UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO

LUCIANO ROBASSA GUELFI

INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA DE UMA UNIDADE DE FCC: RETROFIT E ASPECTOS DE PROCESSO

RIO DE JANEIRO

2015

Luciano Robassa Guelfi

INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA DE UMA UNIDADE DE FCC: RETROFIT E ASPECTOS DE PROCESSO

Dissertação de Mestrado apresentada ao programa de Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos, Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, como requisito parcial à obtenção do Título de Mestre em Ciências em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos.

Orientadores: Eduardo Mach Queiroz
Fernando Luiz Pellegrini Pessoa

Rio de Janeiro
2015

FICHA CATALOGRÁFICA

G925i

Guelfi, Luciano Robassa
Integração Energética de uma Unidade de FCC: Retrofit e Aspectos de Processo / Luciano Robassa Guelfi. -- Rio de Janeiro, 2015.
135 f.

Orientador: Eduardo Mach Queiroz.
Coorientador: Fernando Luiz Pellegrini Pessoa.
Dissertação (mestrado) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, Programa de Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos, 2015.

1. Integração Energética. 2. Rede de Trocadores de Calor. 3. Pinch Technology. 4. Unidade de FCC. 5. Retrofit. I. Queiroz, Eduardo Mach , orient. II. Pessoa, Fernando Luiz Pellegrini, coorient. III. Título.

Luciano Robassa Guelfi

INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA DE UMA UNIDADE DE FCC: RETROFIT E ASPECTOS DE PROCESSO

Dissertação de Mestrado apresentada ao programa de Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos, Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, como requisito parcial à obtenção do Título de Mestre em Ciências em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos.

Orientada por:

_____

Prof. Dr. Eduardo Mach Queiroz

_____

Prof. Dr. Fernando Luiz Pellegrini Pessoa

Aprovada por:

_____

Prof. Dr. Carlos Augusto Guimarães Perlingeiro

_____

Prof. Dr. Papa Matar Ndiaye

_____

Dr. Fábio dos Santos Liporace

AGRADECIMENTOS

Agradeço aos meus pais e minha irmã, que sempre me apoiaram, mesmo estando a muitos quilómetros de distância, com palavras de carinho. Vocês sempre me incentivaram e patrocinaram a buscar o melhor para minha vida profissional e pessoal e a ser a pessoa que sou hoje. A tudo isso sou muito grato.

A minha esposa Priscila, quem embarcou nesta vida acadêmica junto comigo. Muitas vezes você me ajudou a recuperar as forças e a continuar nos momentos de dúvida. Se não fosse por teu carinho, talvez não tivesse chegado aqui hoje.

Aos meus orientadores Eduardo Mach e Fernando Pellegrini pela contribuição ao trabalho e por sua serenidade, transmitindo, além de conhecimento, calma nos momentos em que achava que não conseguiria terminar.

Aos meus colegas da Engenharia Básica. São tantos e vocês me apoiaram de tantas maneiras que não consigo enumerar aqui em poucas palavras o quão importante vocês todos foram para que eu pudesse concluir este Mestrado.

Ao meu gerente Cláudio sempre me dizendo quão importante era o Mestrado que eu estava fazendo e que eu teria seu apoio para seguir com ele.

Por fim gostaria de agradecer a PETROBRAS pela oportunidade que me concedeu de buscar o meu desenvolvimento, permitindo que eu alcançasse um novo grau de conhecimento.

We are all stories, in the end. Just make it a good one.

(Steven Moffat – Doctor Who)

RESUMO

GUELFI, Luciano Robassa**. Integração Energética de uma Unidade de FCC: Retrofit e Aspectos de Processo.** Rio de Janeiro, 2015. Dissertação (Mestre em Ciências em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos) – Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2015.

A instalação de novas colunas de destilação em unidades existentes ou quaisquer modificações sem considerar sua integração ao processo em que estão inseridas pode levar a um projeto inapropriado de uma unidade. Visando buscar a melhor eficiência energética e, assim, o projeto com o melhor retorno financeiro, este trabalho apresenta os estudos realizados para a instalação de uma nova coluna de destilação em uma unidade de Craqueamento Catalítico Fluido (FCC) existente.

Em uma primeira etapa foi avaliado o desempenho energético de uma unidade de FCC existente pelo método do Ponto de Estrangulamento Energético (*Pinch Technology*), apresentando sugestões para adequação da unidade, buscando aproximar o consumo de utilidades do mínimo valor previsto pela metodologia (*retrofit*). Os resultados obtidos mostram que mesmo pequenas modificações, como a retirada de uma das correntes de utilidade quente utilizada na unidade, podem representar ganhos significativos.

A avaliação inicial mostrou ainda que a unidade atual dispunha de uma quantidade de energia excedente suficiente para fornecer a nova coluna de destilação, e assim não seria necessário um aporte de utilidades quentes, sendo possível realizar a síntese de uma rede de trocadores de calor na qual somente utilidades frias fossem necessárias para a nova coluna.

Por fim, foi estudada a possibilidade de se empregar utilidades quentes nesta rede, visando uma maior estabilidade operacional e menor custo de manutenção, por mais que o método aplicado para avaliação energética indicasse que não era necessário. Dessa forma foi obtida uma rede que, mesmo com utilidades quentes, apresentou o melhor resultado econômico.

Palavras-chave: Integração Energética; Rede de Trocadores de Calor; *Pinch Technology*; Unidade de FCC; *Retrofit*

ABSTRACT

GUELFI, Luciano Robassa. **Heat Integration of a FCC Unity: Retrofit and Process Issues.** Rio de Janeiro, 2015. Dissertation (Master of Science in Chemical and Biochemical Processes Technology) – Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2015.

The installation of new distillation column on an existing chemical plant or any modifications without considering the interaction with the background process may lead to an inappropriate design for the unity. Aiming a better energy efficiency and a higher profit, this work shows the studies for the installation of a new distillation column into an existing FCC unity.

The performance of the existing FCC unity was evaluated using Pinch Technology, presenting suggestions to approach the Minimum Energy Requirement foreseen by the methodology. The results have shown that even small modifications on the site to withdraw one of the hot utilities may lead to substantial gains.

The results have shown also that the FCC unity has a surplus of energy suitable for the new column and, with that, there is no need to add energy by using hot utilities and a Heat Exchanger Network may be synthetized using only cold utilities for the new column.

Lastly, it was evaluated the usage of hot utility for some of the new column heat exchangers, aiming a better operational stability and lower maintenance costs, even with the methodology for heat integration indicating that it was not required. With that, it was obtained a network with hot utilities with the lowest total annual cost.

Keywords: Heat Integration; Heat Exchanger Network; HEN; MER; Retrofit; Pinch Technology; FCC Unity

LISTA DE FIGURAS

Figura 3-1 - Perfil de Rendimentos de uma Refinaria 28
Figura 3-2 – Curva de Pontos de Ebulição Verdadeiros (PEV) 30
Figura 3-3 – Conjunto Reator/Regenerador de uma FCC 35
Figura 3-4 – Fracionadora Principal de uma FCC 38
Figura 3-5 – Seção de Recuperação de Gases de uma FCC 41
Figura 3-6 – Sistema de Produção de Propeno 43
Figura 3-7 – Fracionadora de Nafta 44
Figura 4-1 - Curva Composta 46
Figura 4-2 – Grande Curva Composta 47
Figura 4-3 – Curva de Custo Genérica.....49
Figura 5-1 – Curva H-T do Topo Frac Princ (corrente 15 da Tabela 5-5)) 62
Figura 5-2 - Curva Composta Caso Base $\Delta\mathrm{Tmin} = 30{,}8^{\circ}\mathrm{C}$, condição do Problema Limite para esse Processo. 64
Figura 5-3 – Grande Curva Composta Caso Base $\Delta\mathrm{Tmin} \leq 30{,}8^{\circ}\mathrm{C}$ 64
Figura 5-4 – Rede de Trocadores de Calor do Caso Base 67
Figura 5-5 - Curvas Compostas de Problemas Limites 69
Figura 5-6 - Comparação do Consumo de Utilidades Frias com $\Delta\mathrm{Tmin}$.....69
Figura 5-7 - Custo anual x $\Delta\mathrm{Tmin}$ do Caso Base 70
Figura 5-8 – Comparação ente o Caso Base (a) e a RMCU (b).....71
Figura 5-9 – Sensibilidade do balanço entre consumo de Qq e Geração de vapor com o preço do gás utilizado no aquecimento 75
Figura 5-10 – Comparação da Grande Curva Composta do Caso Base e Caso Rede Evoluída 78
Figura 5-11 – Comparação ente a Rede Base (a) e a Rede Evoluída (b).....80
Figura 6-1 - Custo anual x $\Delta\mathrm{Tmin}$ da Rede da Fracionadora de Nafta.....86
Figura 6-2 - Curva Composta Fracionadora de Nafta $\Delta\mathrm{Tmin} = 11{,}6^{\circ}\mathrm{C}$.....87
Figura 6-3 – Grande Curva Composta Fracionadora de Nafta $\Delta\mathrm{Tmin} = 11{,}6^{\circ}\mathrm{C}$ 87
Figura 6-4 – RMCU da Fracionadora de Nafta.....88
Figura 6-5 – Rede Final da Fracionadora de Nafta 89
Figura 6-6 – Grande Curva Composta Unificada x Caso Base 93
Figura 6-7 – Inserção da Rede da Fracionadora de Nafta na Rede do Caso Base ..96

Figura 6-8 - Custo anual x $\Delta Tmin$ do Caso Fracionadora Evoluído 99
Figura 6-9 - Grande Curva Composta Para Caso Fracionadora Evoluído 99
Figura 6-10 – Comparação da Rede de Trocadores com a Fracionadora de Nafta (a) e sua Rede Evoluída (b).....102
Figura 6-11 - Limite de Deposição 105
Figura 6-12 – Comparação entre a Rede de Trocadores Evoluída sem (a) e com Refervedor com Vapor AP (b) 109
Figura 6-13 - Comparação entre a Rede de Trocadores Evoluída sem (a) e com aquecedor da carga com Vapor MP (b) 113
Figura B-1 - Grande Curva Composta da Coluna 131
Figura B-2 - Targeting de uma Coluna de Destilação 133

LISTA DE TABELAS

Tabela 1-1 - Principais Colunas de Destilação das Unidades de Refino.....18
Tabela 3-1 – Características das Temperaturas da Destilação ASTM D86 para a Gasolina.....31
Tabela 3-2 - Especificação de PVR.....31
Tabela 5-1 - Custo de Utilidades Quentes 55
Tabela 5-2 - Custo de Utilidades Fria.....56
Tabela 5-3 – Constantes de Custo de Trocadores de Calor (Equações (5-3), (5-8) e (5-10)) 59
Tabela 5-4 – Identificação das Correntes.....61
Tabela 5-5 – Tabela Problema: Caso Base 63
Tabela 5-6 – Consumo Mínimo de Utilidades do Caso Base 65
Tabela 5-7 – Lista de Trocadores de Calor 66
Tabela 5-8 – Resultados da Rede do Caso Base 67
Tabela 5-9 – Resultados do Targeting para o Retrofit.....70
Tabela 5-10 – Consumo de Utilidades da RMCU do Caso Base 73
Tabela 5-11 – Resultados Econômicos da RMCU do Caso Base.....74
Tabela 5-12 – Carga Térmica dos Refervedores da Unidade 77
Tabela 5-13 – Carga Térmica Disponível pelas Correntes Quentes 77
Tabela 5-14 - Tabela Problema: Caso Rede Evoluída 79
Tabela 5-15 - Resultados da Tabela Problema do Caso Rede Evoluída 79
Tabela 5-16 – Consumo de Utilidades da Rede Evoluída.....81
Tabela 5-17 – Resultados Econômicos da Rede Evoluída 82
Tabela 5-18 – Comparação Econômica entre o Caso Base e o Caso Rede Evoluída 82
Tabela 5-19 – Comparação do Consumo de Utilidades entre o Caso Base e o Caso Rede Evoluída.....83
Tabela 6-1 - Identificação das Correntes 85
Tabela 6-2 – Tabela Problema: Fracionadora de Nafta 85
Tabela 6-3 – Resultados do Targeting para Fracionadora de Nafta.....86
Tabela 6-4 – Lista de Trocadores de Calor da Fracionadora de Nafta.....88
Tabela 6-5 – Consumo de Utilidades da Rede da Fracionadora de Nafta 89

Tabela 6-6 - Resultados Econômicos da Rede da Fracionadora de Nafta.....89
Tabela 6-7 – Tabela Problema: Caso Base com as Correntes da Fracionadora 91
Tabela 6-8 – Comparação do MCU entre o Caso Base e o Caso Fracionadora.....93
Tabela 6-9 – Consumo de Utilidade da Rede do FCC com a Fracionadora de Nafta 95
Tabela 6-10 – Resultados Econômicos da Rede da Fracionadora de Nafta Integrada ao Caso Base.....97
Tabela 6-11 – Tabela Problema: Caso Fracionadora Evoluída.....98
Tabela 6-12 – MCU do Caso Fracionadora Evoluído.....99
Tabela 6-13 – Consumo do Caso Fracionadora Evoluída.....103
Tabela 6-14 – Resultados Econômicos da Rede do Caso Fracionadora Evoluída .103
Tabela 6-15 - Comparação Refervedor AP x Refervedor Borra.....110
Tabela 6-16 - Comparação Aquecedor MP x Aquecedor Borra 114
Tabela 6-17 – Comparação dos Custos das Redes Integrada e Não Integrada 115
Tabela A-1 – Trocadores de Calor da Figura 5-4 124
Tabela A-2 – Trocadores de Calor da Figura 5-8 (b).....125
Tabela A-3 – Trocadores de Calor da Figura 5-11 (b).....126
Tabela A-4 – Trocadores de Calor da Figura 6-5 126
Tabela A-5 – Trocadores de Calor da Figura 6-7 127
Tabela A-6 – Trocadores de Calor da Figura 6-10 (b).....128
Tabela A-7 – Trocadores de Calor da Figura 6-12 (b).....129
Tabela A-8 – Trocadores de Calor da Figura 6-13 (b).....130

SÍMBOLOS E SIGLAS

Símbolos

α	Fator de reutilização de área	adimensional
ΔP	Perda de carga	$kgf/cm2$
ΔH	Diferença de entalpia	$Gcal/h$
ΔT	Diferença de Temperatura	$°C$
A	Área de troca térmica	m^2
a	Constante de custo fixo da equação de trocadores de calor	US$
b	Constante de área da equação de trocadores de calor	$1/m^{2 \cdot e}$
e	Constante exponencial da equação de trocadores de calor	adimensional
F_t	Fator de Correção do ΔT_{ln}	adimensional
h	Coeficiente de Película	$kcal/(h \cdot m^2 \cdot °C)$
$m \cdot Cp$	Capacidade Calorífica Específica	$Gcal/(h \cdot °C)$
N	Número de unidades de troca térmica	adimensional
n	Número de correntes, utilidades ou ciclos	adimensional
P	Eficiência térmica	adimensional
P_{max}	Eficiência térmica limite	adimensional
Q	Carga Térmica	$Gcal/h$
R	Razão de Capacidade	admensional
T	Temperatura	$°C$
$T_{v\%}$	Temperatura medida quando “v”% da amostra é destilada	$°C$
U	Coeficiente Global de Troca Térmica	$kcal/(h \cdot m^2 \cdot °C)$
W	Fator para cálculo do N_{cascos}	adimensional
x_p	Fator de aproximação do limite termodinâmico	adimensional

Sobrescritos e Subscritos

0	Valor inicial
$adic$	Área ou número de unidades adicionais
$cond$	Condensador
e	Existente
ef	Efetiva
ent	Valor na entrada do trocador
f	Lado frio
lim	Valor limite
m	Meta
max	Valor máximo
ref	Refervedor

Siglas

AGV	Água para geração de vapor
AgR	Água de resfriamento
AP	Vapor de 42 kgf/cm^{2}g
ASTM	*American Society for Testing and Materials*
BP	Vapor de 2,5 kgf/cm^{2}g
C_n	Hidrocarbonetos compostos de “n” moléculas de carbono
CGCC	Grande Curva Composta da Coluna (*Column Grand Composite Curve*)
Cp	Capacidade Calorífica à pressão constante
EE	Energia elétrica
FCC	Craqueamento Catalítico Fluido
GC	Gás combustível
GIPQ	Grupo de Integração de Processos Químicos
GLP	Gás Liquefeito de Petróleo
GN	Gás natural
GOP	Gasóleo Pesado
HCO	Óleo pesado de Reciclo
HIDiC	*Heat Integrated Distillation Column*
HTRI	*Heat Transfer Research, Inc.*
IP	Integração de Processo
IRS	Curva *Invariant Rectifying/stripping*
LCO	Óleo Leve de Reciclo
MP	Vapor de 12 kgf/cm^{2}g
MTC	Mínima Condição Termodinâmica (*Minimum Thermodinamic Condition*)
PE	Ponto de Estrangulamento (*Pinch*)
PEV	Pontos de Ebulição Verdadeiros
PFE	Ponto Final de Ebulição
PVR	Pressão de Vapor Reid
RMCU	Rede de Mínimo Consumo de Utilidades
TIR	Taxa interna de retorno
UFRJ	Universidade Federal do Rio de Janeiro
UOP	*Universal Oil Products*
VPL	Valor presente líquido

