	Saída FR-V-01	Carga FR	1750,7
12	Refluxo FR-T-03		509,8
13	Refluxo FR-T-04		183,5
14	Refluxo FR-T-05		1188
15	Efluente HG-R-01	Reboiler FR-T-01	942,3
16	Efluente HG-R-51		1192,8
17	Solvente limpo (fundo EX-T-04)		2278,8
18	Saída FR-V-01		250,1
19	Efluente HG-R-51	Reboiler FR-T-03	1702
20	Quench HG-R-01	AR	3741
21	Refluxo HG-T-01	AR	5730
22	Refluxo HG-T-02	AR	7285
23	Efluente HG-R-51	AR	1125,8
24	Fundo HG-T-51	AR	592
25	Refluxo HG-T-51	AR	609,5
26	Topo EX-T-01	AR	360
27	Topo EX-T-03	AR	5265
28	Topo EX-T-04	AR	8610,8
29	Refluxo FR-T-01	AR	5418
30	Refluxo FR-T-04	AR	155,8
31	Reboiler HG-T-01	Vapor	5644
32	Reboiler HG-T-02	Vapor	4226
33	Reboiler HG-T-51	Vapor	2526
34	Reboiler HG-T-03	Vapor	1365
35	Reboiler EX-T-03	Vapor	9096
36	Reboiler EX-T-04	Vapor	3796,2
37	Reboiler FR-T-01	Vapor	193
38	Reboiler FR-T-02	Vapor	2139
39	Reboiler FR-T-04	Vapor	266
40	Reboiler FR-T-05	Vapor	1216

Assim, considerando a viabilidade da implementação prática das combinações entre as correntes de processo, são viáveis apenas os trocadores 5, 6, 7, 8, 9, 10 e 19 listados na Tabela 6.4. Partindo-se destas combinações viáveis obtidas por otimização matemática, é possível evoluir o restante da rede de trocadores da área de Líquidos através dos métodos heurísticos da tecnologia *pinch*. A Tabela 6.5 apresenta um comparativo entre os montantes de energia consumidos nos seguintes cenários: redes atuais das áreas HG, EX e FR; rede MER da área de Líquidos; e rede evoluída da área de Líquidos através da combinação de programação matemática e dos métodos heurísticos. O diagrama de grades que ilustra a rede evoluída da área de Líquidos é apresentado na Figura A.11.

Observa-se que, a evolução da rede de trocadores de calor, através da combinação das técnicas de otimização matemática e da tecnologia *pinch*, conduzem o processo para uma redução de 11,6% das utilidades quentes e 9,6% no consumo das utilidades frias, em relação ao cenário atual.

Tabela 6.5: Consumo energético da área de Líquidos nos cenários de integração.

	Consumos energéticos (kW)		
	Integração total da área de Líquidos (Rede MER)	Rede evoluída da área de Líquidos	Consumo atual das áreas HG, EX, FR
VB	-	-	-
VM	30.316	32.754	29.986
VA	-	1.175	8.176
VS	-	-	259
CB	-	-	-
AR	38.796	42.411	46.902
Utilidade quentes	30.316	33.929	38.421
Utilidades frias	38.796	42.411	46.902

6.3 Integração energética entre áreas operacionais

Conforme o modelo de análise de Sítio Total proposto por Bagajewicz e Rodera (2002), para as análises de transferência de calor entre as áreas da unidade de Aromáticos, estas foram divididas em: área de Líquidos (bloco das áreas HG, EX e FR); área EB e área ME/BU. Nesta técnica, os diagramas de cascata de energia são divididos nos mesmos intervalos de temperatura, e a transferência de calor efetivo (que reduz o consumo de utilidades) sempre ocorrerá através da região localizada entre os *pinches* de duas ou mais áreas. A Figura 6.1 indica a localização da temperatura *pinch* de cada área da unidade de Aromáticos.

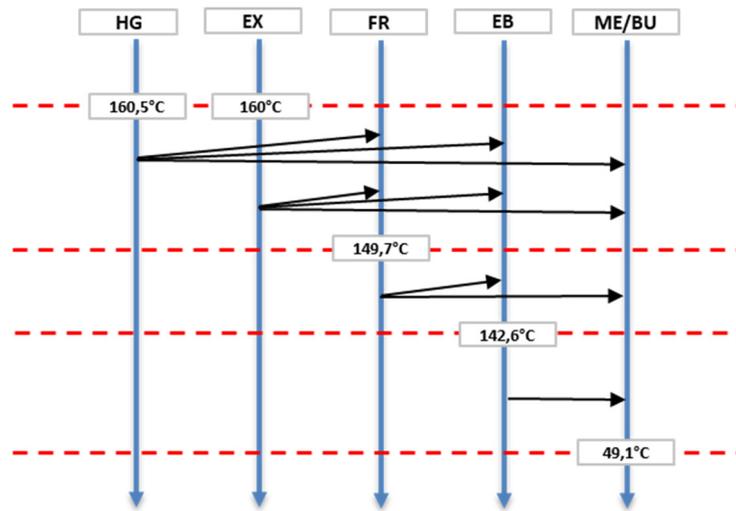


Figura 6.1: Esquema do diagrama cascata conjunto das áreas de Aromáticos.

A área ME/BU pode receber energia de todas as demais áreas, pois possui a menor temperatura de *pinch*. As áreas HG e EX não possuem capacidade de receber energia de nenhuma outra área, pois apresentam as temperaturas de *pinch* mais altas e iguais. A área FR pode receber energia das áreas HG e EX. Já a área EB pode receber energia das áreas HG, EX e FR. O diagrama da Figura 6.2 apresenta o potencial de transferência de energia entre as áreas.

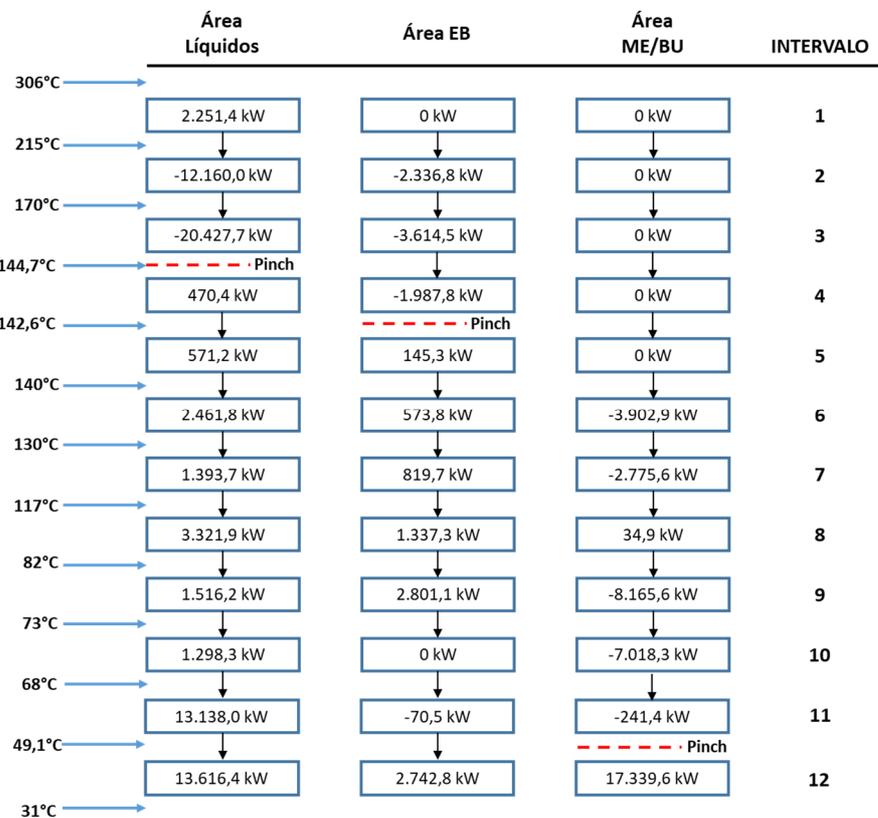


Figura 6.2: Diagrama cascata das áreas de Aromáticos.

Observa-se que não há a possibilidade da transferência de calor assistida entre as áreas, ou seja, uma transferência de calor para a região acima do *pinch* da área com maior temperatura. Por exemplo, no caso da área ME/BU possuir um intervalo localizado acima do *pinch* da área de Líquidos com excedente de energia (fonte).

Os consumos de energia, por intervalo de temperatura, para o cenário de integração entre as áreas de Líquidos e ME/BU são apresentados na Tabela 6.6. Já a Tabela 6.7 apresenta os consumos de energia, por intervalo de temperatura, para o cenário de integração entre as áreas EB e ME/BU. Como a área ME/BU foi primeiro integrada com a área de Líquidos, o potencial de transferência de energia a partir da área EB foi menor.

Tabela 6.6: Potencial de transferência de calor entre as áreas de Líquidos e ME/BU.

Intervalos	Temperatura (°C)	Energia (kW)				
		q_l	q_s	q_A	q_E	q_B
1	306	2251	0	0		
2	215	-12160	0	0		
3	170	-20428	0	0		
4	144,7	470	0		470	
5	142,6	571	0		571	
6	140	2462	-3903		2462	
7	130	1394	-2776		1394	
8	117	3322	35		3322	
9	82	1516	-8166		1516	
10	73	1298	-7018		1298	
11	68	13138	-241		241	
12	49,1	13616	17340			0
	31					

Conforme os resultados obtidos, observa-se que não há a transferência de calor assistida acima do *pinch* da área de Líquidos (Q_A), e nem abaixo do *pinch* da área ME/BU (Q_B), ou seja, não há gargalos de energia na transferência de calor entre os dois *pinches*. A mesma observação é válida na transferência de energia da área EB para a área ME/BU. O maior potencial de recuperação de energia se encontra entre os intervalos de temperatura 4 a 10 das áreas de Líquidos e EB (Q_E).