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO 17
1.1. CONTEXTO E IMPORTÂNCIA 17
1.2. ESTRUTURA DA DISSERTAÇÃO 19

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA 21
2.1. INTEGRAÇÃO DE PROCESSOS 21
2.1.1. Desenvolvimento de Integração de Processo na Escola de Química da UFRJ 24
2.1.2. Integração de Processo em Unidades de FCC 26

3. CRAQUEAMENTO CATALÍTICO FLUIDO (FCC) 28
3.1. DEFINIÇÕES 29
3.1.1. Destilação ASTM D86 e Destilação de Pontos de Ebulição Verdadeiros 29
3.1.2. Pressão de Vapor Reid 31
3.1.3. Intemperismo 31
3.2. UNIDADE DE FCC BÁSICA 32
3.2.1. Sistema de Pré-Aquecimento da Carga 32
3.2.2. Sistema Reator/Regenerador 33
3.2.3. Fracionadora Principal 35
3.2.4. Sistema de Recuperação de Gases 38
3.3. OUTRAS COLUNAS DE DESTILAÇÃO 42
3.3.1. Produção de Propeno 42
3.3.2. Fracionadora de Nafta 43

4. ANÁLISE ENERGÉTICA 45
4.1. MÉTODO PONTO DE ESTRANGULAMENTO (MÉTODO *PINCH*) 45
4.1.1. *Targeting* 48
4.1.2. Síntese da Rede 49
4.1.3. *Retrofit* 52

5. *RETROFIT* DA REDE DE TROCADORES DE CALOR DE UMA UNIDADE DE FCC EXISTENTE 55

5.1. DADOS ECONÔMICOS.....55
5.1.1. Utilidades 55
5.1.2. Custo dos Trocadores de Calor 56
5.1.3. Custo Anual da Rede 59
5.2. CASO BASE 60
5.2.1. Tabela Problema e as Curvas Compostas do Caso Base 62
5.2.2. Rede de Trocadores de Calor do Caso Base.....65
5.3. *RETROFIT* DO CASO BASE 68
5.3.1. Avaliação do Problema Limite.....68
5.3.2. Síntese da RMCU para o Caso Base.....70
5.4. EVOLUÇÃO DO CASO BASE 74
5.4.1. Síntese da Rede Evoluída em relação ao Caso Base.....75
5.5. COMPARAÇÃO DOS CASOS 82

6. IMPACTO DA INSTALAÇÃO DE UMA NOVA COLUNA NA REDE DE TROCADORES DE UMA UNIDADE DE FCC EXISTENTE 84
6.1. REDE DE TROCADORES DE CALOR DE UMA FRACIONADORA DE NAFTA SEM INTEGRAÇÃO 84
6.1.1. *Targeting* e Síntese da Rede para Fracionadora de Nafta.....85
6.1.2. Modificação na Rede da Fracionadora de Nafta 89
6.2. REDE DE TROCADORES DE CALOR DE UMA FRACIONADORA DE NAFTA INTEGRADA AO FCC 90
6.2.1. Curva Composta Unificada 90
6.2.2. Introdução da Rede da Fracionadora de Nafta na Rede do Caso Base 94
6.2.3. Evolução da Rede para Fracionadora Integrada ao FCC 97
6.3. AVALIAÇÃO DA UTILIZAÇÃO DE VAPOR NA REDE DA FRACIONADORA DE NAFTA.....103
6.3.1. Vapor AP para o Refervedor da Fracionadora de Nafta.....106
6.3.2. Vapor MP no aquecedor da carga da Fracionadora de Nafta 110
6.4. REDE FINAL PARA A FRACIONADORA DE NAFTA.....114

7. CONCLUSÃO E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....116

1. INTRODUÇÃO

A destilação é uma das operações unitárias com maior consumo de energia nos processos químicos. Mesmo assim, até os dias atuais, ela continua sendo o principal método de separação na indústria (KISS; LANDAETA; FERREIRA, 2012). Só nos Estados Unidos, onde existem aproximadamente 40 000 colunas de destilação, a energia consumida chega a corresponder a 18% de toda energia consumida pela indústria americana (LUCIA; AMALE; TAYLOR, 2007), ou 3% da energia consumida em todo os Estados Unidos. Economicamente, esse consumo pode representar de 50% a 80% dos custos operacionais das unidades de processo (BANDYOPADHYAY, 2007).

Do ponto de vista termodinâmico, a destilação é considerada uma operação unitária de baixa eficiência, uma vez que muitos dos processos envolvidos nela são irreversíveis (como troca de calor com um ΔT não nulo, perdas de carga e o equilíbrio líquido-vapor não alcançado nos pratos), com consequente geração de entropia (BANDYOPADHYAY, 2007). Assim, uma coluna de destilação convencional normalmente recebe uma certa quantidade de calor de uma fonte quente de alta qualidade através de um refervedor, que vaporiza parte de seu produto de fundo. Uma quantidade similar de calor deve ser depois rejeitada para um meio mais frio, condensando parcialmente ou totalmente o vapor que deixa a coluna (KISS; LANDAETA; FERREIRA, 2012).

1.1. CONTEXTO E IMPORTÂNCIA

Um dos maiores usuários das colunas de destilação é a indústria do petróleo. Em uma refinaria, a destilação é usada já na “porta de entrada do petróleo”, numa unidade geralmente chamada “Unidade de Destilação”, onde o óleo cru é separado em várias frações de faixa de destilação mais restritas, adequadas para utilização pelo consumidor final ou como carga para outras unidades de refino.

No entanto, a utilização de colunas de destilação em refinarias não se limita somente a unidades de destilação. A própria Unidade de Destilação normalmente é composta por pelo menos 3 colunas de destilação, visando garantir as especificações ou evitar uma degradação excessiva dos produtos. Tipicamente, refinarias podem ter

30 ou mais colunas de destilação (FRASER, 2014), dependendo da sua complexidade. Elas são usadas em praticamente todas às unidades de refino, já que na maioria dos processos é necessário fracionar correntes oriundas de um reator e/ou adequar os produtos para atender as especificações necessárias. A Tabela 1-1 apresenta as principais colunas de destilação nas unidades de processamento de petróleo mais comuns.

Tabela 1-1 - Principais Colunas de Destilação das Unidades de Refino
FONTE: Adaptado de Fraser (2014)

Unidade	Colunas de Destilação	Número de Colunas
Destilação	- Destilação Atmosférica - Destilação a Vácuo - Estabilizadora	3
Craqueamento Catalítico Fluido	- Fracionadora Principal - Retificadora - Desbutanizadora - Despropanizadora - Fracionadora de Propeno - Fracionadora de Gasolina	6
Hidrocraqueamento	- Fracionadora de Carga - Fracionadora Principal - Desbutanizadora - Despropanizadora	4
Reforma Catalítica	- Estabilizadora de Gasolina - Fracionadora de Reformado	2
Isomerização	- Estabilizadora de Isomerizado - De-iso-hexanizadora - De-iso-pentanizadora	3
Alquilação	- Fracionadora Principal - Despropanizadora - Fracionadora de Propano - Desbutanizadora	4
Coqueamento Retardado	- Fracionadora Principal - Retificadora - Desbutanizadora	3
Hidrotratamentos	- Fracionadora de Carga - Estabilizadora de Produto	2

Com tantas colunas de destilação, a integração energética pode significar um grande ganho operacional para refinarias. Esta integração pode ser obtida buscando reduzir sua ineficiência termodinâmica ou então buscando reaproveitar o calor na unidade utilizando uma Rede de Trocadores de Calor, levando a necessidade de utilização de energia externa somente quando todas as trocas entre correntes de processo estão esgotadas. Redes de Trocadores de Calor é um dos principais assuntos estudado em um ramo da Engenharia de Processos conhecido como “Integração de Processo” (IP) e pode identificar a possibilidade de economia de energia de 20% a 30% (COKER, 2015).

Entre as várias possíveis unidades que compõem uma refinaria, provavelmente as Unidades de Craqueamento Catalítico Fluido (FCC) estão entre as mais presentes devido ao seu impacto na rentabilidade (MORAR; AGACHI, 2009), convertendo resíduos pesados da destilação, que seriam vendidos como óleo combustível, em produtos leves de maior valor agregado, principalmente gás liquefeito de petróleo (GLP) e gasolina. Como pode ser observado na Tabela 1-1, essas unidades também são uma das maiores usuárias de colunas de destilação e com isso acabam sendo consideradas uma das maiores consumidoras de energia numa refinaria. Dessa forma, a sua operação adequada, visando tanto a qualidade do produto quanto a economia de energia, pode ter um grande impacto na rentabilidade de uma refinaria (MORAR; AGACHI, 2009).

1.2. ESTRUTURA DA DISSERTAÇÃO

No próximo capítulo é apresentada uma Revisão Bibliográfica as tecnologias que buscam aproveitar a energia disponível numa unidade industrial através aproveitamento dessa energia em uma rede de trocadores de calor.

No Capítulo 3 é apresentada a unidade FCC que será o objeto de avalição desta dissertação.

Em seguida, no Capítulo 4, são apresentadas as metodologias de integração energética, com ênfase principalmente na Análise do Ponto de Estrangulamento (PE ou *pinch*), com o posterior desenvolvimento e evolução de redes de trocadores de calor.

No Capítulos 5 é descrita a rede de trocadores de calor atual da unidade de FCC e o desenvolvimento do seu *retrofit*, apresentando os resultados econômico obtidos para cada caso estudado e a rede de melhor retorno econômico. Também é feita uma breve discussão sobre “Problemas Limites” e sobre a síntese de trocadores para este tipo de problema.

O impacto da instalação de uma nova coluna de destilação na rede de trocadores de calor da unidade de FCC é discutido no Capítulo 6, apresentando um estudo da integração dos trocadores de calor dessa nova unidade na rede atual e também do potencial de incrustação nos trocadores dessa nova rede, resultando assim numa rede de trocadores que, mesmo se afastando da rede de mínimo consumo de utilidades, atingiu o menor valor de custo anual.

Os resultados apresentados nos capítulos anteriores levaram às conclusões e sugestões para trabalhos futuros que estão no Capítulo 7.

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Segundo Linnhoff, Dunford e Robin (1983), a adição de colunas de destilação ou qualquer modificação térmica nelas sem avaliar o cenário no qual elas estão inseridas pode levar a um projeto inapropriado da unidade que está sendo analisada, uma vez que pode levar à um aumento desnecessário nos consumos de utilidades e nos custos operacionais. Dessa forma, a avaliação de colunas de destilação deve ser realizada analisando a sua interação com a unidade da qual ela faz parte, trocando energia e correntes dentro da rede formada pelo processo.

2.1. INTEGRAÇÃO DE PROCESSOS

O ramo da engenharia de processos que visa desenvolver técnicas e ferramentas para avaliar e estudar a rede de troca de energia e meios entre unidades é chamado de “Integração de Processos” (IP) (COKER, 2015). Segundo a Agência Internacional de Energia, a IP pode ser definida como “uma sistemática para concepção de sistemas de produção integrados, que vão desde processos individuais a uma planta industrial, com ênfase em especial no uso eficiente de energia e redução dos impactos ambientais”.

Tipicamente, uma avaliação de IP pode ser dividida em quatro passos:

- Identificação do trabalho: a determinação das ações possíveis a serem realizadas no projeto de IP;
- *Targeting*: identificação das metas de performance a serem alcançadas no projeto;
- Síntese de rede / *retrofit*: ou geração das alternativas, é o uso das técnicas de síntese para identificar as alternativas que melhor atendem as metas definidas no *targeting*; e
- Análise das alternativas: avaliação de processo das alternativas geradas pela IP.

Um dos primeiros trabalhos a estudar e sistematizar a síntese de processos foi apresentado por Rudd, Powers e Siirola (1973), no qual os autores apresentaram regras heurísticas para elaboração de redes de trocadores de calor, baseadas em sua

experiência profissional. Outro trabalho que busca sistematizar a síntese de processos nesse mesmo período é o de Ponton e Donaldson (1974).

Provavelmente o mais conhecido processo de integração energética em processos é a *Pinch Technology* (ou método do Ponto de Estrangulamento Energético), proposta por Linnhoff et al (1982). Esse método busca minimizar o consumo de energia em processos químicos através do cálculo de um Mínimo Consumo de Utilidades (MCU) e de um conjunto de regras heurísticas para síntese manual de uma rede de trocadores de calor que tenha o consumo próximo do MCU.

Como a redução do emprego de utilidades, via de regra, resulta num aumento de unidades de troca térmica, a rede resultante é produto de uma rotina de otimização do custo de área de troca contra o custo operacional, definindo um ΔT_{min} ótimo e um MCU para este valor (*targeting*). Feng et al (2011) apresentaram um algoritmo que ajuda a definir os limites físicos (conjunto de unidades a serem integradas) para *targeting*, uma vez que, ao fazer uma avaliação de uma unidade como um todo, é possível atingir o valor mínimo global, porém pode demandar muito esforço computacional e gerar redes muito complexas, de difícil controlabilidade e flexibilidade. Dessa forma, redes geradas para sub-unidades dentro desta unidade maior podem gerar resultados mais atrativos.

A metodologia do Ponto de Estrangulamento se caracteriza por uma síntese manual da rede, observando as regras propostas para que possa se alcançar o MCU estabelecido por um ΔT_{min}. Recentemente, algoritmos foram desenvolvidos para buscar automatizar esta síntese (AMARAL, 2013). O software AtHENS (*Automatic Heat Exchanger Network Synthesis*) é um exemplo dessa abordagem. Nele a síntese é feita baseada no algoritmo da metodologia de PE e heurísticas como a de Ponton e Donaldson. Porém, diferente de rotinas que buscam o número mínimo de unidades de troca térmica, o AtHENS visa a quebra de ciclos buscando o menor custo anual da rede (LIPORACE; PESSOA; QUEIROZ, 2001).

Outros métodos heurísticos com diferentes regras para montagem de redes de trocadores, que não aqueles propostos na *Pinch Technology*, continuaram a ser desenvolvidos. Stegner et al. (2014) apresentaram uma nova metodologia derivada do conceito das Curvas Compostas e suas trocas verticais, aplicando o que eles chamaram de “Troca de Calor Vertical Aprimorada”. Nessa metodologia, ao invés de se construir as curvas compostas conforme a metodologia da Tecnologia *Pinch*, é

construída uma série de retas de Temperatura x Entalpia para cada corrente, sendo que a reta de cada corrente começa na entalpia que a outra termina. Como essa metodologia apresenta um número de opções de curvas de $n_q! + n_f!$, eles apresentaram um conjunto de regras para buscar o melhor conjunto de curvas e obter as trocas. Os autores alegam que sua metodologia leva a uma menor quantidade de trocadores de calor e a uma rede mais simples.

Outra linha que ganhou força, principalmente com a grande evolução da computação nos últimos 20 anos, são os métodos de síntese através de programação matemática, como aqueles que fazem uma busca extensiva de redes, nos quais todos os cenários são descritos por uma superestrutura e o resultado é encontrado através de MINLP (YUFEI *et al.*, 2012), ou aqueles baseados em Algoritmos Genéticos, nos quais as redes mãe geram outras redes "mutantes" até encontrar aquela que seria a mais evoluída dentro dos parâmetros de evolução especificados (GOSSELIN; TYE-GINGRAS; MATHIEU-POTVIN, 2009).

A Tecnologia *Pinch* permite uma interação grande entre o projetista e a metodologia, resultando redes propostas que demandam muito tempo para serem avaliadas além de dependerem muito da experiência daqueles que estão envolvidos, principalmente tratando-se de um *retrofit*. Por outro lado, redes elaboradas por métodos numéricos permitem inúmeras avaliações e conseguem buscar um mínimo global para o sistema, porém a interação do método com o usuário é pequena, o que não permite uma avaliação extensiva das redes propostas. Além disto, segundo Assante e Zhu (1997), Castier (2007) e Bakhtiari e Bedard (2013), normalmente estes métodos necessitam de simplificações ou demandam muito esforço computacional para obtenção dos resultados.