Tabela 6.7: Potencial de transferência de calor entre as áreas EB e ME/BU.

Intervalos	Temperatura (°C)	Energia (kW)				
		q_l	q_s	q_A	q_E	q_B
1	306	0	0	0		
2	215	-2337	0	0		
3	170	-3615	0	0		
4	144,7	-1988	0	0		
5	142,6	145	0		0	
6	140	574	-400		0	
7	130	820	-1382		0	
8	117	1337	35		0	
9	82	2801	-3328		0	
10	73	0	-5720		5677	
11	68	-71	0		0	
12	49,1	2743	17340			0
	31					

De acordo com o diagrama de grades da área ME/BU, existe uma corrente fria no intervalo 10 com possibilidade de ser aquecida por alguma corrente quente da área de Líquidos: por exemplo, o *reboiler* da BU-T-02, que pode ser aquecido pela corrente de refluxo da EX-T-04. Ou seja, definidos os potenciais de recuperação energética para cada intervalo de temperatura, é possível identificar quais as correntes que podem trocar calor entre si para que se atinja a máxima recuperação de energia possível.

A Tabela 6.8 sumariza os resultados do consumo mínimo de utilidades das áreas ME/BU, EB e Líquidos nos cenários de integração individual e integração total do sítio. Observa-se um potencial de recuperação energética na ordem de 16.952 kW entre as três áreas.

Tabela 6.8: Consumos de utilidades quentes e frias no cenário de integração total.

	Integração individual			Integração entre áreas		
	ME/BU	EB	Líquidos	ME/BU	EB	Líquidos
Utilidades quentes (kW)	21.794	7.934	30.316	4.842	7934	30.316
Utilidades frias (kW)	17.270	8.368	38.796	17.270	2.691	27.521
Calor total transferido (kW)	-	-	-	-	5.677	11.275
Calor total recebido (kW)	-	-	-	16.952	-	-

6.4 Comparação entre os resultados obtidos

Nos capítulos anteriores, metodologias distintas foram aplicadas para a determinação de diferentes cenários de integração energética das áreas operacionais da unidade de Aromáticos. De forma sumarizada, os quatro cenários avaliados foram:

- 1) integração energética individual das áreas operacionais;
- 2) integração energética total da unidade de Aromáticos;
- 3) integração energética em bloco das áreas HG, EX e FR (área de Líquidos);
- 4) integração energética em bloco com transferência de energia entre áreas operacionais.

A Figura 6.3 ilustra o diagrama de integrações energéticas das áreas operacionais da unidade de Aromáticos, que representa, de forma conjunta, os quatro cenários de integração gerados neste trabalho. Os círculos pequenos representam as áreas operacionais integradas individualmente, sob os quais são apresentados os consumos mínimos das utilidades quentes (UQ) e frias (UF) das redes MER. A área de Líquidos, que é o bloco formado pela integração conjunta das áreas HG, EX e FR, é representada por uma região delimitada por uma linha tracejada que engloba as três áreas operacionais. No diagrama também são apresentados os consumos mínimos de utilidades quentes e frias para o cenário de integração da área de Líquidos.

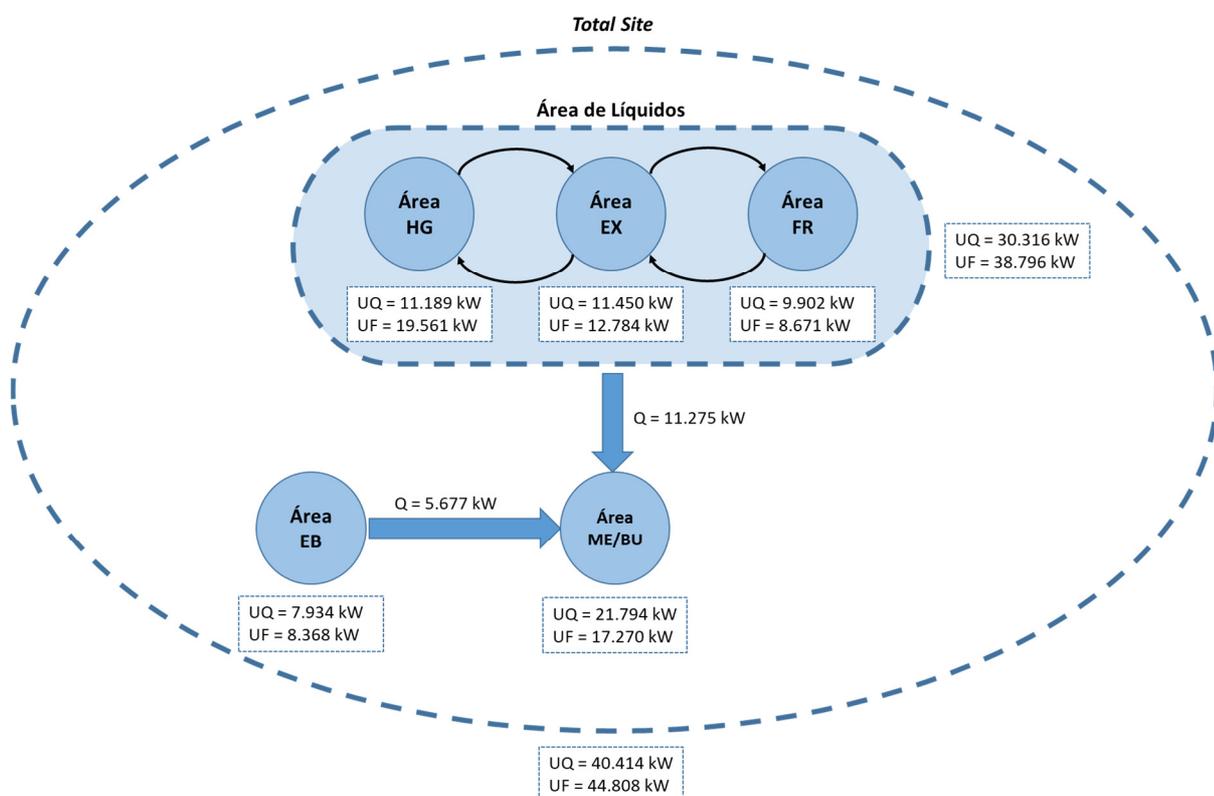


Figura 6.3: Diagrama de integração energética das áreas de Aromáticos.

A integração entre diferentes áreas operacionais, baseada na metodologia desenvolvida por Bagajewicz e Rodera (2002), é representada por setas que indicam o sentido da transferência de energia. No caso, as áreas EB e de Líquidos transferem energia para a área ME/BU. O montante de energia recebido pela área ME/BU reduz, na mesma quantidade, o consumo de utilidades quentes da área. A energia que flui para fora das áreas EB e de Líquidos impacta na redução do consumo de utilidades frias, na mesma proporção, nestas áreas. Ou seja, após serem integradas individualmente, as áreas EB e de Líquidos ainda possuem energia residual para transferir à área ME/BU.

Por fim, todas as áreas operacionais da unidade de Aromáticos estão contidas dentro de um grande perímetro pontilhado, que representa a integração total de todas as 62 correntes de processo existentes. Da mesma forma que os demais cenários, são informados os consumos mínimos das utilidades quentes e frias para a integração total da unidade de Aromáticos. Os consumos mínimos de utilidades das redes MER, de cada um dos cenários avaliados, são apresentados na Tabela 6.9, bem como a comparação de cada cenário com o consumo atual.

Tabela 6.9: Consumos de utilidades das redes MER nos cenários de integração.

	Integração individual das áreas	Integração total da unidade	Integração em bloco das áreas HG/EX/FR (área de líquidos)	Integração em bloco + transferência de calor entre áreas
Consumo mínimo utilidades quentes (kW)	62.269	40.414	60.044	43.092
Consumo mínimo utilidades frias (kW)	66.654	44.808	59.434	47.482
Redução de utilidades quentes	10%	42%	13%	38%
Redução de utilidades frias	10%	39%	19%	36%

Os resultados obtidos neste trabalho indicam que o cenário de integração em blocos com a transferência de energia adicional entre as áreas operacionais apresenta um potencial de recuperação energética muito próximo do cenário de integração total da unidade. Na prática, é mais vantajoso integrar a unidade em pequenos blocos de áreas do que implementar uma integração total das correntes, devido às restrições de *lay-out* dos processos e das distâncias entre as correntes.

Ou seja, a partir da divisão das áreas operacionais em blocos energeticamente integrados, associada com a transferência da energia residual entre estes blocos, é possível atingir um consumo de utilidades muito próximo do cenário de integração total das correntes de processo disponíveis. Isto ocorre porque a integração em blocos das áreas operacionais caracteriza-se como um subproblema da integração total da unidade. Já a integração individual

das áreas operacionais apresenta um percentual de recuperação energética menor, porém importante sob o ponto de vista da ordem de grandeza do montante de energia.

Em alguns cenários, as combinações de troca térmica das redes MER violaram as premissas descritas no capítulo 4, e adotadas na metodologia do estudo. Como este trabalho avalia o potencial de integração de processos existentes, as redes MER foram evoluídas a partir da combinação das técnicas de programação matemática e das regras heurísticas da metodologia *pinch*, com o objetivo de manter a máxima similaridade das novas redes propostas com as redes atuais. Este procedimento reduz o potencial de recuperação energética, porém auxilia o projeto de redes mais factíveis de serem implementadas na prática.