Procurando mesclar as vantagens das duas abordagens, contornando seus pontos fracos, Asante e Zhu (1997) propuseram um método baseado no conceito de "ponto de estrangulamento da rede" ou "*network pinch*" para o *retrofit* de redes. Este conceito explora o fato que para cada topologia prevista, o ΔT de alguns trocadores de calor se aproxima do mínimo estabelecido conforme é aumentada a recuperação de energia em uma rede. Os trocadores da rede nos quais é observado este comportamento são chamados de "*pitching match*" e eles identificam o *network pinch*. Num primeiro estágio é feito o diagnóstico de uma rede existente. Esta etapa é feita através da identificação sequencial do trocador que limita a troca, o "*network pinch*",

para uma rede derivada de uma modificação em sua topologia (adição de área ou divisão de correntes), levando a nova topologia ao seu máximo de recuperação. Entre cada sequência é permitido ao usuário analisar a modificação da dada etapa, levando a uma rede mais apropriada a sua necessidade. O próximo estágio do método é a otimização da rede proposta através de um método numérico visando a minimização dos custos de área adicional da rede. Segundo os autores, essa metodologia não garante o mínimo global, porém garante que o resultado se aproxime dele, uma vez que permite atingir o valor mínimo da topologia escolhida, com a vantagem de gerar redes mais práticas, uma vez que o projetista tem a possibilidade de escolher as modificações a cada passo do estágio de diagnóstico.

2.1.1. Desenvolvimento de Integração de Processo na Escola de Química da UFRJ

Na linha de pesquisa do Departamento da Escola de Química da UFRJ o procedimento geral ditado pela *Pinch Technology* foi inicialmente adotado, apesar da sabida não garantia de obtenção de uma solução ótima global. Foi então desenvolvido o já citado AtHENS, programa de síntese automática de redes, referenciado também na revisão de Furman e Sahinidis (2002) que visa sintetizar uma rede vinculada ao mínimo consumo de utilidades. O programa identifica e quebra os ciclos de equipamentos nessa rede e restaura o diferencial mínimo de temperatura, quando desejado, chegando assim à proposta de uma rede. Esta evolução é efetuada com base em um algoritmo desenvolvido internamente, com pequenas modificações em relação ao originalmente proposto. Um procedimento de projeto dos trocadores de calor envolvidos na rede, detalhado o suficiente para indicar a viabilidade ou não de sua construção, é utilizado para avaliar todos os equipamentos que compõem a rede proposta. Detalhes sobre os algoritmos utilizados no AtHENS podem ser encontrados em Liporace et al. (1999) e uma comparação de seus resultados com resultados obtidos em pacotes comerciais ou através de programação matemática é apresentada em Liporace et al (2001).

Oliveira (2001) apresenta uma metodologia para síntese de redes incorporando conceitos relacionados a flexibilidade e controlabilidade. Esta proposta é viabilizada através da utilização de by-passes em um ou mais trocadores, sendo que a posição desses by-passes é definida por regras heurísticas. Para o cálculo das áreas

e das aberturas e as avaliações depois de cada adição de unidades, foi desenvolvido em ambiente SIMULINK/MatLab um simulador de redes em regime estacionário.

Voltando a atenção para o retrofit de redes em operação, foi desenvolvido na EQ uma metodologia para realizar esse tipo de estudo utilizando o AtHENS, por mais que ele tenha como principal foco a síntese de redes. Essa metodologia foi inicialmente usada em uma unidade da RELAM/PETROBRAS em uma análise não muito abrangente (LIPORACE, PESSOA e QUEIROZ, 2002). A utilização desse procedimento em problemas mais abrangentes mostrou a necessidade de algumas modificações e um cuidado especial na coleta e conciliação dos dados coletados na planta. Resultados dessa nova etapa podem ser vistos em Souza Neto et al. (2005).

Com objetivo de comparar as metodologias e os seus desempenhos, o grupo da Escola de Química também desenvolveu um algoritmo de síntese, usando a abordagem simultânea de programação matemática, utilizando a superestrutura proposta por Yee e Grossmann (1990) e propondo melhorias no modelo de projeto dos equipamentos. Resultados podem ser vistos em Mizutani et al. (2003).

No início dos anos 2000, houve uma ampliação dos trabalhos em direção à análise de redes de equipamentos que utilizam água, com o início do desenvolvimento de um procedimento algorítmico para a definição de metas de consumo de água e síntese destas redes, baseado no chamado de Diagrama de Fontes de Água (DFA) (GOMES, QUEIROZ e PESSOA, 2007) e tendo como meta a diminuição do consumo de água nessas redes. Este procedimento mostrou-se com bom desempenho em processos com múltiplos contaminantes, possibilitando a análise de diversas opções como reuso, reciclo e/ou regeneração de correntes aquosas. Posteriormente o procedimento foi ampliado para a síntese de sistemas de regeneração e tratamento de efluentes (DELGADO, 2008). Com a sua utilização em processos cada vez maiores, com um maior número de correntes e contaminantes, o DFA o algoritmo DFA foi adaptado para lidar com problemas com múltiplos contaminantes de maior dimensão (CALIXTO, 2011).

Em conformidade com o desenvolvimento dos estudos na área, foi também desenvolvida no Grupo de Integração de Processos Químicos (GIPQ) uma proposta de integração dos procedimentos de minimização do consumo de energia e de água. Esses trabalhos de análise conjunta iniciaram com Stelling (2004), que utilizou em sequência o DFA e a Tecnologia Pinch para propor a melhor combinação de correntes,

tendo comparado seus resultados com aqueles obtidos por outros autores com outros métodos, utilizando para tal índices econômicos. Posteriormente, Silva (2012) faz modificações nos critérios de divisão/mistura das correntes e, com bons resultados, aplica a metodologia do GIPQ em processos da indústria de papel e celulose.

2.1.2. Integração de Processo em Unidades de FCC

Conforme foi apresentado no Capítulo 1, a unidade de FCC é uma das maiores consumidoras de energia de uma refinaria. Ao mesmo tempo em que demanda uma grande quantidade de energia para que as reações de craqueamento de hidrocarbonetos ocorram, também necessita de energia para separar todos os produtos gerados pelas reações. Cabe dizer aqui que, por mais que demandem muita energia, as correntes que deixam o reator de FCC podem ser tratadas como uma fonte de energia de alta temperatura, já que na maioria das vezes toda energia necessária para reação é fornecida pela queima de material carbonáceo (coque), que se deposita sobre o catalisador como produto de reações secundárias. Por outro lado, o efluente do reator deve ser separado em colunas de destilação para atender as demandas dos consumidores. Dessa forma, um projetista de unidade de FCC deve visar a integração entre as correntes quentes que deixam o reator e os equipamentos que demandam energia.

Tão importante quanto considerar as integrações possíveis na concepção de uma nova unidade, uma avaliação de *retrofit*, ou seja, de melhoria de eficiência de redes atuais, é extremamente válida, uma vez que muitas unidades atuais não foram projetadas com os conceitos modernos de IP ou tiveram alterações tão significativas ao longo dos seus anos de operação, que uma readaptação da rede se faz necessária (AMARAL, 2013). Alguns trabalhos sobre *retrofit* de unidades de FCC são encontrados na literatura especializada e são comentados a seguir.

Al-Riyami, Klemes e Perry (2001) apresentam sua detalhada avaliação de *retrofit* para uma unidade de FCC na Romênia. Além de discutir as estratégias de *retrofit*, avaliação do ΔT_{min} e das redes propostas, os autores apresentaram uma estratégia de simulação da unidade, utilizando a Fracionadora Principal como fonte de calor (oriundo na verdade do reator de FCC) e a seção de Recuperação de Gases

como a seção demandante de energia (de acordo com o que já foi exposto anteriormente).

Também avaliando um FCC romeno, Morar e Agachi (2009) buscaram através de uma análise de sensibilidade a melhor opção para o *retrofit* de uma rede de trocadores de calor. Segundo os autores, esta análise se fez necessária uma vez que as condições operacionais de uma Fracionadora Principal do FCC, e com isso da rede de trocadores que dependem dela, serem muito dependentes da qualidade da carga da unidade, visto que alterações muito significativas poderiam inclusive inviabilizar algumas das trocas propostas.

Bakhtiari e Bedard (2013), usando o trabalho de Al-Riyami, Klemes e Perry (2001), propuseram algumas modificações na metodologia do "*nework pinch*". No seu trabalho, são apresentados alguns conceitos como "*soft temperature targets*", metas de temperatura que podem variar em alguns poucos graus, permitindo assim uma otimização do processo. Além disso, eles propuseram penalizações, principalmente em trocas que cruzam o *pinch*. Segundo os autores, essas trocas, quando afastadas do *pinch*, poderiam até ser aceitáveis, porém quando muito próximas ao *pinch* elas podem resultar em ineficiências termodinâmicas. Essas penalizações são levadas em conta no ranqueamento das melhores opções de projeto, permitindo ao usuário escolher projetos que tenham maiores possibilidades de atingir o mínimo consumo de utilidades.

3. CRAQUEAMENTO CATALÍTICO FLUIDO (FCC)

O Craqueamento Catalítico Fluido começou a ser desenvolvido na década de 1940 como concorrente das demais tecnologias de Craqueamento de Correntes de Petróleo da época, tendo a primeira unidade industrial comissionada em 1942 na Refinaria de Baton Rouge da Esso (WILSON, 1997) (SADEGHBEIGI, 2000).

A proposta da unidade é realizar a "quebra" catalítica de frações de petróleo de alto ponto de ebulição (como gasóleo de vácuo ou resíduo atmosférico), cujo valor de mercado seria o equivalente ao de óleos combustíveis, em produtos com hidrocarbonetos mais leves, de maiores demanda e valor agregado. Além disso, estas reações permitem a aproximação do perfil de rendimentos de uma refinaria com o perfil do mercado de consumo, como pode ser verificado na Figura 3-1 para um caso em que a carga do FCC representa 30% da vazão de petróleo processado na Unidade de Destilação. (WILSON, 1997)

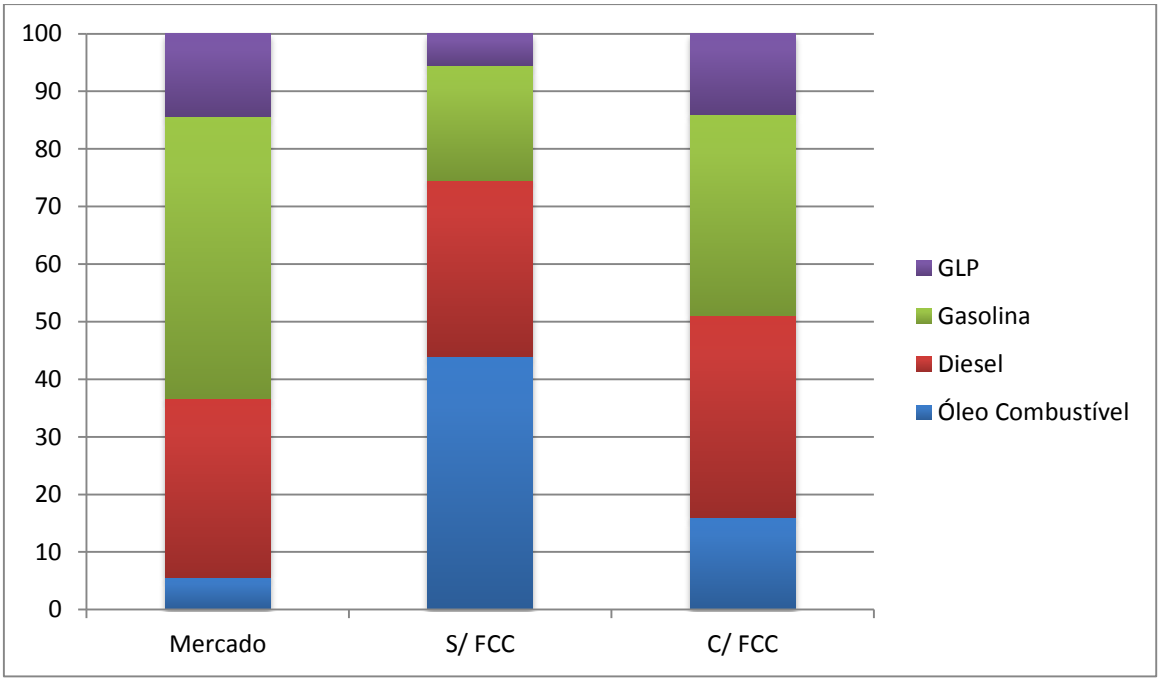


Figura 3-1 - Perfil de Rendimentos de uma Refinaria
FONTE: Adaptado de Wilson (1997)

Porém, antes de apresentar uma unidade típica de FCC, é necessário citar algumas definições de características e propriedades usuais na indústria do petróleo, que ditam os objetivos das unidades de processamento.

3.1. DEFINIÇÕES

Facilmente podemos encontrar na literatura, que o petróleo “trata-se de uma combinação complexa de hidrocarbonetos” e assim, como sua fonte, os seus derivados, em sua maioria, tratam-se de uma mistura de hidrocarbonetos. Dessa forma não é possível caracterizá-los diretamente por propriedades físicas como, por exemplo, pressão de vapor ou temperatura normal de ebulição.

Na literatura é possível encontrar toda a gama de propriedades padronizadas para definir cada fração de petróleo e avaliar as suas características (FAHIM; ALSAHHAF; ELKILANI, 2010) (COKER, 2010) (FARAH, 2012). Neste texto serão apresentadas aquelas de maior importância para uma unidade de FCC, permitindo ao leitor compreender melhor os objetivos da unidade. Elas são:

- Destilação ASTM D86 e de Pontos de Ebulição Verdadeiros
- Pressão de Vapor Reid; e
- Intemperismo.

3.1.1. Destilação ASTM D86 e Destilação de Pontos de Ebulição Verdadeiros

Há vários ensaios realizados para avaliar a viabilidade técnico-econômica e a melhor forma de processar um petróleo (FARAH, 2012). Um dos principais é uma destilação rigorosa que busca conhecer as frações que compõem o seu perfil de produtos (como quantidade de gasolina e diesel). Esse ensaio gera a Curva de Pontos de Ebulição Verdadeiros (PEV).

A PEV seria uma forma aproximada de se conhecer a composição de um petróleo (COKER, 2010), uma vez que, teoricamente, a constituição da parte fracionada seria formada somente de compostos de mesmo ponto de ebulição. Em Farah (2012) é apresentado o procedimento e as normas internacionais que padronizam este ensaio. O resultado do ensaio é uma curva onde na abscissa se lê o volume recuperado e na ordenada a temperatura relacionada aquele volume, como pode ser visto na Figura 3-2.

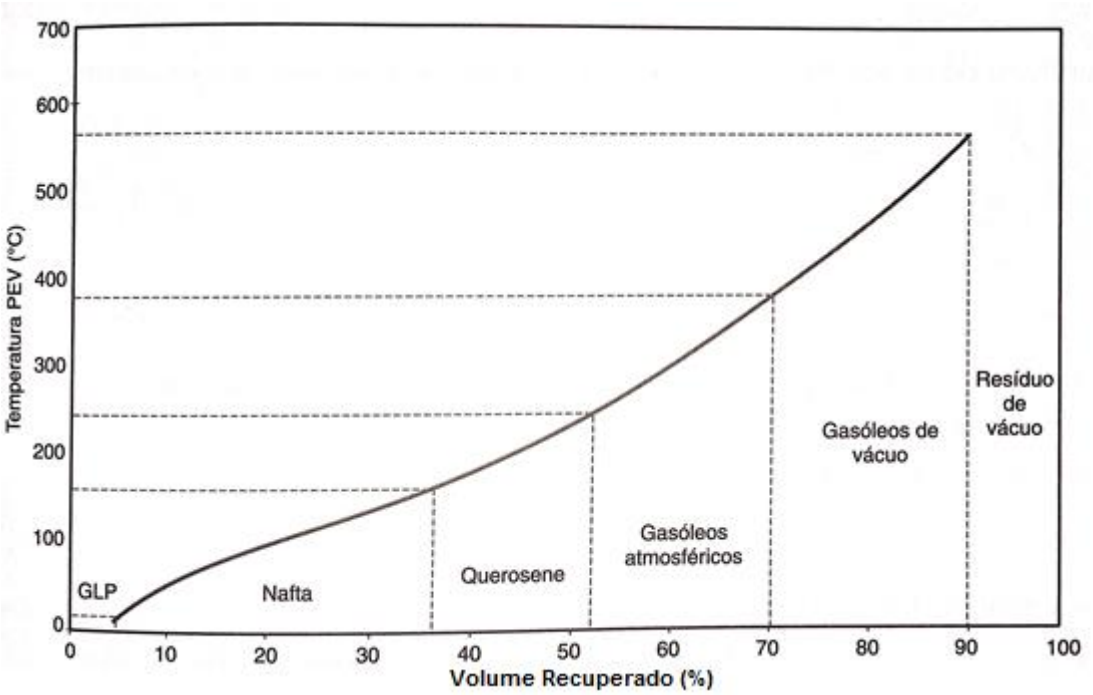


Figura 3-2 – Curva de Pontos de Ebulição Verdadeiros (PEV)
FONTE: Farah (2012)

A partir dessa curva é possível avaliar qual é a faixa de hidrocarbonetos contidos em cada fração de petróleo e com isso usá-la para adequá-la aos seus fins (por exemplo, definir qual a faixa de hidrocarbonetos seria adequada a mover um motor do ciclo otto ou do ciclo diesel).