A Tabela 6.10 apresenta os consumos de utilidades quentes e frias das redes de trocadores evoluídas a partir das redes MER, com o objetivo de manter a máxima similaridade com as redes atuais, e também demonstra a comparação do consumo de utilidades de cada cenário em relação ao consumo atual. Para o cenário de integração individual das áreas, o consumo de utilidades das redes evoluídas ficou praticamente igual ao consumo das redes MER, conforme já apresentado no capítulo 5. Já a integração em bloco da área de Líquidos, com a combinação de transferência de energia entre áreas mostrou-se o cenário mais vantajoso de integração para ser aplicado na prática.

Tabela 6.10: Consumos de utilidades das redes evoluídas a partir das redes MER.

	Integração individual das áreas	Integração total da unidade	Integração em bloco das áreas HG/EX/FR (área de líquidos)	Integração em bloco + transferência de calor entre áreas
Consumo mínimo utilidades quentes (kW)	62.846	59.108	63.520	46.568
Consumo mínimo utilidades frias (kW)	67.241	63.492	67.917	50.965
Redução de utilidades quentes	9%	15%	9%	33%
Redução de utilidades frias	9%	14%	8%	31%

O cenário de integração com aplicação prática mais vantajosa para a unidade de Aromáticos é apresentado na Figura 6.4. A partir deste cenário é possível calcular o ganho financeiro das modificações propostas, que está atrelado às reduções de consumo das utilidades disponíveis, conforme os valores apresentados na Tabela 6.11.

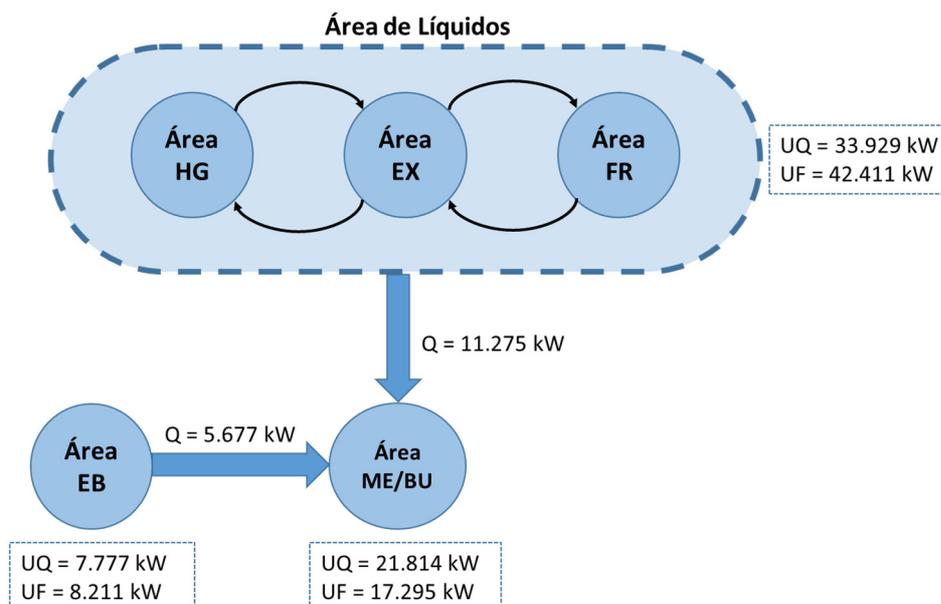


Figura 6.4: Diagrama de integração energética para aplicação prática.

Tabela 6.11: Redução de utilidades no cenário de redes evoluídas.

Utilidades	Consumo das redes evoluídas (kW)	Consumo das redes atuais (kW)	Redução / aumento de consumo	Redução / aumento de consumo (t/h)
VB	1.381	16.920	- 92%	- 26,3
VM	38.096	41.578	- 8,8%	- 6,5
VA	3.610	10.611	- 66%	- 14,8
VS	-	259	- 100%	- 0,7
CB	3.481	-	+ 100%	+ 75
AR	50.965	73.764	- 31%	- 1.960

A redução do vapor de baixa pressão (VB) tem impacto financeiro positivo, desde que não ocorra a abertura das válvulas de alívio de vapor para atmosfera. Ou seja, como o VB é o vapor com nível de pressão mais baixa, qualquer sobre pressão do sistema é aliviada para a atmosfera. Atualmente o balanço de VB encontra-se bem ajustado, e novas reduções de consumo ocasionarão a abertura das válvulas de alívio para a atmosfera. Neste caso, foi desconsiderado o impacto financeiro da redução do consumo de VB, pois na prática, este movimento pode não ser sustentável.

Por outro lado, a redução de VM e VA impacta diretamente a produção de VS nas caldeiras da unidade de Utilidades. O consumo do condensado de vapor (CB) não aumenta os custos da unidade, uma vez que é realizado o reaproveitamento de calor do vapor que é condensado em outros trocadores do processo. Considerando que o combustível marginal das caldeiras é o carvão mineral (R\$ 399,00/t), e que o fator de geração (FG) do tipo de carvão

utilizado é igual a 6,0, a redução aproximada do OPEX é de R\$ 6.612.000,00, conforme cálculo baseado na Equação 4.1, e apresentado na Equação 6.1.

$$OPEX = \frac{\{[0,7+(6,5+14,8).0,5].24.365\}}{6,0} . 399 = R\$ 6.611.829,00 \quad (6.1)$$

Assim, para que a redução do custo operacional, ou OPEX (*Operational Expenditure*) apontado seja atingido, é necessário que se realize um investimento inicial, ou CAPEX (*Capital Expenditure*) em trocadores de calor. Conforme o EPE (2018), para estimar o custo de instalação de novos trocadores de calor (casco-tubo), pode-se utilizar a correlação de CAPCOST. Este método é baseado na determinação dos custos diretos e indiretos, em US\$, de aquisição e instalação do trocador. A correlação utilizada é apresentada na Equação 6.2, e seus parâmetros são informados em capítulo específico do livro de Turton et al. (2009):

$$Custo = 10^{[K1 + K2 \log(S) + K3[\log(S)]^2]} * fatores^3 \quad (6.2)$$

Onde S representa um parâmetro de dimensão típico do equipamento em questão. Os valores de K_i ($i = 1, 2, 3, \dots$) e B_i ($i = 1, 2, 3, \dots$) são os parâmetros das correlações específicas para cada tipo de equipamento. Por exemplo, trocadores de placas ou de tubo têm parâmetros K_i e fatores multiplicativos diferentes. Dentro dos fatores multiplicativos estão incluídos parâmetros que são correções adotadas para os diferentes tipos de materiais, e para as diferentes condições de pressão dos equipamentos. Os valores atualizados destes parâmetros foram retirados de publicação emitida pela Empresa de Pesquisa Energética (EPE, 2018).

Aplicando a correlação de CAPCOST para a determinação do custo de instalação de um trocador casco-tubo com área de 200m^2 , que é a área média dos novos trocadores a serem instalados na unidade de Aromáticos, obtém-se um valor de US\$ 102.000,00. Utilizando os valores médios atuais de conversão para o real, obtém-se a quantia de R\$ 440.000 por trocador. Considerando que no cenário de integração recomendado será necessária a instalação de, no mínimo, 10 novos trocadores de calor, o CAPEX mínimo aproximado será de R\$ 4.400.000,00.

Com base no OPEX estimado, foi realizado um Estudo de Viabilidade Técnica e Econômica (EVTE), considerando diferentes CAPEX iniciais, desde o valor de MMR\$ 3,0 até o valor de MMR\$ 15,00. Assim, foi possível estimar o valor presente líquido (VPL) para uma ampla faixa de investimentos iniciais possíveis, adotando uma janela operacional de 10 anos. A taxa de desconto WACC (*Weighted Average Capital Cost*) aplicada foi de 13%.

O gráfico da Figura 6.5 apresenta a correlação entre o índice de lucratividade (VPL/INV) com os diversos valores de investimento inicial. Nota-se que, até um valor de investimento (CAPEX) de R\$ 15.000.000,00 o VPL/INV é maior do que zero, ou seja, o investimento apresenta retorno financeiro.

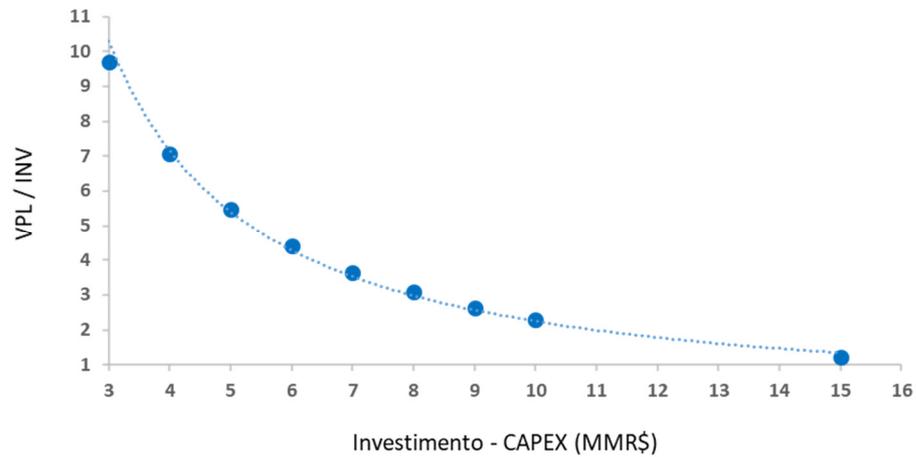


Figura 6.5: Correlação entre o VPL e o CAPEX das modificações propostas.

Capítulo 7

Conclusões e sugestões para trabalhos futuros

A aplicação das ferramentas de integração energética demonstrou um grande potencial de recuperação de energia nos processos produtivos avaliados neste trabalho. As técnicas de otimização auxiliaram à identificação das combinações ótimas de troca térmica, e a partir destas combinações a evolução das redes foi conduzida através de técnicas heurísticas da tecnologia *pinch*, com o objetivo de manter a máxima similaridade das novas redes com as redes atuais. Para um processo existente, a combinação das metodologias mostrou-se mais assertiva do que o uso individual de cada uma das técnicas. Isto porque, a programação matemática é capaz de indicar as combinações ótimas para um grande número de correntes de processo, e a heurística da tecnologia *pinch* permite que o projetista organize o arranjo das combinações de troca térmica, respeitando as limitações reais do processo.