O ensaio é realizado numa coluna com mais de 60 estágios e com razão de refluxo normalmente acima de 5 (COKER, 2010), resultando em um ensaio demorado e com um grande consumo de energia, o que torna impeditiva a sua aplicação para especificação de todos os derivados de petróleo. Para essas outras correntes é realizado um ensaio mais simples, conhecido como Destilação ASTM D86.

A Destilação ASTM D86, nome derivado da norma que padroniza o ensaio, é uma destilação simples realizada em um balão de destilação com condensador inclinado por onde passa a água gelada externamente, resfriando os vapores que passam por ele (COKER, 2010). O resultado é uma curva semelhante à PEV, mas como não há refluxo, é uma destilação menos precisa. Porém ela fornece informações suficientes para indicar a qualidade do derivado que está sendo avaliado.

Normalmente, alguns pontos da curva ASTM D86 são utilizados como especificação, devido a sua relação com o bom funcionamento dos equipamentos que

utilizam esses combustíveis. Usando a gasolina como exemplo, a Tabela 3-1 mostra os pontos que são usados como especificação e qual a característica associada.

Tabela 3-1 – Características das Temperaturas da Destilação ASTM D86 para a Gasolina
FONTE: Adaptado de Farah (2012)

Ponto da Curva ASTM D86	Característica Avaliada
$T_{10\%}$ *	Leves suficientes para partida do motor
$T_{50\%}$ *	Compostos que promovem o aquecimento do motor
$T_{90\%}$* e/ou ponto final (PFE)	Economia Formação de Resíduos

$*$ $T_{v\%}$ é a temperatura referente a um volume de v% na curva de destilação

3.1.2. Pressão de Vapor Reid

Devido à dificuldade de definir a pressão de bolha de uma mistura complexa como a gasolina, desenvolveu-se uma metodologia mais simplificada para medir o potencial de vaporização de uma amostra.

A Pressão de Vapor Reid (PVR) é uma medição da volatilidade do derivado (COKER, 2010). Indica indiretamente a quantidade de leves contidos na amostra, sendo um bom indicativo do potencial de emissões de compostos orgânicos voláteis, assim como para monitorar riscos de segurança no armazenamento em tanques atmosféricos (FARAH, 2012). O ensaio e a metodologia podem ser encontrados em Coker (2010) e Farah (2012) Para referência, a Tabela 3-2 apresenta os valores em vigência pela legislação brasileira.

Tabela 3-2 - Especificação de PVR
FONTE: ANP (2014)

Combustível	Especificação
Gasolina	45 kPa a 69 kPa
GLP	1430 kPa

3.1.3. Intemperismo

Se por um lado a PVR mede indiretamente a quantidade de hidrocarbonetos mais leves do que os desejados numa amostra, o intemperismo mede indiretamente a quantidade de compostos mais pesados e que não vaporizam a uma dada condição.

Por ser um ensaio dedicado ao GLP, o intemperismo é utilizado para medir a quantidade de compostos mais pesados que teriam dificuldade de vaporizar nas condições de pressão ambiente. Na prática, o intemperismo para o GLP é definido como a temperatura medida pela vaporização de 95% de uma amostra a pressão atmosférica (FARAH, 2012). Atualmente, a especificação para esta propriedade é de 2,2°C (ANP - AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS, 2004).

3.2. UNIDADE DE FCC BÁSICA

Devido à sua complexidade e aos diferentes objetivos de cada seção, uma unidade de FCC pode ser dividida em 4 partes principais:

- Sistema de Pré-Aquecimento da Carga;
- Sistema Reator/Regenerador;
- Fracionadora Principal; e
- Sistema de Recuperação de Gases.

3.2.1. Sistema de Pré-Aquecimento da Carga

Na seção de pré-aquecimento, a corrente que alimenta o reator de craqueamento passa por uma bateria de trocadores de calor, onde a energia rejeitada pelas correntes que deixam a unidade ou pela Fracionadora Principal é utilizada para aquecer a carga. Por mais que esta configuração varie, normalmente são usados os refluxos circulantes de óleo leve e óleo pesado (respectivamente LCO e HCO) e o óleo decantado (ou borra), produto de fundo da Fracionadora Principal contendo finos de catalisador, que não foram separados no processo.

A bateria normalmente eleva a temperatura da carga da unidade em 160ºC, até 290ºC o que muitas vezes é o suficiente para atender a temperatura de entrada do reator. Caso não seja, um forno é utilizado para atingir essa temperatura.

3.2.2. Sistema Reator/Regenerador

A carga aquecida, ainda em fase líquida, alimenta o sistema reator/regenerador na base do "*Riser*", um tubo onde as reações de craqueamento acontecem.

Ao entrar no *Riser*, a carga entra em contato com o catalisador quente vindo da sua regeneração. A energia contida no catalisador permite que a carga líquida vaporize, levando a um aumento do volume e, consequentemente, da velocidade dos hidrocarbonetos no *Riser*, permitindo que a corrente ascenda junto com o catalisador, e também fornece toda energia necessária para as reações de craqueamento (endotérmicas) (SADEGHBEIGI, 2000). Durante a ascensão, as reações de craqueamento vão acontecendo até atingir o elemento de separação ao fim do *Riser*.

A separação entre os hidrocarbonetos e o catalisador deve ser feita rapidamente para evitar que as reações continuem, levando a uma geração excessiva de hidrocarbonetos leves (WILSON, 1997). Nas unidades mais antigas, essa separação era feita na câmara plena utilizando simplesmente a redução da velocidade de ascensão dos gases devido ao aumento brusco do diâmetro entre o *Riser* e a câmara. Hoje em dia, com o aumento da atividade dos catalisadores, essa separação se dá em equipamentos de separação rápida (como um primeiro estágio de ciclones), permitindo a separação de até 99,9% do catalisador (SADEGHBEIGI, 2000).

Depois de serem separados do catalisador, os hidrocarbonetos seguem para a Fracionadora Principal passando por um sistema de ciclones para remover os finos de catalisador que não tenham sido separados na câmara plena. A eficiência global da separação pode ser superior a 99,99% (SADEGHBEIGI, 2000).

Um dos subprodutos da reação é o coque que se deposita na superfície do catalisador durante a ascensão pelo *Riser*. Ao se separar da carga, esse catalisador que foi "gasto" e teve sua atividade reduzida devido ao depósito de coque, segue para seção de regeneração para queimar esse coque. No caminho para a regeneração, o catalisador passa por uma região de esgotamento (*stripper*), onde vapor é injetado para permitir que hidrocarbonetos retidos no catalisador possam ser separados, já que ao atingir a câmara de combustão do regenerador, qualquer material a base de carbono será queimado.

O catalisador “gasto” segue para o regenerador pelo *stand-pipe* sendo controlado por uma válvula tipo “*slide*”. O objetivo deste controle é manter um nível na zona de *stripping*, permitindo assim a selagem entre as duas seções e evitando o contato entre a atmosfera rica em O_2 da regeneração com a atmosfera rica em hidrocarbonetos da seção de reação (SADEGHBEIGI, 2000).

Na seção de regeneração o coque depositado sobre o catalisador é queimado com ar num leito fluidizado. A queima do coque aquece o catalisador disponibilizando a energia necessária para a vaporização da carga e para as reações, como já descrito. No caso de unidades em que o calor liberado pela queima do coque é maior do que a necessária para o processo, trocadores de calor especiais são utilizados para resfriar parte do catalisador, gerando vapor de água. O catalisador regenerado segue para a base do *Riser*, sob controle da temperatura da reação através de outro *stand-pipe* com outra válvula *slide* (WILSON, 1997).

O gás de queima segue para seções de recuperação de energia térmica (no caso de unidades com queima parcial gerando CO, os gases de queima são usados como combustível para uma caldeira de geração de vapor) e/ou mecânica (através de turbo-geradores).

A Figura 3-3 apresenta um desenho de um sistema Reator/Regenerador do tipo “*Side-by-Side*” primeiramente introduzido pela Universal Oil Products (UOP) nos meados da década de 1950.

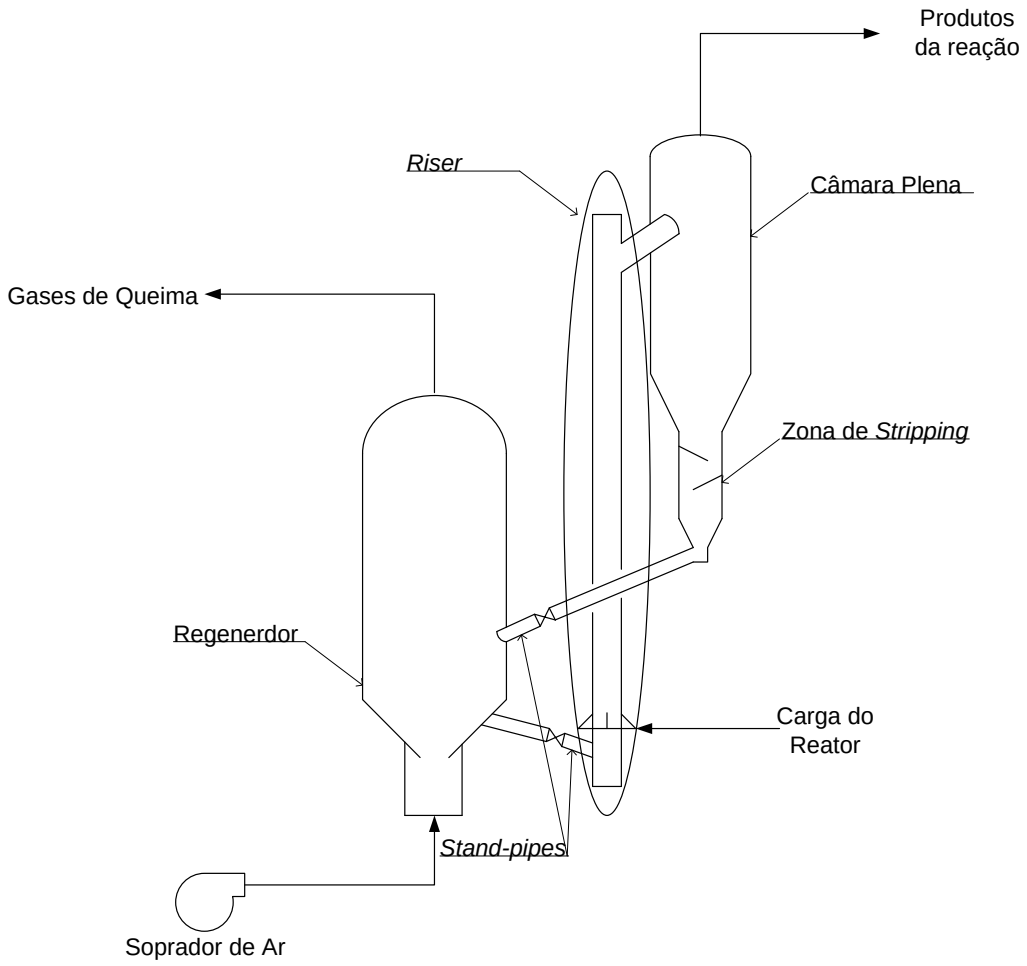


Figura 3-3 – Conjunto Reator/Regenerador de uma FCC
FONTE: Adaptado de Wilson (1997)

3.2.3. Fracionadora Principal

A Fracionadora Principal é a primeira coluna de destilação de uma unidade de FCC. Além de permitir a separação dos produtos, é também responsável por fornecer as correntes que são usadas para o aquecimento da carga, representadas pelos refluxos circulantes (retiradas laterais cujo um dos objetivos é o aquecimento de outras correntes na unidade, retirando energia em vários níveis de temperatura, reduzindo assim a quantidade de energia que precisaria ser removida pelo condensador de topo, retornando a coluna após a realização do serviço), melhorando assim a integração energética e diminuindo o descarte de energia pelo condensador.

A pressão de operação dessa coluna é relativamente baixa, uma vez que ela recebe uma vazão grande de gases quentes do reator e também para poder facilitar o fracionamento.

O esquema de integração desta torre varia caso a caso. Aqui, será apresentada a configuração da Fracionadora Principal que é o objeto de estudo desta dissertação.

Os produtos da reação entram na Fracionadora Principal na seção de fundo conhecida como “Zona de Dessuperaquecimento” ou “Zona de *Quench,”* onde os vapores de hidrocarbonetos da reação entram em contato direto com uma corrente de líquido resfriado. Essa operação é necessária para evitar reações de craqueamento térmico que possam levar a geração excessiva de alcinos e a reações de condensação desses em coque. Essa seção da coluna normalmente tem uma baixa eficiência de fracionamento já que sua principal função é de troca térmica. Como a vazão de vapor é relativamente alta, essa seção normalmente é equipada somente com chicanas para promover o contato líquido vapor.

O líquido de fundo, formado pela corrente de *quench* e os hidrocarbonetos mais pesados que condensam na seção acima, é chamado de borra ou óleo decantado. Parte desse produto é bombeado e resfriado para ser usado como líquido de *quench* na própria Fracionadora Principal. Esse resfriamento é feito aquecendo a carga do FCC na bateria de pré-aquecimento, sendo utilizado como fonte de calor para os refervedores das colunas da seção de recuperação de gases e gerando vapor, paralelamente.

O excedente do produto de fundo é enviado para tancagem, aquecendo a carga na bateria de pré-aquecimento.

Para ajudar na separação, vapor superaquecido (vapor de diluição) é injetado no fundo da torre vapor superaquecido, visando à redução da pressão parcial dos hidrocarbonetos.

A seção logo acima da zona de dessuperaquecimento é a seção de HCO. Nesta seção há a retirada lateral de uma corrente chamada de óleo pesado de reciclo (HCO), utilizada para pré-aquecimento da carga e no aquecimento de correntes da seção de recuperação de gases. Depois de resfriado, o HCO retorna à torre alguns pratos acima da sua retirada.

A seção seguinte é a do óleo leve de reciclo, ou LCO. Esse óleo retirado lateralmente da coluna é utilizado como solvente de absorção na seção de recuperação de gases, retornando à coluna após a operação. Além desse uso, ele também é retirado como produto após passar por uma coluna de retificação com vapor

para retirada de compostos mais leves, sendo resfriado na bateria de pré-aquecimento antes de ser encaminhado para armazenamento em tanque. No caso da unidade em estudo, como não há produção de nafta pesada nesta coluna, está retirada, junto com a variação do refluxo circulante de nafta, também faz o ajuste da especificação de ponto final na curva ASTM D86 da nafta craqueada que será produzida na seção de recuperação de gases

Por fim, a seção de nafta, onde é retirado o refluxo circulante de nafta pesada utilizado como fluido quente na seção de recuperação de gases e na bateria de pré-aquecimento.

Os vapores de topo da coluna são condensados parcialmente em trocadores de calor com água, acumulando o líquido condensado no vaso de topo. Parte do líquido retorna a coluna fazendo o seu refluxo. O restante do líquido, assim como os gases que não condensaram, são enviados para o Sistema de Recuperação de Gases.

A Figura 3-4 apresenta um desenho da Fracionadora Principal com a bateria de aquecimento da carga de uma FCC.

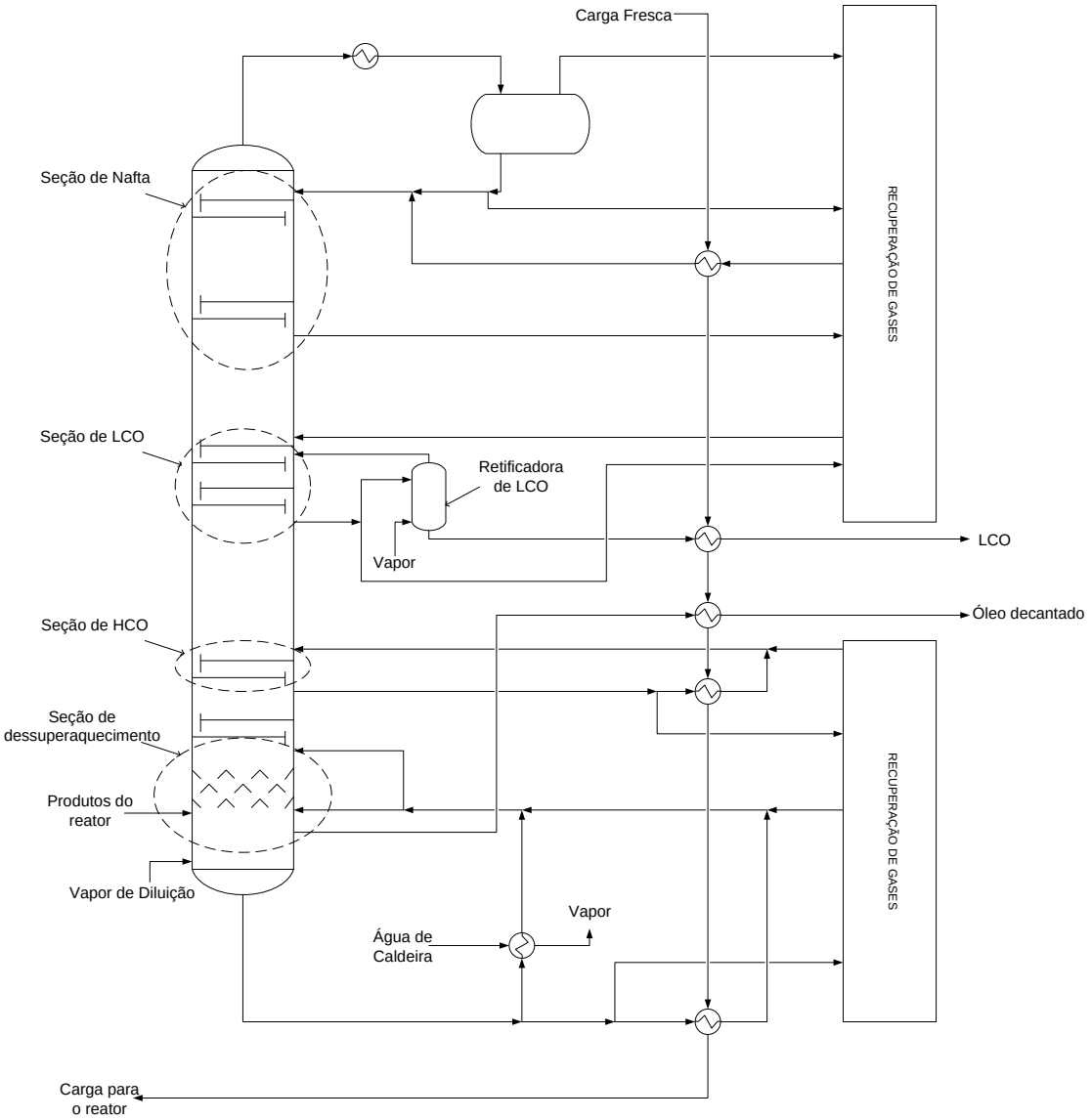


Figura 3-4 – Fracionadora Principal de uma FCC
FONTE: Adaptado de Wilson (1997)

3.2.4. Sistema de Recuperação de Gases

A última seção da unidade de FCC é a responsável por garantir a qualidade e a recuperação dos produtos. As especificações são alcançadas em uma série de colunas de destilação e de absorção, que possuem pressão mais elevada.

Assim como para a Fracionadora Principal, a configuração desta seção varia muito caso a caso e por isso a configuração aqui apresentada é aquela utilizada na avaliação conduzida nesta dissertação.

Como apresentado na seção anterior, pelo vaso de topo da Fracionadora Principal sai o gás que não condensou nas condições de temperatura e pressão de

operação da coluna. Neste primeiro momento, este gás é majoritariamente composto de H_2, C_1 (hidrocarbonetos de 1 molécula de carbono) C_2, C_3 e C_4, sendo os dois últimos os principais componentes do GLP. Além destes, o gás contém muitos hidrocarbonetos na faixa de C_5 a C_6 que comporiam outros produtos, como a nafta craqueada, um dos principais produtos da unidade (WILSON, 1997). Desta forma, se este gás fosse retirado da unidade sem nenhum processamento, a unidade de FCC estaria descartando compostos com valor comercial para uma corrente que normalmente tem como finalidade ser utilizada como combustível de consumo interno da própria refinaria.

Para recuperar os hidrocarbonetos mais pesados, o gás que deixa o topo do vaso é comprimido. Essa operação normalmente é realizada em dois estágios de compressão com um resfriador e um vaso intermediário para separar a fase gasosa, que segue para o segundo estágio de compressão, da fase líquida, que é bombeada para descarga do segundo estágio.

Uma vez comprimido, o gás se mistura com o líquido separado no interestágio, com os vapores que vêm da retificadora de nafta e com o líquido da absorvedora primária (estas duas últimas serão melhor descritas a frente). Essa mistura bifásica é resfriada para que os hidrocarbonetos que eram antes incondensáveis, devido à pressão baixa da Fracionadora Principal, passem para a fase líquida. Posteriormente, a mistura segue para o Vaso de Alta Pressão, onde a fase gasosa é separada da fase líquida.

O gás que não condensou, mesmo depois de comprimido, segue por uma série de duas colunas absorvedoras (Absorvedora Primária e Absorvedora Secundária). Essas duas colunas têm o objetivo de recuperar o máximo de C_{3+} (hidrocarbonetos com 3 carbonos ou mais) que ainda possam estar retidos no gás.

A Absorvedora Primária recebe o líquido que foi bombeado do vaso de topo da Fracionadora Principal. Essa coluna pode apresentar alguns resfriadores laterais para aumentar a eficiência da operação. O gás segue para a Absorvedora Secundária, enquanto o líquido é enviado para o Vaso de Alta Pressão, conforme descrito anteriormente.

A segunda coluna, Absorvedora Secundária, normalmente utiliza um fluido de maior capacidade de absorção de compostos na faixa do GLP e assim como na faixa da nafta (neste caso o refluxo de LCO da Fracionadora Principal), que é resfriado para

aumentar a recuperação. O gás, agora praticamente isento de C_{3+}, segue para tratamento para a retirada de compostos nocivos (como enxofre), sendo disponibilizado para a rede de gás da refinaria. O líquido que sai da Absorvedora Secundária é aquecido, resfriando o líquido que alimentar a coluna, e segue de volta para a Fracionadora Principal.

A fase líquida do Vaso de Alta Pressão é bombeada para a Retificadora de Nafta, uma coluna de destilação sem condensador, utilizada para retirar os compostos leves na faixa do C_{2-}, a fim de especificar PVR do GLP, que será produzido na Coluna Desbutanizadora (ou Estabilizadora de Nafta). Essa coluna normalmente é aquecida por uma das correntes quentes da Fracionadora Principal (neste caso, refluxo de nafta pesada) e também por uma fonte de menor temperatura via refervedor lateral.

Por fim, o líquido retificado segue para Coluna Desbutanizadora, onde a PVR da gasolina e o intemperismo do GLP são ajustados. Esta é uma coluna de destilação tradicional que opera com pressão suficiente para condensar os componentes contidos no GLP com água de resfriamento e utiliza como fonte quente uma das correntes da Fracionadora Principal (como óleo decantado). Os produtos dessa coluna passam, então, por tratamentos para retirada de contaminantes e são disponibilizados para comercialização.

A Figura 3-5 apresenta um esquema de uma seção de recuperação de gases.

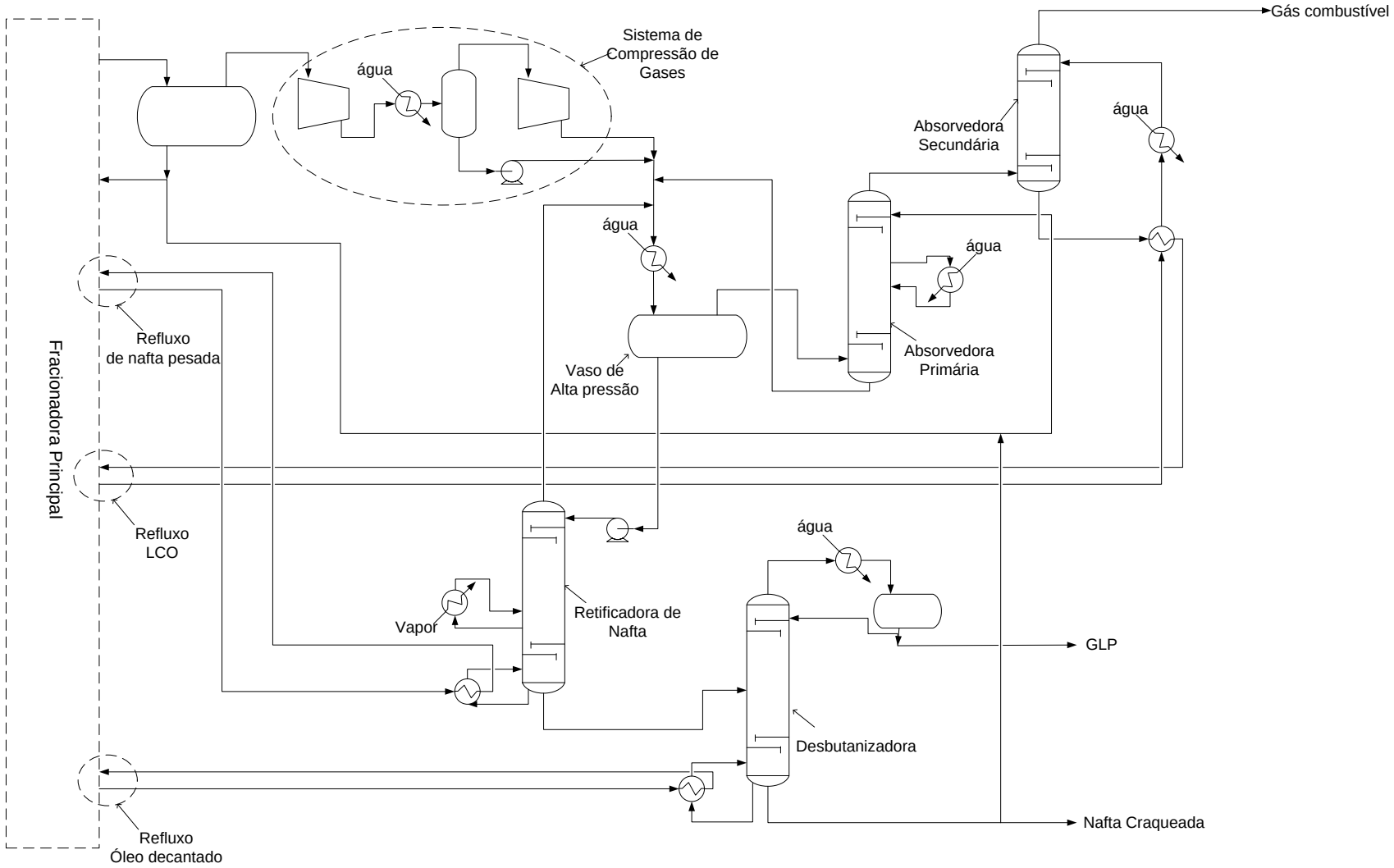


Figura 3-5 – Seção de Recuperação de Gases de uma FCC
FONTE: Adaptado de Wilson (1997)

3.3. OUTRAS COLUNAS DE DESTILAÇÃO

O processo descrito na seção 3.2 apresenta a configuração básica de uma unidade de FCC. Dependendo do interesse econômico, outros sistemas podem ser acrescentados à unidade de FCC.

3.3.1. Produção de Propeno

Os produtos de FCC são formados majoritariamente por hidrocarbonetos insaturados. Por este motivo, o GLP produzido pela unidade contém principalmente propeno, um petroquímico básico de alto valor agregado.

A separação do propeno do GLP é feita num sistema com duas colunas de destilação. Na primeira, C_3 e C_4 são separados numa coluna conhecida como Despropanizadora. Essa é uma coluna tradicional e opera numa condição de pressão tal que a mistura de C_3 possa ser condensada com água de resfriamento, utilizando uma das correntes quente da Fracionadora Principal para aquecer o refervedor.

A segunda coluna, chamada de Fracionadora de Propeno, apresenta uma alta razão de refluxo e um elevado número de estágios, devido à baixa volatilidade relativa entre o propano e o propeno. Há diferentes tecnologias para realização dessa separação, como a utilização de colunas de baixa pressão com as chamadas bombas de calor. A principal característica desse sistema é que a fonte de energia para a coluna é o trabalho realizado pela compressão do vapor de topo, levando-o a um ponto de temperatura e pressão no qual a sua condensação é feita refervendo o fundo da própria torre.

Outra opção de colunas Fracionadoras de Propeno são aquelas que operam a uma pressão tal que é possível formar um ciclo de refrigeração semifechado com o propeno produzido, tendo assim um meio mais frio do que água de resfriamento tradicional e que pode condensar o vapor de topo da coluna. Nestes casos, a fonte quente normalmente é um vapor de baixa pressão.

Na Figura 3-6 é apresentado um sistema de produção de propeno com bomba de calor.

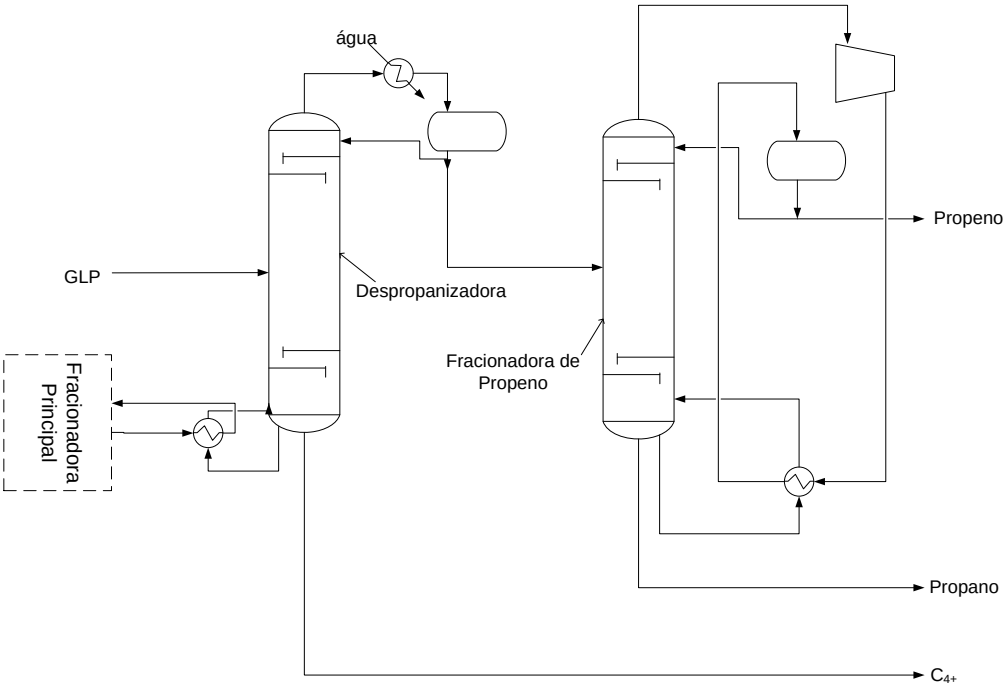


Figura 3-6 – Sistema de Produção de Propeno

3.3.2. Fracionadora de Nafta

Dependendo do cenário e das condições de produção da refinaria, pode ser interessante separar uma parte da nafta mais apropriada a atender as especificações da gasolina (nafta leve) de outra parte que, pelas suas propriedades (destacadamente, ponto de corte na curva ASTM D86), pode atender os requisitos de diesel.

Essa separação pode ser feita de duas formas:

- Através de uma retirada de parte do refluxo circulante de nafta pesada da Fracionadora Principal; ou
- Através do fracionamento da nafta craqueada numa coluna de destilação.

A primeira opção tem a vantagem de ter um investimento menor, principalmente no caso de uma unidade existente. Porém, a retirada de nafta pesada pode tornar necessário um aumento do refluxo da coluna para compensar a redução na vazão interna de líquido. Neste caso, as temperaturas das seções superiores da coluna podem chegar a um ponto no qual comece a ocorrer a condensação do vapor

de diluição, que pode levar a formação de sais sólidos na fase aquosa dos pratos, danificando os dispositivos de contato líquido-vapor.

A segunda opção tem como ponto negativo a instalação de mais uma coluna de destilação, que representa um custo de investimento maior. Porém, ela permite uma maior flexibilidade operacional, já que modificações operacionais não causariam grandes impactos ao restante da unidade. Este sistema é uma coluna tradicional, como pode ser visto na Figura 3-7, que pode utilizar correntes quentes da Fracionadora Principal como elementos de integração energética.