Através do reprojeto individual das redes de trocadores de calor das áreas da unidade petroquímica em estudo, é possível obter uma redução de 10% no consumo de utilidades quentes e frias, em relação ao consumo atual. Para o caso de integração total das correntes de processo da unidade de Aromáticos, considerando a liberdade total de combinações, a redução de consumo pode chegar a 42% das utilidades quentes e 39% das utilidades frias. Adicionalmente, quando as áreas operacionais são integradas em blocos, e há a transferência do excedente de energia de uma área para outra, a redução pode chegar a 38% das utilidades quentes e 36% das utilidades frias, resultado ligeiramente inferior ao caso da integração total. Porém, quando as redes MER deste último cenário são evoluídas com base na premissa de se manter a máxima similaridade com as redes atuais, o consumo energético das utilidades quentes reduz em 33%, enquanto que para as utilidades frias reduz em 31%.

Mesmo que a aplicação prática das redes MER apresente limitações físicas, em função da complexidade das combinações de troca de calor entre as correntes de processo, reduções de 33% e 31% no consumo das utilidades quentes e frias, respectivamente, são bastante significativas. Assim, a combinação dos métodos heurísticos da tecnologia *pinch* com as ferramentas de otimização matemática auxilia a técnica de evolução das redes de trocadores de calor, aliando o compromisso da maior redução de consumo energético possível com a *expertise* do projetista, para determinar o melhor *lay-out* da rede de trocadores.

Aplicando-se a otimização matemática para a obtenção das redes MER na integração individual das áreas HG, EX e FR, através da metodologia desenvolvida por Papoulias et al. (1983), foram atingidos resultados praticamente iguais aos obtidos com o uso do método heurístico da tecnologia *pinch*. Tais resultados são explicados pelo pequeno número de correntes de processo existentes individualmente em cada área, ou seja, para redes pouco complexas a aplicação do método heurístico se aproxima muito da solução ótima. A mesma técnica de otimização também foi aplicada na integração das áreas HG, EX e FR em um único bloco (área de Líquidos), para a obtenção de uma rede de trocadores integrada entre as três áreas. Considerando as combinações possíveis de serem implementadas na prática, a integração individual das três áreas mostrou-se menos vantajosa que a integração em um único bloco.

Após a integração individual das áreas operacionais da unidade de Aromáticos, a aplicação do algoritmo de integração de Sítio Total desenvolvido por Bagajewicz e Rodera (2002) indicou a transferência potencial de 16.952kW de energia das áreas de Líquidos (HG/EX/FR) e EB, para a área ME/BU. Assim, no cenário de integração proposto o balanço global indicou uma redução potencial no consumo atual de VM + VA de 21,3t/h, devido a transferência da energia excedente das áreas de Líquidos e EB para a área ME/BU. Adicionalmente, há a redução no consumo de 0,7t/h de VS. Tais reaproveitamentos de energia geram uma redução aproximada de R\$ 6.612.000,00 no OPEX da unidade.

Portanto, foi possível evidenciar que o custo-benefício de implementação do cenário de integração total da unidade de Aromáticos é menos vantajoso que o cenário de integração em blocos das áreas operacionais, associada a transferência adicional de energia entre os blocos. Isto porque, o potencial de recuperação energética entre os dois cenários é muito próximo, porém a complexidade de implementação prática do cenário de integração em blocos é muito menor. Ou seja, a contribuição deste trabalho é demonstrar que integrar as áreas operacionais em blocos, levando em consideração a distância física entre áreas e o *lay-out* do processo, e posteriormente transferir a energia excedente entre os blocos pode ser mais vantajoso do que buscar a integração de todas as correntes em uma única grande rede de trocadores de calor. Problemas como a perda de carga elevada das correntes de processo, e a controlabilidade das redes podem ser minimizados com esta estratégia de integração.

7.1 Sugestões para trabalhos futuros

A partir das conclusões discutidas acima, surgem algumas sugestões para o desenvolvimento de trabalhos futuros, conforme listados a seguir:

- O trabalho abordou o uso da metodologia heurística da tecnologia *pinch* em comparação com o uso das técnicas de otimização matemática, para avaliar diferentes níveis de integração energética das áreas operacionais da unidade de Aromáticos. No entanto, não foi avaliado o grau de aderência das redes de trocadores de calor propostas para diferentes cenários de operação, ou seja, a flexibilidade da rede de trocadores. Apenas o cenário de carga típica (normal) foi avaliado. Assim, é mandatório que outros cenários operacionais sejam considerados para avaliação da flexibilidade das redes propostas;

- Realizar a avaliação de integração total das correntes de processo da unidade de Aromáticos através de algoritmos de programação matemática, incluindo no modelo as restrições do número máximo de combinações de troca térmica por corrente, bem como as restrições de combinação entre correntes de topo e fundo de uma mesma torre de destilação;
- É importante que, para os casos de integração de Sítio Total (entre áreas operacionais), sejam avaliadas as perdas de carga, ou perdas de pressão, impostas nas correntes a serem integradas. Esta avaliação é necessária para informar se serão necessários investimentos adicionais com bombas e compressores. A análise de perda de carga pode ser acoplada nos algoritmos de otimização e entrar como uma restrição para a integração de determinadas correntes;
- Da mesma forma que é necessária uma análise complementar de perda de carga para os cenários de integração gerados, recomenda-se que sejam avaliadas as perdas térmicas nos trechos de tubulação que deverão ser instalados para o transporte dos fluidos a serem integrados. Esta análise pode indicar de forma assertiva se as perdas térmicas ao longo das linhas são suficientes para inviabilizar alguma integração considerada como possível. Ou seja, se o delta mínimo de temperatura será mantido com o transporte das correntes por distâncias mais longas que as atuais;
- Também é recomendado que os novos trocadores propostos neste trabalho sejam avaliados através de simulação rigorosa, com o objetivo de determinar se alguma combinação entre correntes de processo poderá ser inviabilizada por limitações na transferência de calor;
- Por fim, sugere-se uma avaliação da possibilidade de integração de correntes de processo das áreas da unidade de Olefinas com as áreas da unidade de Aromáticos. Mesmo após as integrações propostas, ainda há um grande potencial de redução do consumo de Utilidades nos processos avaliados.

Referências bibliográficas

Aaltola, J. "Simultaneous synthesis of flexible heat exchanger network." *Applied Thermal Engineering*, 2002; 22: 907-918.

Ahmad, M. I.; Zhang, N.; Jobson, M.; Chen, L. "Multi-period design of heat exchanger networks." *Chemical Engineering Research and Design*, 2012; 90: 1883-1895.

Ahmad, S. and Hui, D. C. W. (1991). Heat recovery between areas of integrity, *Comp Chem Eng*, 15(12): 809–832.

Bagajewicz, M.; Rodera, H. "Energy savings in the total site heat integration across many plants." *Computers and Chemical Engineering*, 2000; 24: 1237-1242.

Bagajewicz, M.; Rodera, H. "Multiple plant heat integration in a total site." *AIChE J*, 2002; 48(10):2255–70.

Beninca, M. "Integração energética de uma planta de eteno com aspectos de flexibilidade: aplicação da análise *pinch* em conjunto com a otimização matemática." 2008. 113 f. Dissertação (mestrado). *Universidade Federal do Rio Grande do Sul. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química*, Porto Alegre, 2008.

Biegler, L. T.; Grossmann, I. E.; Westerberg, A. W. (1997). "Systematic Methods of Chemical Process Design"; Prentice Hall: Upper Saddle River, NJ.

Boldyryev, S.; Varbanov, P. S.; Nemet, A.; Klemes, J. J.; Kapustenko, P. “Minimum heat transfer area for total site heat recovery.” *Energy Conversion and Management*, 2014; 87: 1093-1097.

Brown, D.; Maréchal, F.; Paris, J. “A dual representation for targeting process retrofit, application to a pulp and paper process.” *Applied Thermal Engineering*, 2005; 25: 1067-1082.

Chang, C.; Wang, Y.; Feng, X.; Zhang, P. “A two-step methodology for inter-plant heat integration design.” *Chemical Engineering Transactions*, 2015; 45: 1759-1764.

Chew, K. H.; Klemes, J. J.; Alwi, S. R. W.; Manan, Z. A. “Industrial implementation issues of total site heat integration.” *Applied Thermal Engineering*, 2013; 61: 17-25.

Chew, K. H.; Klemes, J. J.; Alwi, S. R. W.; Manan, Z. A. “Process modification for capital reduction in total site heat integration.” *Chemical Engineering Transactions*, 2014; 39: 1429-1434. DOI:10.3303/CET14399239

Chew, K. H.; Klemes, J. J.; Alwi, S. R. W.; Manan, Z. A. M.; Reverberi, A. P. “Total site heat integration considering pressure drops.” *Energies*, 2015; 8: 1114-1137.

Dhole, V. R.; Linnhoff, B. “Total site targets for fuel, co-generation, emissions, and cooling.” *European Symposium on Computer Aided Process Engineering*, 1992; 101-109.

EPE – Empresa de Pesquisa Energética. “Balanço Energético Nacional 2019: Ano base 2018.” 2019, Rio de Janeiro. *Ministério de Minas e Energia – Secretaria de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis*.

EPE – Empresa de Pesquisa Energética. “Compilação de correlações de custos de equipamentos. Instalações industriais de gás natural.” 2018, Rio de Janeiro. *Ministério de Minas e Energia – Secretaria de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis*.

Escobar, M. “Síntese Simultânea de Redes de Trocadores de Calor com considerações Operacionais: Flexibilidade e Controlabilidade.” 2011. 290 f. Tese (doutorado). *Universidade Federal do Rio Grande do Sul. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química*, Porto Alegre, 2011.

Escobar, M.; Trierweiler, J. O.; Grossmann, I. E. "Simultaneous synthesis of heat exchanger networks with operability considerations: flexibility and controllability." *Computers and Chemical Engineering*, 2013; 55: 158-180.

Farhat, A.; Khoury, K.; Zoughaib, A. "A new methodology combining total site analysis with exergy analysis." *Computers and Chemical Engineering*, 2015; 82: 216-227.

Floudas, C. A.; Grossmann, I. E. "Synthesis of flexible heat exchanger networks for multiperiod operation." *Computers and Chemical Engineering*, 1986; 10(2): 153-168.

Fodor, Z.; Klemes, J. J.; Varbanov, P. S.; Walmsley, M. R. W.; Atkins, M. J.; Walmsley, T. G. "Total site targeting with stream specific minimum temperature difference." *Chemical Engineering Transactions*, 2012; 29: 409-414. DOI:10.3303/CET1229069

Gundersen, T. (2000). "A process integration primer – implementing agreement on process integration". Trondheim, Noruega: International Energy Agency, SINTEF Energy Research.

Hack, R.; Andersson, E.; Harvey, S. "Targeting for energy efficiency and improved energy collaboration between different companies using total site analysis (TSA)." *Energy*, 2011; 36: 4609-4615.

Kemp, I. C. "Pinch analysis and process integration – A user guide on process integration for the efficient use of energy." 2007, 2 ed – *Editora Elsevier Ltd, UK*. ISBN 13:9780750682602.

Klemes, J.J.; Dhole, V.R.; Raissi, K.; Perry, S.J.; Puigjaner, L. "Targeting and design methodology for reduction of fuel, power and CO₂ on total sites." 1997, *Appl. Therm. Eng.* 17 (8–10), 993–1003.

Klemes, J. J.; Chew, K. H.; Alwi, S. R. W.; Manan, Z. A. "Process modifications to maximize energy savings in total site heat integration." *Applied Thermal Engineering*, 2015; 78: 731-739.

Klimes J.J.; Varbanov P.S.; Wan Alwi, S.R.; Manan, Z.A. “Sustainable process integration and intensification. Saving energy, water and resources.” Second ed. Berlin, Germany: Walter de Gruyter GmbH; 2018. ISBN: 978-3-11-053535-8.

Liew, P. Y.; Alwi, S. R. W.; Varbanov, P. S.; Manan, Z. A.; Klimes, J. J. “A numerical technique for total site sensitivity analysis.” *Applied Thermal Engineering*, 2012; 40: 397-408.

Linnhoff, B. “A User Guide Process Integration For The efficient use of energy”. *England: Icheme*, 1982.

Linnhoff, B.; Flower, J. R. “Synthesis of heat exchanger networks. Part I: Systematic generation of energy optimal networks.” *AIChE J*, 1978; 24(4): 633–642. *Part II: Evolutionary generation of networks with various criteria of optimality*, *AIChE J*, 1978; 24(4): 642–654.

Linnhoff, B.; Hindmarsh, E. “The pinch design method for heat exchanger networks.” *Chemical Engineering Science*, 1983; 38(5): 745-763.

Ma, J.; Chang, C.; Wang, Y.; Feng, X. “Multi-objective optimization of multi-period interplant heat integration using steam system. *Energy*, 2018: 159:950 – 60.

Marques, M. C. S.; Hadad, J.; Guardia, E. C. “Eficiência energética: teoria & prática”. *Itajubá: Eletrobrás/Procel Educação e Universidade Federal de Itajubá/FUPAI*, 2007. p. 01-02.

Neelis, M.; Worrell, E.; Masanet, E. “Energy Efficiency Improvement and Cost Saving Opportunities for the Petrochemical industry”. *Berkeley, Lawrence Berkeley National Laboratory / University of California*, 2008; p. 95-99.

Nemet, A.; Isafiade, A. J.; Klimes, J. J.; Kravanja, Z. “Two-step MILP/MINLP approach for synthesis of large-scale HENS”. 2018a, *Chem. Eng. Sci.* <https://doi.org/10.1016/j.ces.2018.06.036>.

Neto, J. N. S. “Metodologia para aplicação de integração energética numa planta industrial”. 2005. 88 f. Dissertação (mestrado). *Universidade Federal da Bahia. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química*, Salvador, 2005.

Noda, M.; Nishitani, H. “Flexible heat exchanger network design for chemical processes with operation mode changes”. *16th European Symposium on Computer Aided Process Engineering and 9th International Symposium on Process Systems Engineering*, 2006; 925-930.

Ojeda, M. V.; Hernandez, J. G. S.; Ortega, J. M. P. “Incorporation of mass and energy integration in the optimal bioethanol separation process”. *Chemical Engineering Technology*, 2013; 36 (11): 1865-1873.

Oliveira, A. B. “Avaliação da Eficiência energética em um Sítio Industrial Utilizando Análise Pinch com Heurísticas e Técnicas de Projeto.” 2005. 122 f. Dissertação (mestrado). *Universidade Federal do Rio Grande do Sul. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química*, Porto Alegre, 2005.

Pan, M., Bulatov, I., Smith, R., Kim, J.-K., 2012. Novel MILP-based iterative method for the retrofit of heat exchanger networks with intensified heat transfer. *Comput. Chem. Eng.* 42,263–276.

Papoulias, S. A.; Grossmann, I. E. “A structural optimization approach in process synthesis II”. *Computers and Chemical Engineering*, 1983; 7(6): 707-721.

Pouransari, N.; Bocquenet, G.; Marechal, F. “Site-scale process integration and utility optimization with multi-level energy requirement definition”. *Energy Conversion and Management*, 2014; 85: 774-783. <http://dx.doi.org/10.1016/j.enconman.2014.02.005>

Silva, A. P. “Projeto ótimo de redes de trocadores de calor utilizando técnicas não determinísticas.” 2009, 122 f. Tese (doutorado). *Universidade Federal do Rio de Janeiro. Programa de Pós-Graduação de Engenharia Química*, Rio de Janeiro.

Smith, R. “Chemical process design and integration”. 1st ed. *Chichester West Sussex, UK: Wiley*; 2005.

Tarighaleslami, A. H.; Walmsley, T. G.; Atkins, M. J.; Walmsley, M. R. W.; Liew P. Y.; Neale J. R. “A unified Total Site heat integration targeting method for isothermal and non-isothermal utilities”. *Energy*, 2017; 119:10 – 25.

Tarighaleslami, A. H.; Walmsley, T. G.; Atkins, M. J.; Walmsley, M. R. W.; Liew P. Y.; Neale J. R. “Utility exchanger network synthesis for total site heat integration”. *Energy*, 2018; 153:1000 – 15.

Tjoe, T. N., Linnhoff, B., 1986. Using pinch technology for process retrofit. *Chem. Eng.* 93 (8), 47-60.

Turton, R.; Bailie, R.C.; Whiting, W.B. “Analysis, Synthesis and Design of chemical processes”. USA: *Prentice Hall*, 1998.

Varbanov, P. S.; Klemes, J. J.; Walmsley, T. G.; Jia, X. “New directions in the implementation of pinch methodology (PM)”. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 2018; 98: 439-468. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2018.09.030>

Verheyen, W.; Zhang, N. “Design of flexible heat exchanger network for multi-period operation.” *Chemical Engineering Science*, 2006; 61: 7730-7753.

Yee, T. F.; Grossmann, I. E. “Simultaneous Optimization of Models for Heat Integration - II. Heat Exchanger Network Synthesis”. *Computers and Chemical Engineering* 14, 1990, 1165-1184.

Zhang, B. J.; Li, J.; Zhang, Z. L.; Wang, K.; Chen, Q. L. “Simultaneous design of heat exchanger network for heat integration using hot direct discharges/feeds between process plants.” *Energy*, 2016; 109: 400-411.