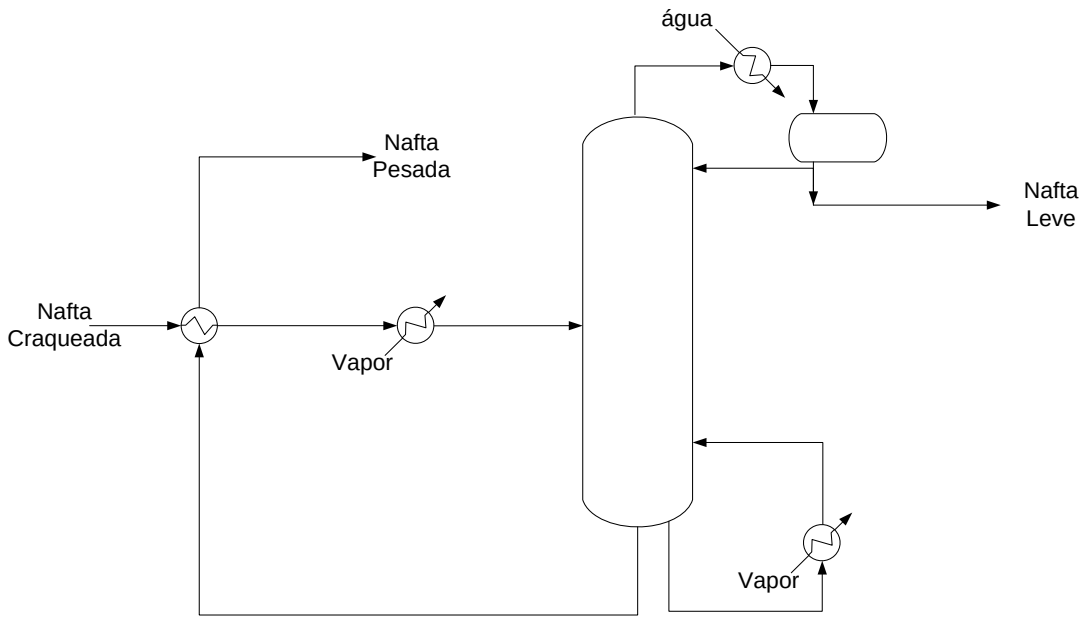


Figura 3-7 – Fracionadora de Nafta

4. ANÁLISE ENERGÉTICA

Em novos projetos, o conceito de Integração de Processo já é considerado durante o seu desenvolvimento. Porém, unidades antigas, ou que tiveram modificações significantes após o início da sua operação, podem exibir um elevado consumo de energia, apresentando oportunidades de ganhos econômicos para a unidade com a redução da demanda energética.

Dentre as várias tecnologias para IP, no que concerne a analise energética, uma das mais conhecidas é o método do Ponto de Estrangulamento Energético (*Pinch Technology*).

4.1. MÉTODO PONTO DE ESTRANGULAMENTO (MÉTODO *PINCH*)

O método do ponto de estrangulamento energético (PE), também chamado de *pinch,* foi desenvolvido a partir do final da década de 1970 por Linnhoff et al (1982). Essa metodologia parte de uma análise da forma de escoamento do calor entre as correntes do processo, representado pelo chamado Algoritmo da Tabela Problema, cujos resultados podem ser visualizados na própria Tabela Problema, na qual são apresentadas, para cada corrente, as temperaturas de entrada, as temperaturas objetivo (ou meta) e a taxa de capacidade calorífica (representada por $m \cdot Cp$), ou nas curvas de entalpia x temperatura das correntes quentes e frias, mais conhecidas como “curvas compostas”.

Uma “curva composta” quente é a representação da soma da carga térmica, ou da taxa de capacidade calorífica, de todas as correntes quentes para um dado intervalo de temperatura num diagrama T-H. O desenvolvimento que levou a elas pode ser encontrado facilmente na literatura, como na reedição feita por Kemp (2007) do trabalho de Linnhoff et al de 1982.

Através da análise das curvas compostas quente e fria é possível perceber um ponto (e, algumas vezes, mais de um) de maior aproximação na vertical entre as curvas, definindo um valor de ΔT_{min} entre elas, chamado de ponto de estrangulamento (PE) ou *pinch*. A Figura 4-1 apresenta uma Curva Composta para um caso genérico.

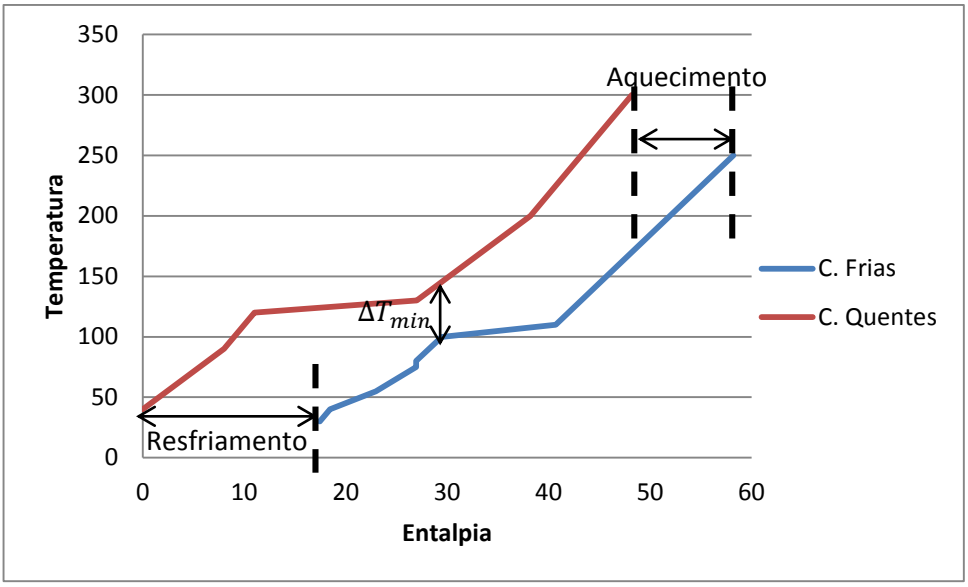


Figura 4-1 - Curva Composta

Observa-se na Figura 4-1 que o PE divide o problema em duas regiões, a saber:

- Acima do PE: onde o problema é tratado como um sorvedouro de energia uma vez que há um fluxo de calor entrando nele (aquecimento), porém não há saída; e
- Abaixo do PE: onde o problema é tratado como fonte de energia, uma vez que não há fluxo de calor entrando e só há fluxo de saída (resfriamento).

Constatando-se essa divisão, qualquer excesso de energia que adicionada acima do PE deve atravessar o PE, para fechar o balanço de energia da região acima do PE, seguindo para a região abaixo do PE, onde deve ser descartado na mesma proporção que entrou. Sendo assim, essa energia adicional precisa ser eliminada junto com a energia que já estaria sendo descartada. Desta forma, caso não haja transferência de energia entre o Sorvedouro (acima do PE) e a Fonte (abaixo do PE), ambos estarão na condição de mínimo consumo de utilidades (seja pelo Sorvedouro receber o mínimo de energia via utilidade quente ou pela Fonte descartar o mínimo de energia para utilidade fria). Com isso são definidas as 3 “Regras de Ouro” da Rede de Mínimo Consumo de Utilidades, RMCU (KEMP, 2007):

- Não há troca de calor através do PE;

- Não há aquecimento abaixo do PE; e
- Não há resfriamento acima do PE.

Outra maneira de visualizar isso é com um gráfico que mostra o fluxo líquido de energia para cada temperatura, chamado de Grande Curva Composta, apresentado na Figura 4-2. Nela pode-se perceber que no PE não há transferência de energia, além de apresentar informações sobre a possiblidade de utilização de diferentes níveis de utilidades para atender as necessidades do processo em análise (rede de trocadores de calor).

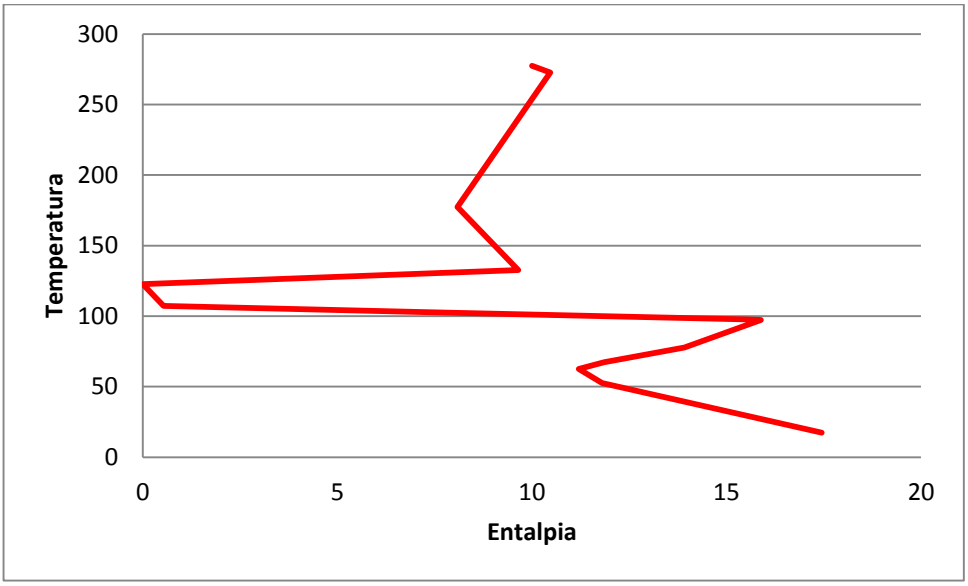


Figura 4-2 – Grande Curva Composta

Na prática, a variação ΔT_{min} faz com que a curva das correntes frias da Figura 4-1 se desloque horizontalmente, influenciando o consumo de utilidades (quanto mais para esquerda for possível deslocar a curva, menor o ΔT_{min} e, consequentemente, menor o consumo de utilidades). O limite é quando as curvas se tocam, resultando num $\Delta T_{min} = 0$.

O projeto de uma rede de trocadores de calor na qual o menor ΔT encontrado em qualquer um de seus trocadores seja igual ao ΔT_{min} adotado na determinação do seu consumo mínimo de utilidades, resultará em uma rede que atingirá esse mínimo consumo de utilidades. (KEMP, 2007)

Dessa forma, o projeto de uma rede com o ΔT_{min} representa o menor custo operacional previsto, vinculado ao consumo de utilidades. Por outro lado, pela equação de projeto de trocadores de calor:

$$Q = U.A.\Delta T_{ln} \tag{4-1}$$

onde Q é a carga térmica de um dado trocador de calor, U é o coeficiente global de troca térmica, A é a área de troca do equipamento e ΔT_{ln}, estando o trocador em operação contracorrente, é a média logarítmica da diferença de temperaturas entre as entradas e saídas de cada lado do equipamento. Na equação (4-1) é possível perceber que a área necessária para a troca térmica é inversamente proporcional ao ΔT ao qual o trocador está submetido. Desta forma, um menor ΔT implica em uma maior área de troca, representando um maior custo de investimento.

4.1.1. *Targeting*

Na etapa de identificação das metas, ou mais simplesmente, *targeting*, busca-se conciliar menor valor de ΔT_{min} possível com o maior custo de compra de equipamentos que seria aceitável. Como visto anteriormente, há um compromisso (*trade off*) entre esses dois custos, pois a diminuição do consumo de utilidades, com menor ΔT_{min}, leva à necessidade de equipamentos maiores. Na realidade, o que pode se objetivar é a minimização do custo total, resultante da soma dos dois custos anteriores, cujo comportamento típico pode ser visto na Figura 4-3.

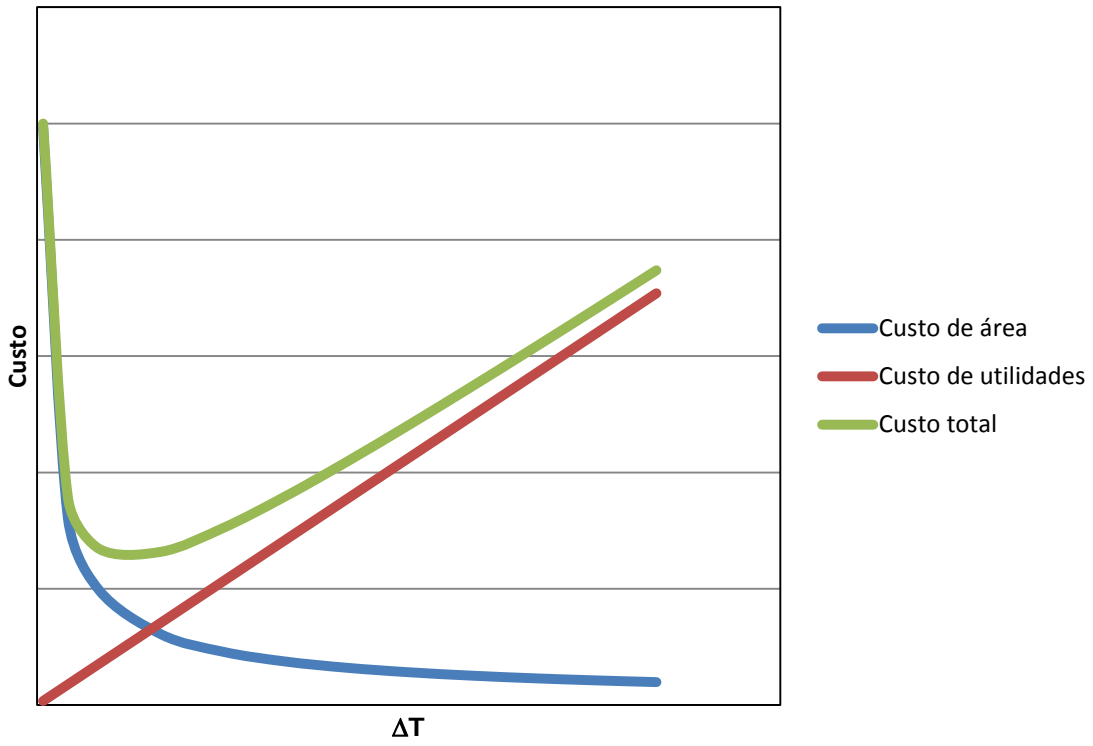


Figura 4-3 – Curva de Custo Genérica

O *targeting*, quando há liberdade para tal, inicia-se a partir da determinação de um ΔT_{min}, para a formulação da "Tabela Problema", aplicando depois a metodologia da cascata de energia (Algoritmo da Tabela Problema), cujo resultado final determina o consumo mínimo das utilidades quente e fria. Como já comentado, esse resultado pode ser representado graficamente através da Grande Curva Composta e das Curvas Compostas.

De posse dessas informações, a etapa seguinte é a síntese de rede que atende a esses requisitos.

4.1.2. Síntese da Rede

4.1.2.1. Rede com o Mínimo Consumo de Utilidades (RMCU)

Esta etapa consiste em sintetizar uma rede de trocadores de calor que atinja os objetivos estabelecidos na etapa de *targeting*, ou seja, o consumo mínimo de utilidades previsto para um dado ΔT_{min}. Para isso, algumas regras são definidas de forma que a rede final possa chegar nesses resultados:

Regra 1. Dividir o problema no PE, de forma que a síntese seja feita separadamente para o problema acima e abaixo do PE. Esse passo busca garantir que não haverá transferência de energia através do PE;

Regra 2. Para cada um dos problemas, as trocas devem começar pelas correntes que chegam e partem do PE, para garantir que nessas trocas, onde estão envolvidos os menores valores de ΔT, não haja violação do valor mínimo;

Regra 3. Para as trocas que estejam próximas (tocam) do PE obedecer as seguintes restrições:

$m \cdot Cp_q \leq m \cdot Cp_f$ nas trocas acima do PE;

$m \cdot Cp_f \leq m \cdot Cp_q$ nas trocas abaixo do PE;

Regra 4. Efetuar a troca máxima de calor necessária (até atingir o ΔT_{min} ou a T_m), para reduzir o número de unidades; e

Regra 5. Utilizar resfriadores somente abaixo do PE e aquecedores somente acima do PE.

Para atender a estas regras, algumas outras podem ser definidas, como a do número de correntes quentes e frias que atravessam ou partem do PE para cada um dos problemas (regra de divisão de correntes). Outro fato é que 3, envolvendo o produto $m\ C_P$ pode ser violada quando a troca envolve correntes que não tocam o PE, garantindo-se somente que não haja violação do ΔT_{min} na troca especificada.

4.1.2.2. Evolução da RMCU

A síntese da rede obedecendo todas estas regras gera na realidade duas redes independentes (uma acima e outra abaixo do PE). Quando analisadas, é possível perceber que muitas vezes pequenos trocadores são criados e, quando as duas redes são unificadas, podem ocorrer trocas repetidas entre duas ou mais correntes, formando o que é chamado de ciclos. Sendo assim, a RMCU obtida, em via de regra, não é a rede com menor custo total.

Originalmente, visando reduzir o custo total da rede, Linhoff et al (1982) propuseram a identificação dos ciclos e a quebra deles para redução do custo total,

utilizando como meta o número mínimo de unidades, dado pela equação (KEMP, 2007):

$$N_{min} = n_{correntes} + n_{utilidades} - 1 \quad (4\text{-}2)$$

Onde:

N_{min} =número da unidades de troca térmica (processo e utilidades);

$n_{correntes}$ =número total de correntes;

$n_{utilidades}$ =número de utilidades utilizadas

A quebra dos ciclos leva à redução do número de unidades pois, quando há um ciclo envolvido, a equação (4-2) se torna (KEMP, 2007):

$$N = n_{correntes} + n_{utilidades} + n_{ciclos} - 1 \quad (4\text{-}3)$$

Sendo:

n_{ciclos} = número de ciclos contidos na rede proposta.