Apêndice

Diagramas de grades das redes de trocadores de calor

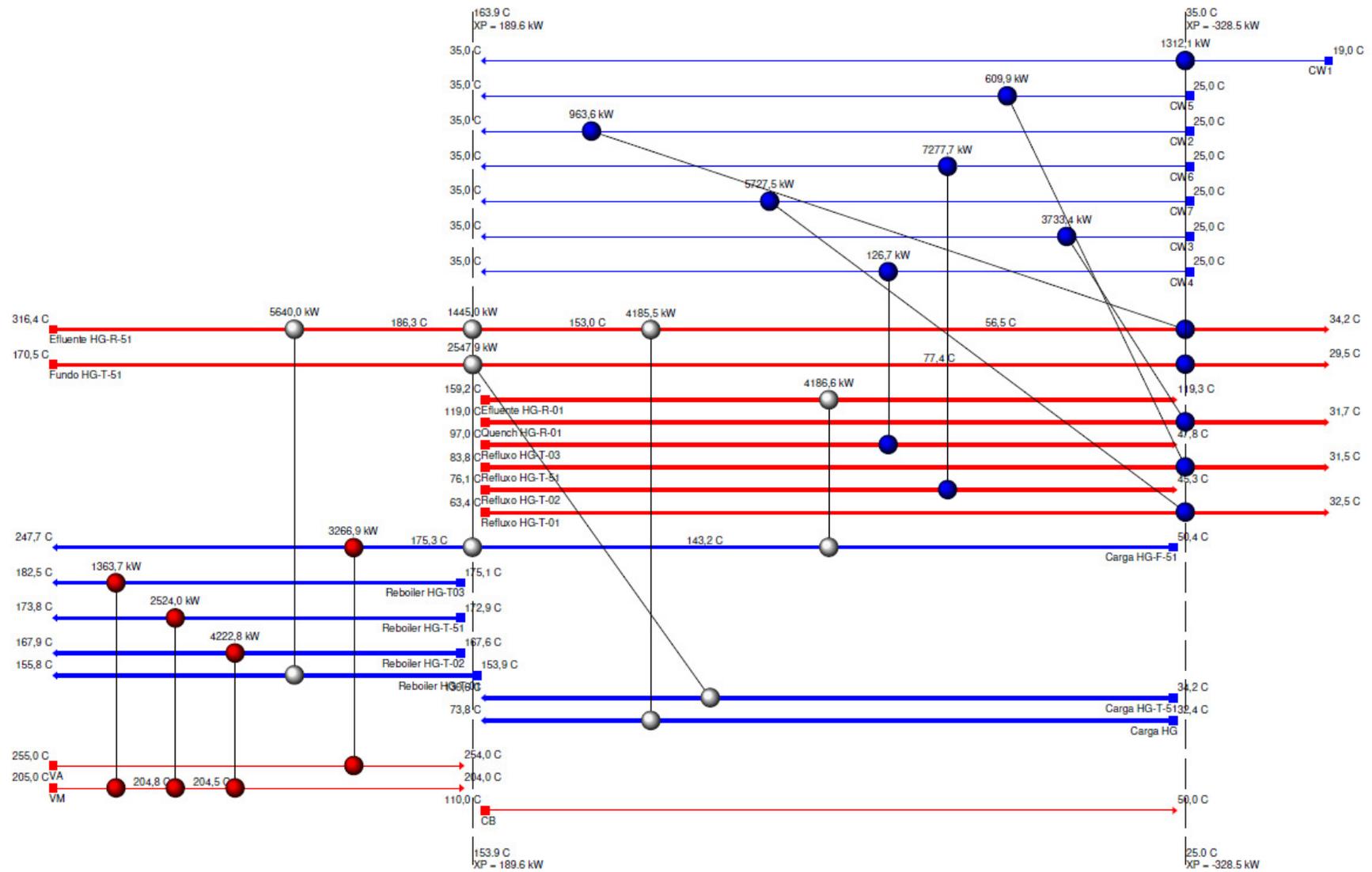


Figura A.1: Rede de trocadores evoluída na integração individual da área de Hidrogenação de Gasolina.

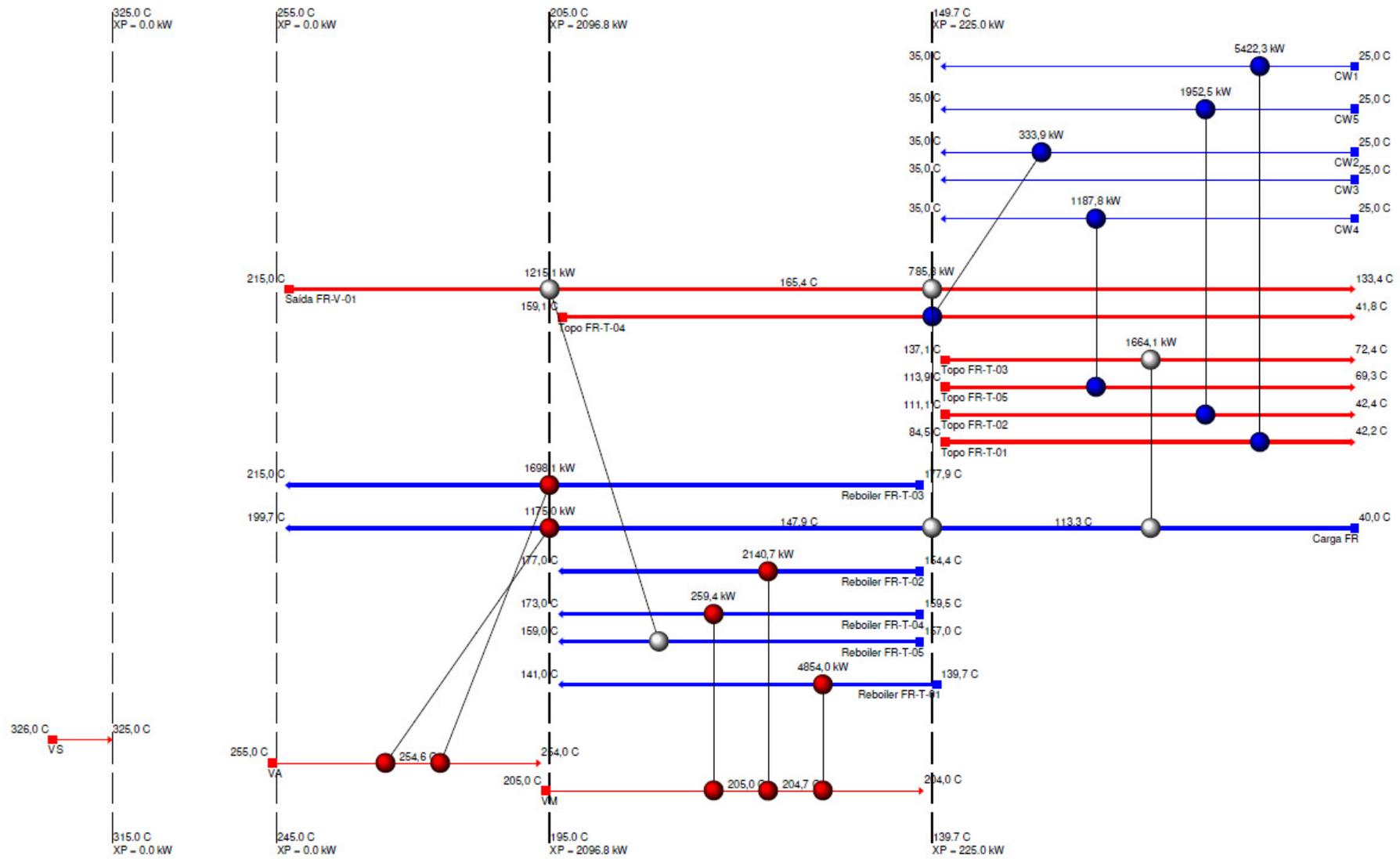


Figura A.3: Rede de trocadores evoluída na integração individual da área de Fracionamento de Aromáticos.

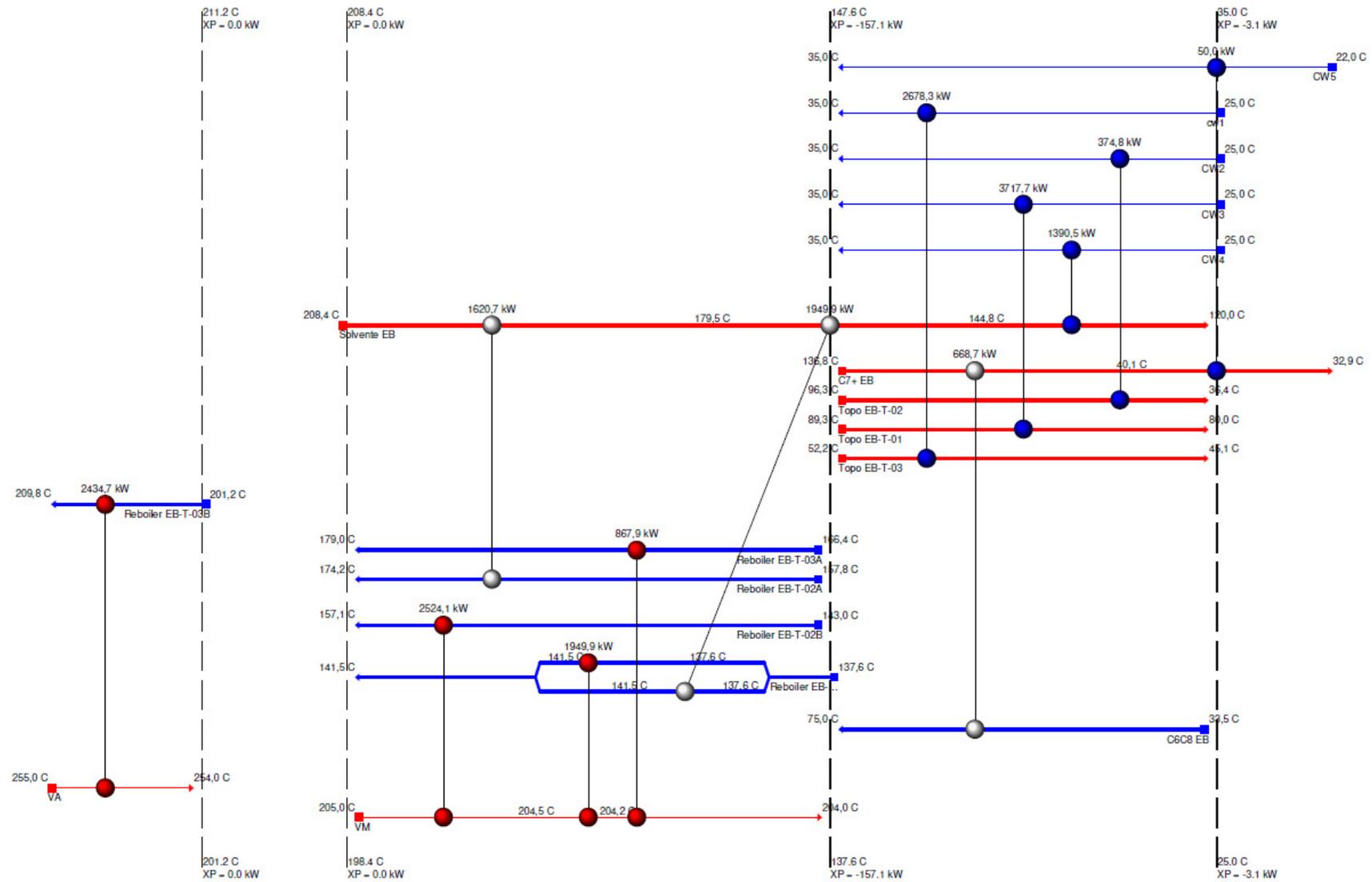


Figura A.4: Rede de trocadores evoluída na integração individual da área de Extração de Benzeno.