Com a eliminação de trocadores pela quebra dos ciclos, a carga térmica precisa ser redistribuída, podendo levar a violações do ΔT_{min}. Essa violação é mitigada localizando caminhos que ligam as utilidades quentes e frias e que passam pelos trocadores que tenham violado ΔT_{min}. Estes caminhos são utilizados uma vez que, a adição de energia por um aquecedor pode ser retirada pelo resfriador ligado a ele por este caminho, permitindo a restauração dos ΔT nas trocas envolvidas (KEMP, 2007).

A evolução da rede proposta por Linhoff et al busca o menor número de unidades aumentando, se necessário, as demandas de utilidades através dos caminhos na rede. Com isso, não necessariamente é obtido o menor custo anual da rede, mas somente o menor custo de equipamentos. Além disso, muitas vezes não é possível encontrar um caminho que possa restaurar o ΔT_{min} (LIPORACE; PESSOA; QUEIROZ, 2001).

Outra maneira de evoluir a rede seria visando a minimização do custo anual total da rede. No software AtHENS a rede é evoluída utilizando a uma Matriz de Incidência para identificação dos ciclos e a Matriz de Simulação, na qual os trocadores da rede estão representados, para a quebra dos ciclos e restauração do ΔT_{min}, caso esta operação leve a uma redução do custo anual da rede. Se isto não ocorrer, o ciclo

pode ser mantido, já que não há ganhos econômicos, mesmo que o número de trocadores seja maior que o mínimo estipulado pela equação (4-2) (LIPORACE; PESSOA; QUEIROZ, 2002).

4.1.3. *Retrofit*

Retrofit é a análise de uma rede existente visando melhorar a sua rentabilidade, diminuindo custos de energia e emissões (KEMP, 2007). A sua realização pode ser feita de várias maneiras, como, por exemplo:

- Desenvolvimento de uma RMCU com as regras de PE, porém escolhendo trocas que sejam semelhantes às da rede existente que está passando por *retrofit*, quando possível;
- A partir da rede existente, buscar se aproximar da RMCU para o problema correspondente, identificando e tentando eliminar trocadores que violem o ΔT_{min} identificado pela análise da rede existente ou fornecido por alguma forma de determinação de um ΔT_{min} a partir dos dados da rede existente; e
- A partir da rede existente, identificar trocadores que representem maiores ganhos e fazer a modificação deles.

Para realizar os procedimentos anteriores é necessário estabelecer ou encontrar um valor de ΔT_{min} para ser utilizado na avaliação de *retrofit*.

Para o cálculo deste valor, o método escolhido neste trabalho baseou-se na Área Existente Efetiva, apresentado por Herkenhoff (2008).

O conceito de área efetiva se baseia no fato que, ao se reutilizar trocadores existentes, nem sempre é possível utilizar toda a área disponível. Isso ocorre porque um trocador existente pode ser realocado para um serviço que necessite de uma área menor que a existente, fazendo que sua área real seja efetivamente usada num serviço que requer uma área menor (HERKENHOFF, 2008). Ou então, trocadores que possuam a área adequada podem não ser utilizados devido a outras limitações (como perda de carga, material, faixa de pressão de operação). Dessa forma a metodologia proposta leva a definir um fator de reutilização da área, α, dado por:

$$\alpha \equiv \frac{A_{ef}}{A_e} \tag{4-4}$$

Sendo:

$\alpha =$ fator de reutilização da área;

$A_e =$ área existente da rede; e

$A_{ef} =$ área existente efetiva para *retrofit*.

O fator α pode variar bastante dependendo do tipo e do tamanho da unidade que está passando por um *retrofit*. Isso se dá devido ao fato que, quanto maior a unidade, maior a probabilidade de se encontrar um trocador existente que atenda a área nova requerida pelo *retrofit*, levando a um maior valor de α (AMARAL, 2013). Herkenhoff (2008) cita que o valor de α pode variar de 80% a 90%.

Uma vez calculada a A_{ef} da rede, é possível calcular, através do *targeting* da rede, a área adicional necessária. Lembrando que a área de troca depende do ΔT_{min}, a equação para área adicional fica:

$$A_{adic} = A_{target} - A_{ef} \tag{4-5}$$

Sendo:

$A_{adic} =$ área que precisa ser adicionada à rede; e

$A_{target} =$ área mínima requerida para um dado ΔT_{min}.

Como A_{adic} é a nova área total que precisa ser instalada, é necessário estipular uma área típica para novos trocadores (A_s) para poder calcular o número de unidades a serem instaladas. Dessa forma, o número de unidades é calculado por:

$$N_{adic} = \frac{A_{adic}}{A_s} \tag{4-6}$$

Onde:

$N_{adic} =$ número inteiro e arredondado para cima.

Assim, definindo um A_s de 700 m^2, se for necessário uma A_{adic} de 2300 m^2, serão necessários 4 novas unidades de 575 m^2. Dessa forma é possível calcular o custo dos novos trocadores, através de uma equação de custo dos equipamentos, tendo como custo total:

$$A_{média} = \frac{A_{adic}}{N_{adic}} \tag{4-7}$$

$$Custo_{adic} = N_{adic} \cdot Custo_{1\ casco}(A_{média}) \tag{4-8}$$

sendo:

$Custo_{1\ casco}(A_{média})$ = custo de um trocador de calor com área igual a $A_{média}$.

Como A_{target} é uma função do ΔT_{min}, é possível encontrar um valor ótimo para ele que minimize o custo representado pela Equação (4-8) e, de posse desse valor, é sintetizada uma rede utilizando uma das metodologias apresentadas no início desta seção (*retrofit*).

5. *RETROFIT* DA REDE DE TROCADORES DE CALOR DE UMA UNIDADE DE FCC EXISTENTE

A primeira etapa do estudo visando o *retrofit* de uma Unidade de FCC desenvolvido no presente trabalho consiste em avaliar a unidade já existente em relação à sua eficiência energética e propor, se possível, aperfeiçoamentos na rede para melhorar sua rentabilidade.

5.1. DADOS ECONÔMICOS

A análise das opções geradas através das metodologias de IP é baseada em ganhos com a redução de consumo de utilidades, avaliando a relação entre o investimento necessário e o retorno financeiro.

Para este levantamento, alguns dados sobre a disponibilidade de energia e do custo de implantação dos equipamentos precisam ser fornecidos.

5.1.1. Utilidades

A unidade em questão tem à sua disposição vapor em 3 níveis diferentes de pressão e um forno para o aquecimento final da carga. Este pode ser operado com duas opções de gás:

- gás combustível, com custo marginal da refinaria; e
- gás natural, fornecido externamente.

Os custos destas utilidades são apresentados na Tabela 5-1.

Tabela 5-1 - Custo de Utilidades Quentes

Utilidade	Descrição	T_0 (^oC)	T_m (^oC)	$h\left(\frac{kcal}{h \cdot m^2 \cdot {}^oC}\right)$	Custo $\left(\frac{US\$}{Gcal}\right)$
AP	Vapor de 42 kgf/(cm^2) g	253,3	253.2	1719,69	68,55
MP	Vapor de 12 kgf/(cm^2) g	192,5	192.4	1719,69	52,21
BP	Vapor de 2,5 kgf/(cm^2) g	140,6	126	1719,69	42,47
GC	Gás combustível	-	-	-	20,21*
GN	Gás natural	-	-	-	43,62**

* equivalente a 5,09 US$/10^{6}BTU
** equivalente a 11,00 US$/10^{6}BTU

Em relação ao resfriamento, a unidade possui 3 sistemas:

- água de resfriamento da rede de água da refinaria;
- resfriadores a ar; e
- água de caldeira para geração de vapor de MP.

No caso da terceira opção, a utilização de água de caldeira acarreta em uma possível receita para unidade, já que o vapor produzido em excesso é exportado para a rede externa da refinaria. O seu preço neste caso pode ser considerado como o próprio custo do vapor MP, já que toda a geração de vapor MP é feita ou por expansão da rede de vapor de alta pressão ou por geração na própria unidade, ou seja, o seu custo também é o seu preço marginal. A Tabela 5-2 apresenta os custos das utilidades frias.

Tabela 5-2 - Custo de Utilidades Fria

Utilidade	Descrição	T_0 (^oC)	T_m (^oC)	h $\left(\frac{kcal}{h \cdot m^2 \cdot {}^oC}\right)$	Custo $\left(\frac{US\$}{Gcal}\right)$
AGV	Água para geração de vapor (aquecimento)	135	192,4	1074,76	-52,21
	Água para geração de vapor (vaporização)	192,4	192,5	1719,69	
AgR	Água de resfriamento	27	42	696,58	16,67
EE	Gás natural	-	-	-	1,45

5.1.2. Custo dos Trocadores de Calor

O custo de um trocador de calor depende de diversos fatores, como material, diâmetros e número de tubos. Mesmo assim, há uma maneira simples e eficaz, para estimar o custo de um trocador de calor, relacionando o seu preço com o de um trocador já conhecido. Este método, chamado de Método Exponencial, é citado em vários trabalhos, como o apresentado por Amaral (2013) e, inclusive, no Perry e Green (1997).

Neste caso, o preço de um trocador de calor pode ser estimado por:

$$preço(US\$) = C \cdot \left(\frac{A}{A_C}\right)^e \quad (5\text{-}1)$$

Sendo que:

$A =$ área de troca térmica do trocador de calor;

$A_C =$área de troca térmica de um trocador de preço conhecido;

$C =$preço do trocador de calor de área A_C; e

$e =$constante exponencial.

Como $C(\$)$ e $(A_c)^e$ são constantes, a divisão entre elas resulta numa nova constante e a Equação (5-1) pode ser reescrita como

$$preço(US\$) = b \cdot (A)^e \quad (5\text{-}2)$$

Por se tratar de uma relação de preços, a equação (5-2) tem uma faixa de validade, dependendo das constantes aplicadas. Por exemplo, para Perry (1997) a constante e é 0,59 e a validade da equação é limitada a faixa de 1,9 m^2 a 1860 m^2. Na literatura são encontrados diversos valores para esta constante, variando de 0,5 até 1.

A constante b por sua vez está relacionada diretamente ao custo do equipamento. Dessa forma, ela é muito dependente das condições de pressão e do material a ser utilizado no trocador. Ela também tem um caráter regional, já que cada país tem um custo diferente, com seus preços de matéria-prima, mão-de-obra, impostos e demais encargos. Sendo assim, o seu valor é extremamente dependente da experiência do projetista.

Além dessas constantes, tipicamente é incluído um fator de custo fixo, independente da área. Com isso a equação (5-2) se torna:

$$preço(US\$) = a + b \cdot (A)^e \quad (5\text{-}3)$$

A equação (5-3) fornece o preço de 1 casco de área A. Para atender requisitos de manutenção e instalação, a área de troca térmica (A_s) por casco será limitada em até 700 m^2.

Além disso, trocadores que operam próximo do limite termodinâmico podem ter cruzamento de temperatura, o que leva a necessidade de acrescentar cascos em série. Essa medida será feita utilizando o fator x_p (AHMAD; LINNHOFF; SMITH, 1988), definido por:

$$x_p \equiv \frac{P}{P_{max}} \tag{5-4}$$

sendo P a eficiência térmica, definida por:

$$P = \frac{T_f^{sai} - T_f^{ent}}{T_q^{ent} - T_f^{ent}} \tag{5-5}$$

e P_{max} o limite de eficiência térmica em que a correção do ΔT_{ln} tende a -∞ ($F_t \geq 0{,}75$), definido por:

$$P_{max} = \frac{2}{R + 1 + \sqrt{R^2 + 1}} \tag{5-6}$$

Nessa expressão R é a razão das taxas de capacidade calorífica, definida por:

$$R = \frac{T_q^{ent} - T_q^{sai}}{T_f^{sai} - T_f^{ent}} \tag{5-7}$$

T_f^{ent} = Temperatura de entrada do lado frio;

T_q^{ent} = Temperatura de entrada do lado quente;

T_f^{sai} = Temperatura de saída do lado frio; e

T_q^{sai} = Temperatura de saída do lado quente.

O número de cascos em série é o valor inteiro, arredondado para cima, dado pelas seguintes funções:

$$N_{série} = \frac{\left(\frac{P}{1-P}\right) \cdot \left(1 + \frac{\sqrt{2}}{2} - x_p\right)}{x_p} \qquad se\ R = 1 \tag{5-8}$$

$$N_{série} = \frac{ln\left(\frac{1 - R \cdot P}{1 - P}\right)}{\ln(W)} \qquad se\ R \neq 1 \tag{5-9}$$

onde:

$$W = \frac{R + 1 + \sqrt{R^2 + 1} - 2 \cdot x_p \cdot R}{R + 1 + \sqrt{R^2 + 1} - 2 \cdot x_p} \tag{5-10}$$

A Tabela 5-3 apresenta as constantes e parâmetros necessários para as equações (5-3), (5-8) e (5-10).

Tabela 5-3 – Constantes de Custo de Trocadores de Calor (Equações (5-3), (5-8) e (5-10))
FONTE: Amaral (2013)

Constante	Valor
a	0
b	37.469
e	0,558
x_p	0,9

5.1.3. Custo Anual da Rede

Para comparar os custos, é necessário expressar o investimento em trocadores de calor na mesma base do consumo de utilidades (ou seja, numa base anual). Considerando que o pagamento do investimento será feito por uma série de desembolsos constantes a uma taxa de juros fixa, o fator de anualização é calculado por (TOWLER; SINNOTT, 2013):

$$f_{anual} = \frac{i \cdot (1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \tag{5-11}$$

sendo i a taxa de juros ou a taxa mínima de atratividade (TMA) e n o período da anualização / vida útil do empreendimento.

No presente estudo é considerada uma vida útil para o projeto de 10 anos, com uma taxa de retorno mínima igual a Taxa Selic definida em 3 de junho de 2015 (i =13,75% ao ano) (BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2015). Será considerado ainda que a unidade opera durante 95% dos dias no ano, resultando em 8322 h/ano.

As análises da rede foram conduzidas, quando possível, com base na avaliação do fluxo de caixa do investimento, utilizando os seguintes parâmetros:

- Valor presente líquido (VPL): é a soma dos valores presentes do futuro fluxo de caixa (TOWLER; SINNOTT, 2013). Em outras palavras, é o valor que, se investido a taxa de juros proposta pela vida útil do projeto, daria o mesmo retorno do projeto. Na prática, quando o VPL é positivo, indica o lucro acima do valor que foi investido no instante inicial. Quando comparado com o investimento inicial, ele pode indicar a magnitude de ganho do projeto (por exemplo, um VPL/investimento de 2 indica que o projeto tem um retorno previsto de 2 vezes o valor que foi investido em valores atuais).

- Taxa interna de Retorno (TIR): é a taxa de retorno que iguala o VPL a zero (TOWLER; SINNOTT, 2013). Ele indica qual seria a taxa de juros a ser aplicada para conseguir o resultado obtido pelo fluxo de caixa do projeto. Ou seja, indica o valor real dos juros a ser aplicado sobre o valor a ser investido para dar o mesmo retorno financeiro que o investimento proposto.

Nos casos que não for possível avaliar o fluxo de caixa, as comparações foram conduzidas de acordo com o custo da rede, sendo então avaliados estes valores.

5.2. CASO BASE

Para avaliar a condição atual da unidade de FCC, foi realizada primeiramente a análise do PE considerando somente os equipamentos atuais. A Tabela 5-4 apresenta a descrição de cada uma das correntes consideradas no estudo. Cabe ressaltar que as duas últimas correntes (as correntes frias dos Resfriadores Laterais da Absorvedora Primária) têm tanto a temperatura de entrada como a temperatura meta abaixo das temperaturas de quaisquer outras correntes quentes. Sendo assim, mesmo sendo apresentadas aqui, elas serão excluídas da análise, uma vez que a única troca térmica factível seria com uma utilidade fria.