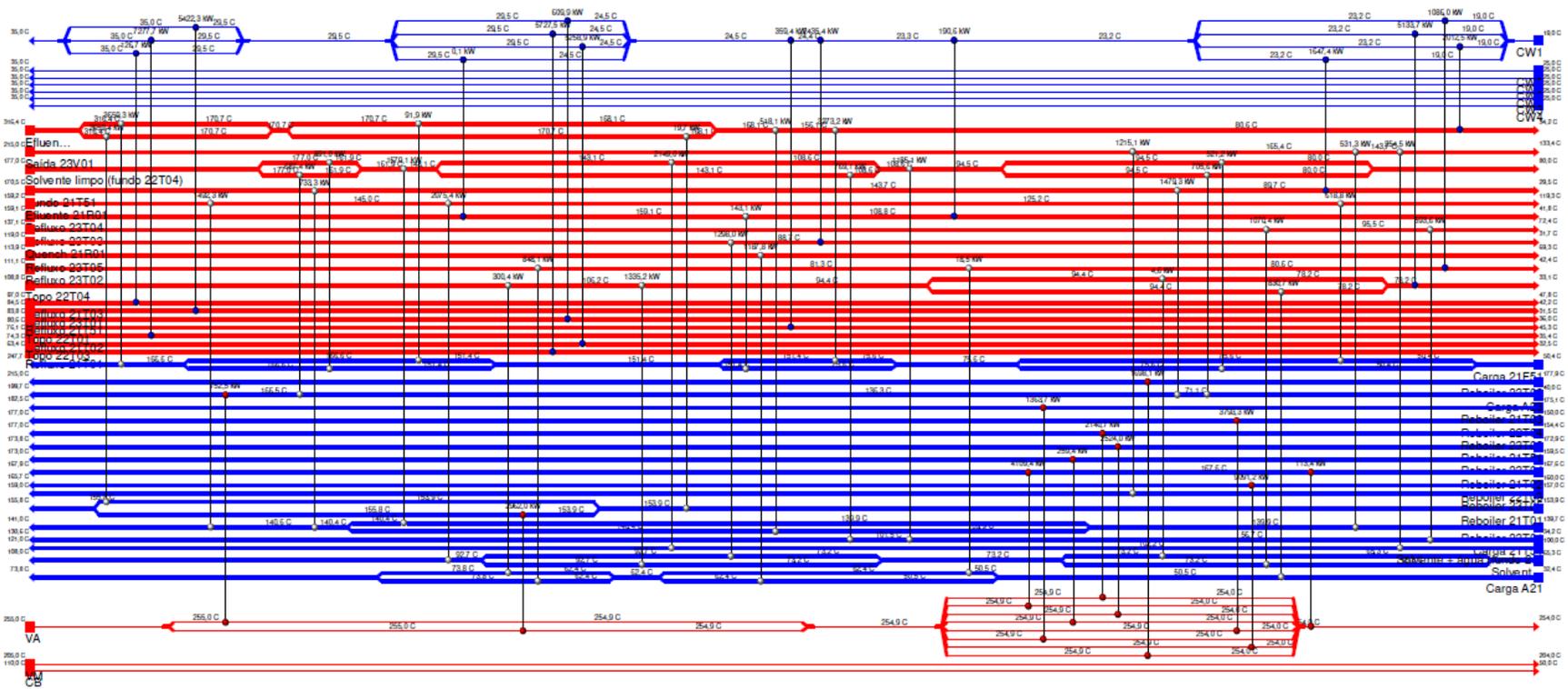


Figura A.6: Rede MER da integração total da unidade de Aromáticos.

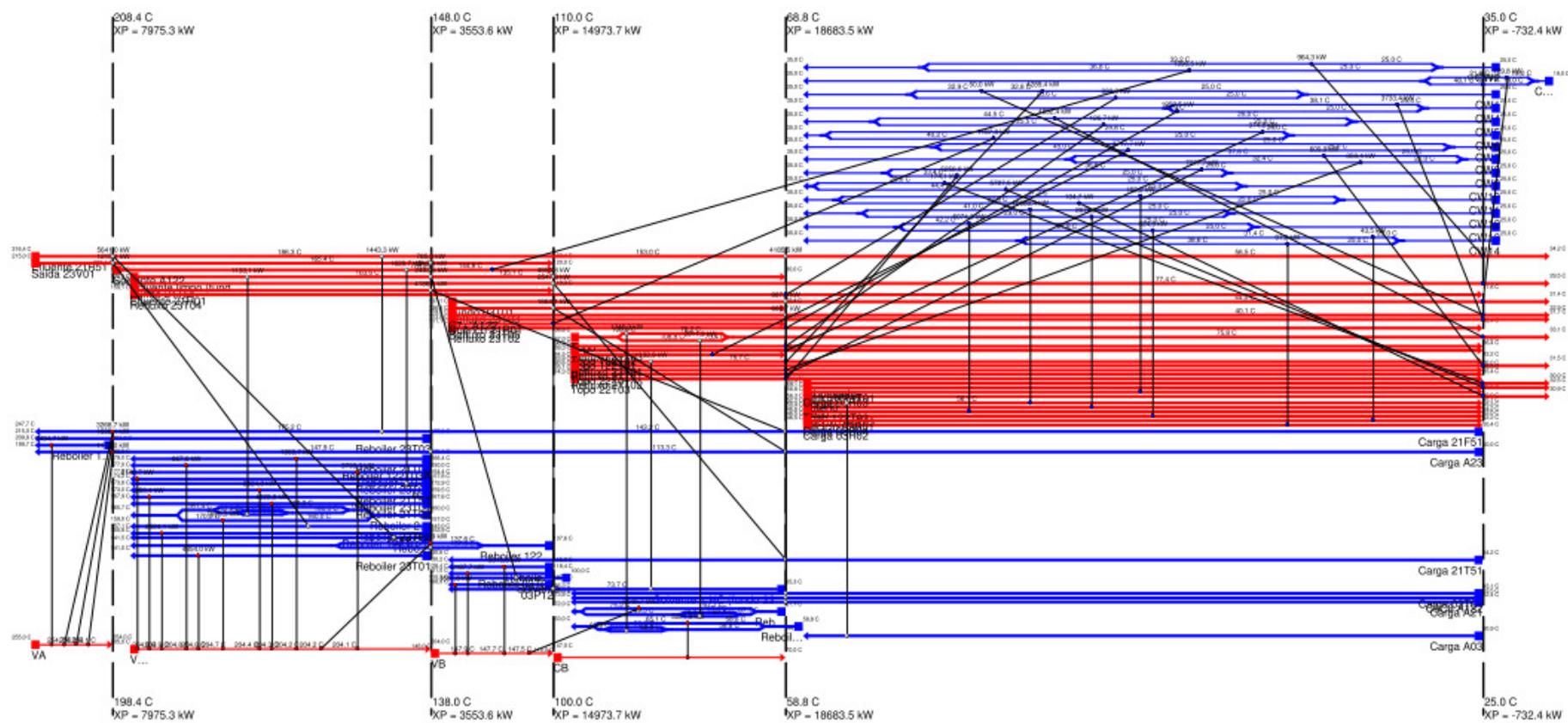


Figura A.7: Rede evoluída na integração total da unidade de Aromáticos.

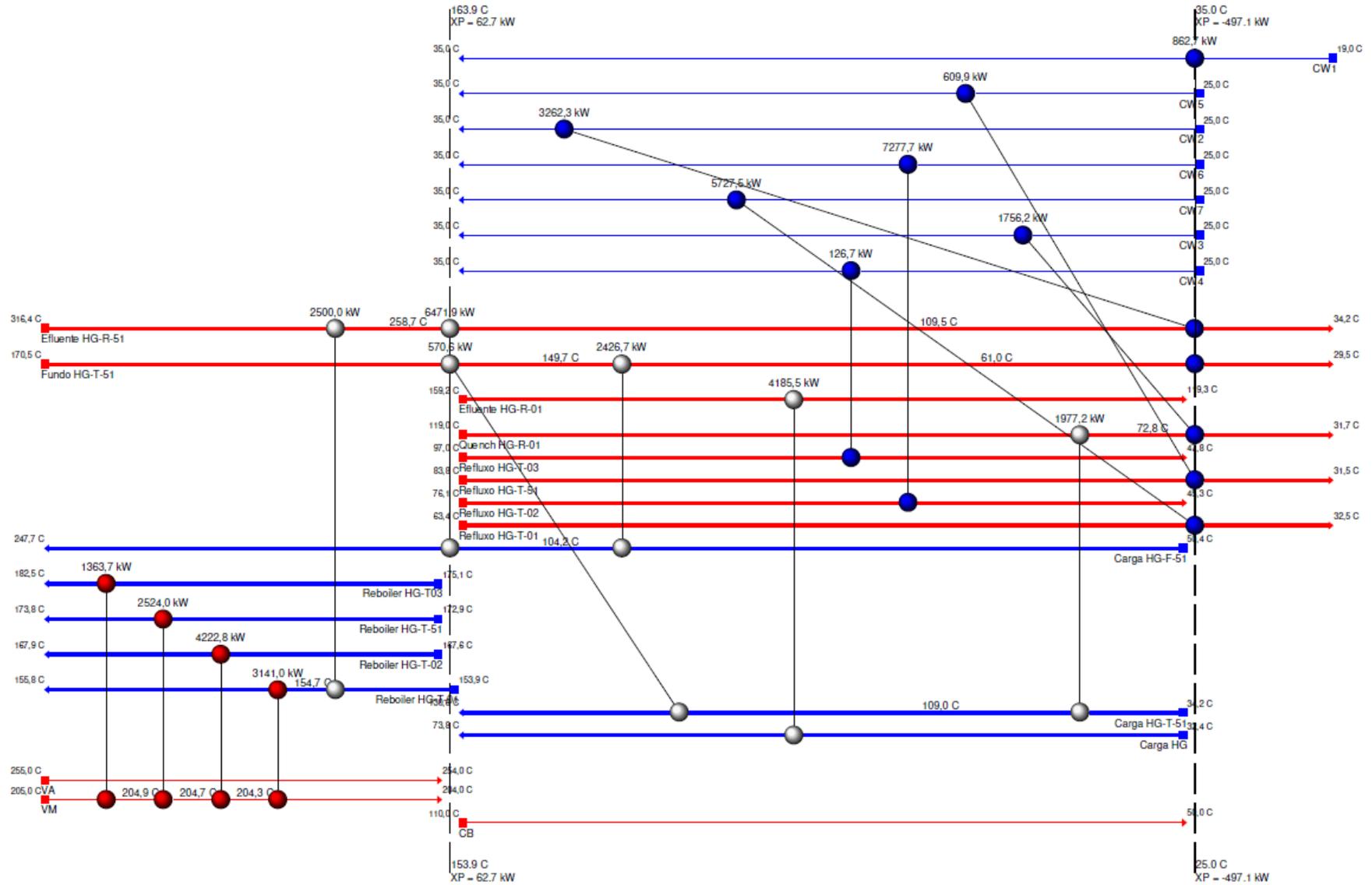


Figura A.8: Rede MER da área de Hidrogenação de Gasolina obtida por otimização.

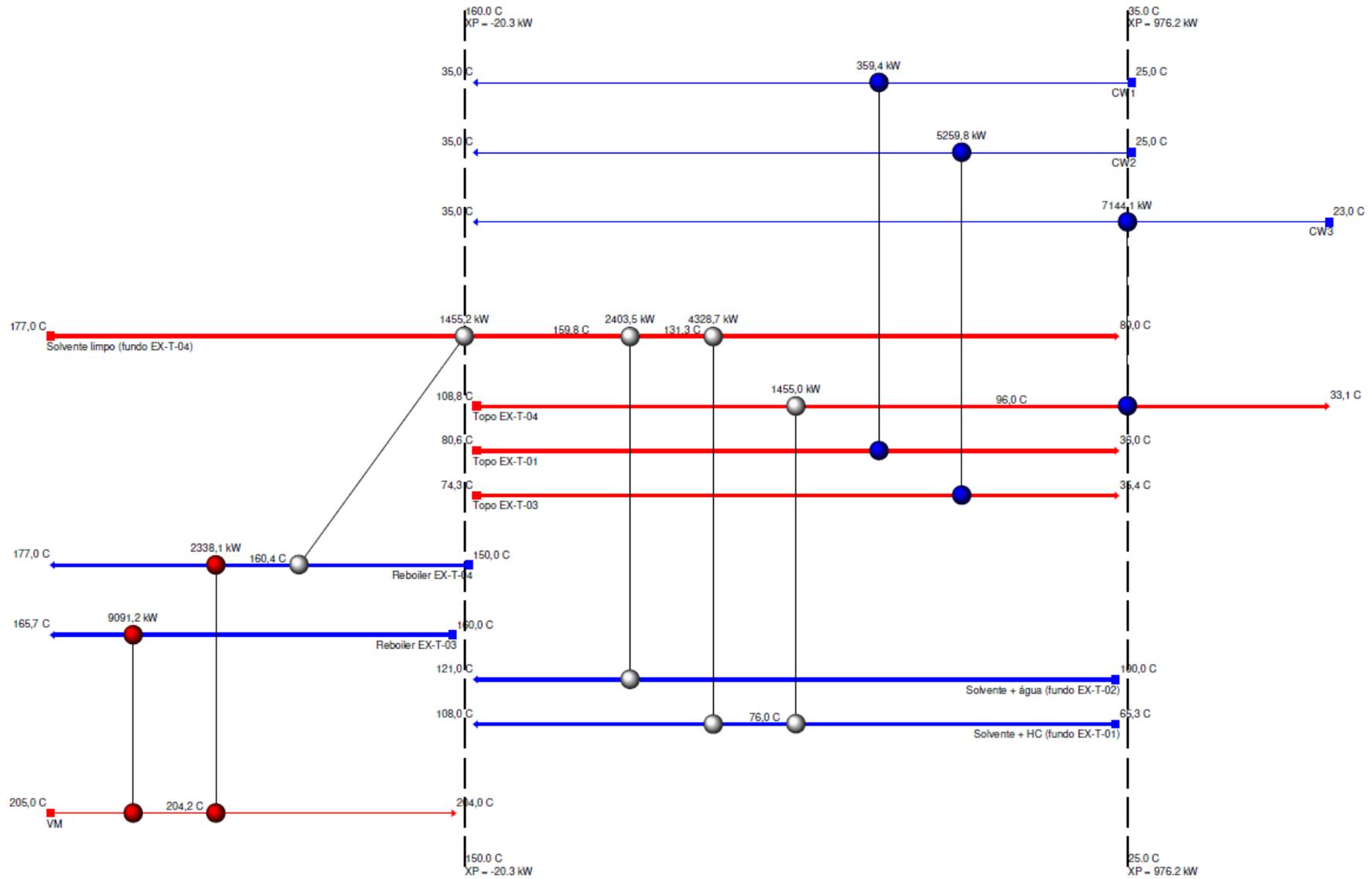


Figura A.9: Rede MER da área de Extração de Aromáticos obtida por otimização.

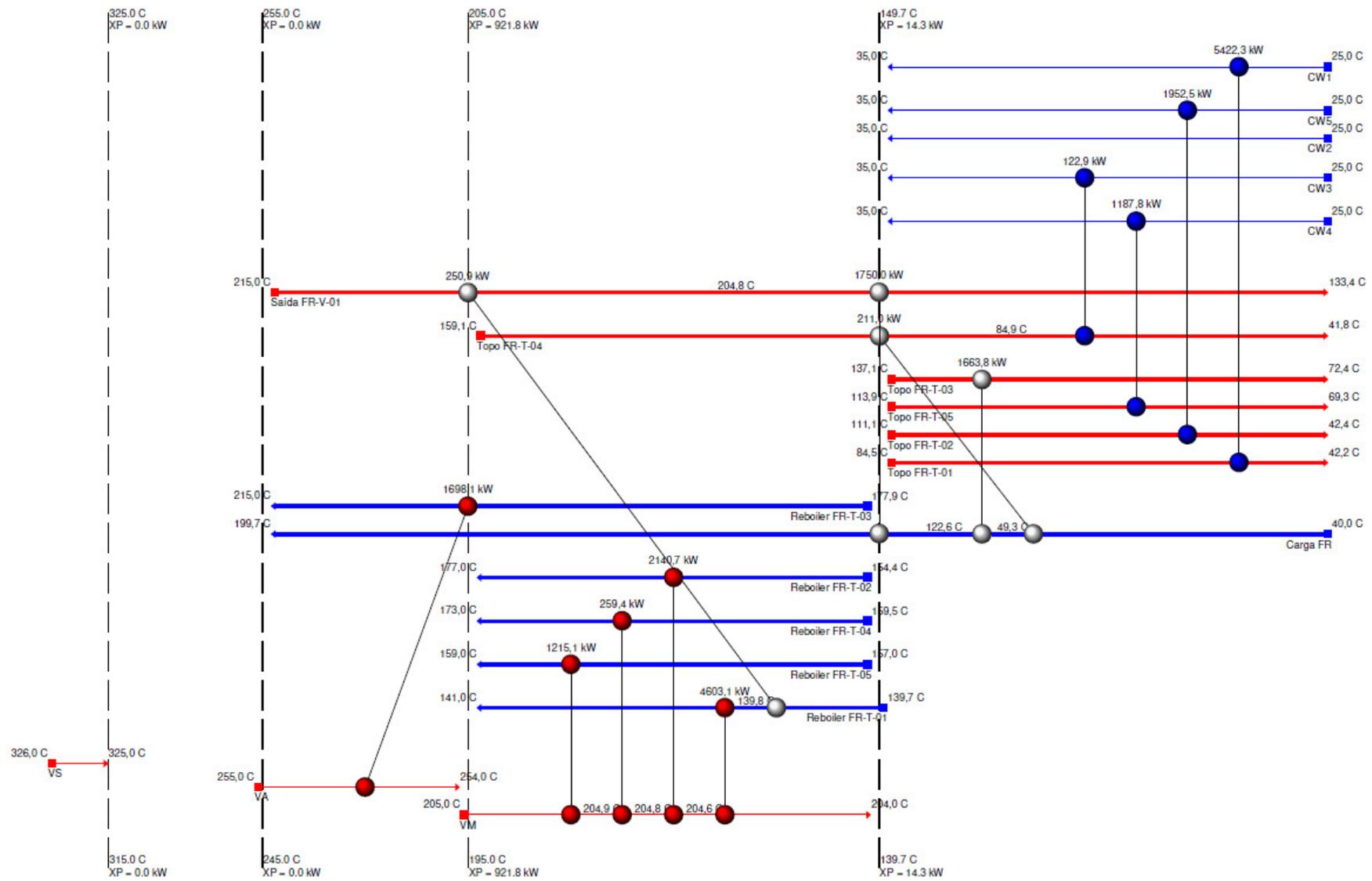


Figura A.10: Rede MER da área de Fracionamento de Aromáticos obtida por otimização.