Tabela 5-4 – Identificação das Correntes

Corrente do processo	Nome da corrente na avaliação
LCO retornando da absorção	Óleo Rico
Refervedor lateral da Retificadora	Ref Lateral
Refervedor da Despropanizadora	Ref Despropa
Refervedor da Desbutanizadora	Ref Desbuta
Refervedor Principal da Retificadora	Ref Retifica
Carga da Desbutanizadora	Carga Desbuta
Carga da Despropanizadora	Carga Despropa
Carga do FCC	GOP
Óleo decantado produzido	Decantado
Refluxo Circulante de óleo decantado	Borra
Refluxo Circulante de HCO	Refluxo HCO
LCO produto	LCO Produto
LCO para absorção	Óleo Pobre
Refluxo Circulante de Nafta Pesada	Refluxo Nafta
Vapor de Topo da Fracionadora Principal	Topo Frac Princ
Descarga do Primeiro Estágio do Compressor de Gás	Descarga 1º
Descarga do Segundo Estágio do Compressor de Gás	Descarga 2º
Nafta Craqueada produto	Nafta
Vapor de Topo da Desbutanizadora	Topo Desbuta
Vapor de Topo da Despropanizadora	Topo Despropa
Butano produto	Butano
Resfriador Superior da Absorvedora Primária	-
Resfriador Inferior da Absorvedora Primária	-

Uma das principais premissas para elaboração da tabela problema é a linearidade da relação entre a temperatura e a entalpia de cada corrente, fato que ocorre quando o Cp é constante. Esta suposição muitas vezes é válida para correntes sem mudança de fase. Porém, em casos onde ocorrem mudanças de fase, esta relação não segue nenhuma regra fixa, pois o comportamento do Cp é dependente da fase da corrente (por exemplo, em casos de compostos puros, a corrente apresentaria valores diferentes para líquido, para o vapor e, no intervalo de entalpia em que há a mudança de fase, este valor tenderia ao infinito, já que não há variação de temperatura). Nestas situações, é necessário dividir a corrente em várias seções, cada uma com um Cp constante, com os seus trocadores de calor alinhados em série, uma vez que se trata da mesma corrente. A Figura 5-1 apresenta um exemplo de uma curva T-H onde não é possível admitir um Cp constante para toda faixa de temperatura. Ela foi gerada utilizando o modelo termodinâmico Soave-Redlich-Kong no simulador de processo Petrox 3.6 (desenvolvido na PETROBRAS), o qual usa os

modelos originais das equações de estados desenvolvida pelos autores e um banco próprio de coeficientes de interação binários (PENNA, 2012)

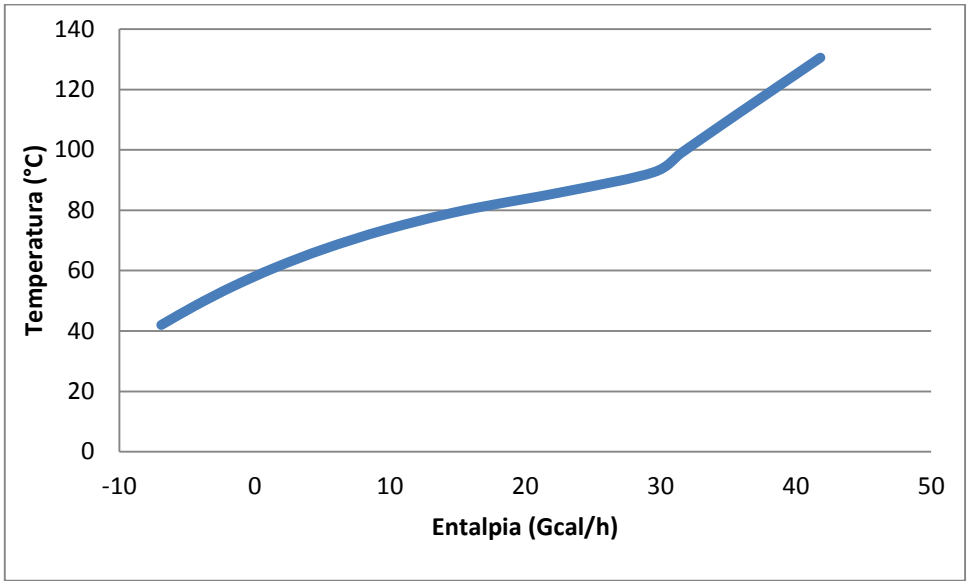


Figura 5-1 – Curva H-T do Topo Frac Princ (corrente 15 da Tabela 5-5))

5.2.1. Tabela Problema e as Curvas Compostas do Caso Base

A Tabela 5-5 é a Tabela Problema obtida para o caso base do estudo. As correntes frias estão em azul e as quentes em vermelho. Ela foi gerada de forma a ser utilizada no *software Sprint*® 2.9 Rev 010, desenvolvido pela *University of Manchester*. Diferentemente do que foi apresentado anteriormente, neste software não é necessário fazer a divisão em várias correntes devido à variação do Cp ou do coeficiente de película h, uma vez que ele faz essa divisão automaticamente.

A Curva Composta e a Grande Curva Composta do Caso Base, obtidas usando o *Sprint*® 2.9 Rev 010, são apresentadas na Figura 5-2 e na Figura 5-3, respectivamente.

Tabela 5-5 – Tabela Problema: Caso Base

	Corrente	$T_0\ (^oC)$	$T_m\ (^oC)$	$m \cdot Cp \left(\frac{Gcal}{h \cdot\ ^oC}\right)$	$\Delta H \left(\frac{Gcal}{h}\right)$	$h\left(\frac{kcal}{h \cdot m^2 \cdot\ ^oC}\right)$
1	Óleo Pobre	49,99	153,28	0,051	5,28	560,59
2	Ref Lateral	87,07	103,63	0,483	8,00	741,15
3	Ref Despropa	104,36	105,33	5,637	5,47	1074,76
4	Ref Desbuta	146,36	170	0,509	12,04	743,73
5	Ref Retifica	113,92	136,79	0,383	8,75	633,77
6	Carga Desbuta	136,73	146*	0,271	2,51	783,28
7	Carga Despropa	42,66	72.52	0,035	1,05	1134,94
		72,52	80,1*	0,330	2,50	1212,32
8	GOP	82	292	0,186	39,08	392,93
9	Decantado	322,8	129,01	0,022	4,30	497,83
10	Borra	322,79	210	0,400	45,14	492,67
11	Refluxo de HCO	273,87	197	0,194	14,94	597,56
12	LCO Produto	219,36	103	0,036	4,22	703,32
13	Óleo Pobre	223,76	117,4	0,051	5,40	790,16
		117,4	42	0,043	3,27	
14	Refluxo Nafta	155,83	110	0,411	18,83	758,35
15	Topo Frac Princ	133,08	91,52	0,355	14,75	753,19
		91,52	81,01	1,211	12,73	
		81,01	66,01	0,846	12,69	
		66,01	46,15	0,510	10,13	
16	Descarga 1º	88,94	44,31	0,212	9,47	753,19
17	Descarga 2º	97,54	91,1	0,120	0,77	753,19
		91,1	42,54	0,156	7,58	
18	Nafta	170	40	0,116	15,06	839,17
19	Topo Desbuta	54,73	40,59	0,981	13,87	753,19
		40,59	40	1,149	0,68	
20	Topo Despropa	50,62	48,81	3,948	7,12	945,78
		48,81	40	0,072	0,64	1212,32
21	Butano	105,37	40	0,018	1,17	1152,14

*Temperatura não fixa. Pode variar de acordo com a integração de processo

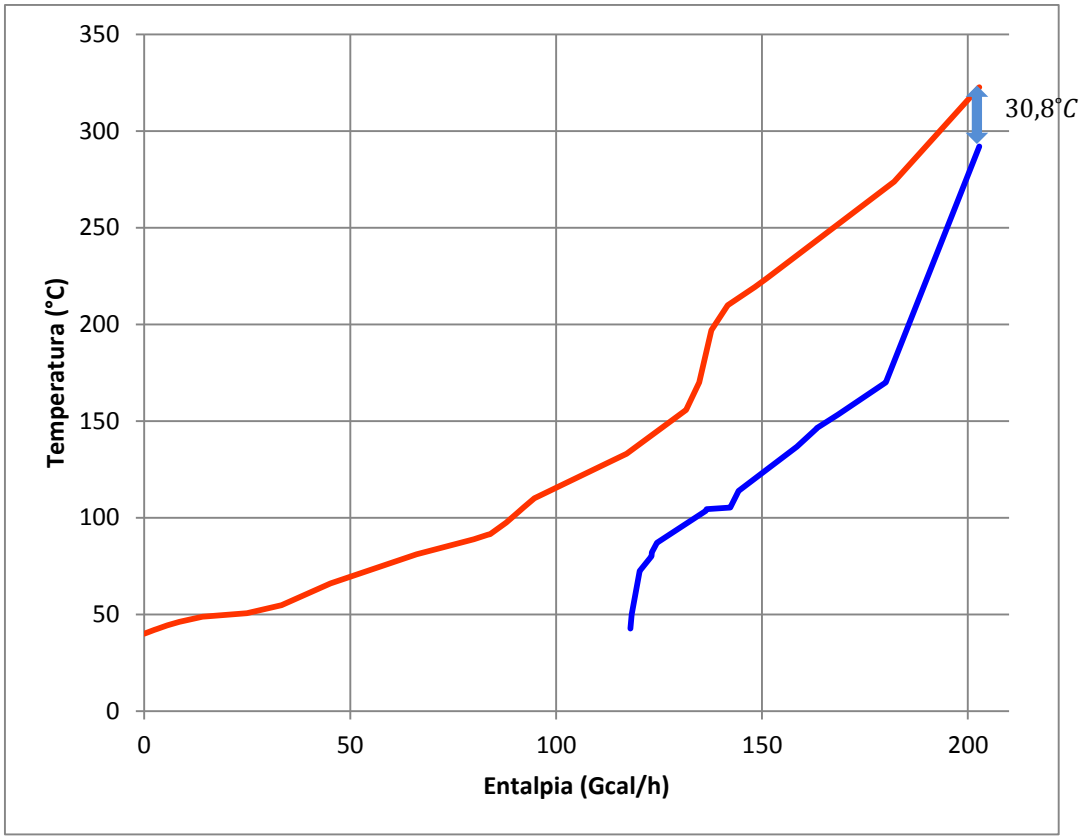


Figura 5-2 - Curva Composta Caso Base ΔT_{min} = 30,8˚C, condição do Problema Limite para esse Processo.

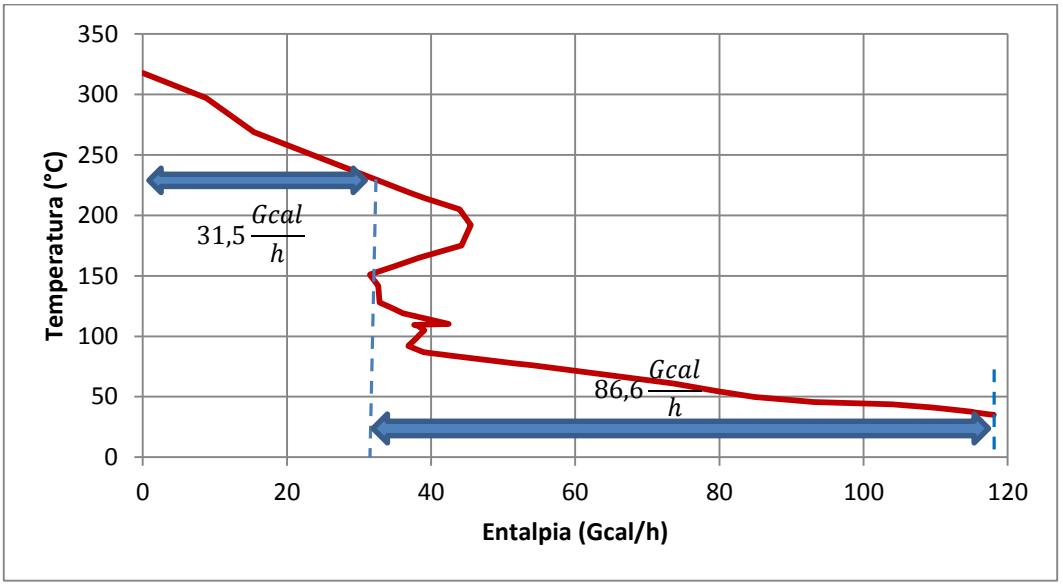


Figura 5-3 – Grande Curva Composta Caso Base $\Delta T_{min} \leq 30,8$˚C

A primeira informação relevante observada nas das Figuras 5-2 e 5-3 é que, abaixo de ΔT_{min} =30,8˚C (que define a condição limite), o problema em questão não tem necessidade de utilidade quente e não tem PE para ΔT_{min} menores. No caso de

redução deste ΔT_{min}, a curva que representa as correntes frias se deslocaria para esquerda e estaria totalmente “coberta” pela curva das correntes quentes, sendo que esta última ficaria com excedente de energia tanto na sua parte inferior quanto na superior. Por exemplo, uma redução no ΔT_{min} que levasse a um deslocamento em 10 Gcal/h da curva de correntes frias para esquerda, reduziria a demanda por utilidade fria na parte inferior da curva de correntes quentes em 10 Gcal/h, mas por outro lado, criaria uma demanda pela mesma quantidade de utilidade fria na parte superior desta curva. Consequentemente, a demanda total por utilidade fria não varia com a redução do ΔT_{min} nessa faixa. Este tipo de problema é denominado “Problema Limite” e será descrito melhor na síntese da rede e o ΔT_{min} encontrado para o qual não haverá a necessidade de uma das utilidades é denominado de $\Delta T_{min,lim}$.

Outra informação relevante retirada das curvas é a oportunidade de empregar utilidades frias de maior temperatura para resfriamento das correntes. Neste caso, há a oportunidade de consumir 31,5 Gcal/h dos 118,1 Gcal/h com utilidades com temperatura abaixo de 225˚C. A Tabela 5-6 apresenta os resultados da análise da Curva Composta e da Grande Curva Composta do Caso Base.

Tabela 5-6 – Consumo Mínimo de Utilidades do Caso Base

Q_{uq}	0 Gcal/h
Q_{uf}	118,1 Gcal/h
$\Delta T_{min,lim}$.	30,8 ˚C

5.2.2. Rede de Trocadores de Calor do Caso Base

A rede base para o estudo apresenta um total de 27 equipamentos de troca térmica, sendo que desses, 11 são trocadores de calor entre correntes de processo, 2 são aquecedores (1 com vapor BP e o outro um forno) e 14 são resfriadores (sendo 2 com água para geração de vapor, AGV, 1 resfriador a ar e os demais com água de resfriamento, AgR).

Na Tabela 5-7 estão os dados relevantes desses equipamentos. Nessa tabela, ΔT representa o menor valor entre a diferença de temperatura de entrada do lado quente com a saída do lado frio, ou da entrada do lado frio com a saída do lado quente.

Tabela 5-7 – Lista de Trocadores de Calor

Unidade	N_{cascos}	Lado Quente (corrente)	Lado Frio (corrente)	Área (m^2)	ΔT (˚C)
T1	2 Série	Refluxo Nafta (14)	GOP (8)	880	21,5
T2	1	LCO Produto (12)	GOP (8)	116	40,4
T3	1	Decantado (9)	GOP (8)	86,3	63,7
T4	2 Série	Refluxo HCO (11)	GOP (8)	857	15,6
T5	1	Borra (10)	GOP (8)	457	11,5
T6	1	Borra (10)	Ref Desbuta (4)	335	90,8
T7	1	Refluxo HCO (11)	Ref Despropa (3)	119	126,6
T8	2 Paralelo	Refluxo Nafta (14)	Ref Retifica (5)	1252	19,0
T9	2 Série	Óleo Pobre (13)	Óleo Rico (1)	678	69,9
T10	1	Nafta (18)	Carga Desbuta (6)	273	11,6
T11	1	Nafta (18)	Carga Despropa (7)	73,1	54,4
A1	1	GC (ut)	GOP (8)	-	-
A2	1	BP (ut)	Ref Lateral (2)	322	37,0
R1	2 Paralelo	Borra (10)	AGV (ut)	1580	10,4
R2	1	Refluxo HCO (11)	AGV (ut)	184	40,2
R3	2 Série	Decantado (9)	AgR (ut)	137	102
R4	1	LCO Produto (12)	AgR (ut)	74,3	76,0
R5	2 Paralelo	Refluxo Nafta (14)	AgR (ut)	218	78,3
R6	2 Série 3 Paralelo	Topo Frac Princ (15)	AgR (ut)	4116	19,1
R7	2 Série 2 Paralelo	Descarga 1º (16)	AgR (ut)	1508	17,3
R8	3 Paralelo	Descarga 2º (17)	AgR (ut)	1433	15,5
R9	2 Série	Nafta (18)	AgR (ut)	873	7,1
R10	2 Série	Topo Despropa (20)	AgR (ut)	1385	8,5
R11	2 Série	Óleo Pobre (13)	AgR (ut)	504	15,0
R12	2 Série 3 Paralelo	Topo Desbuta (19)	AgR (ut)	2759	12,9
R13	2 Série	Butano (21)	AgR (ut)	84,8	13,0
R14	1	Descarga 2º (17)	EE (ut)	-	-

Legenda: A: aquecedor; R: Resfriador; T: Trocador

Na Figura 5-4 é apresentado um esquema da rede base de trocadores de calor da unidade em estudo. Os trocadores de calor são representados pelas linhas que conectam as correntes que estão envolvidas na troca (azuis frias, vermelhas quentes). Os resfriadores com água e os aquecedores a vapor são representados por círculos azuis e vermelhos, respectivamente. O resfriador a ar na corrente 17 e o forno de carga na corrente 8 são representados por losangos. Para mais informações sobre os trocadores da Figura 5-4, ver a Tabela A-1

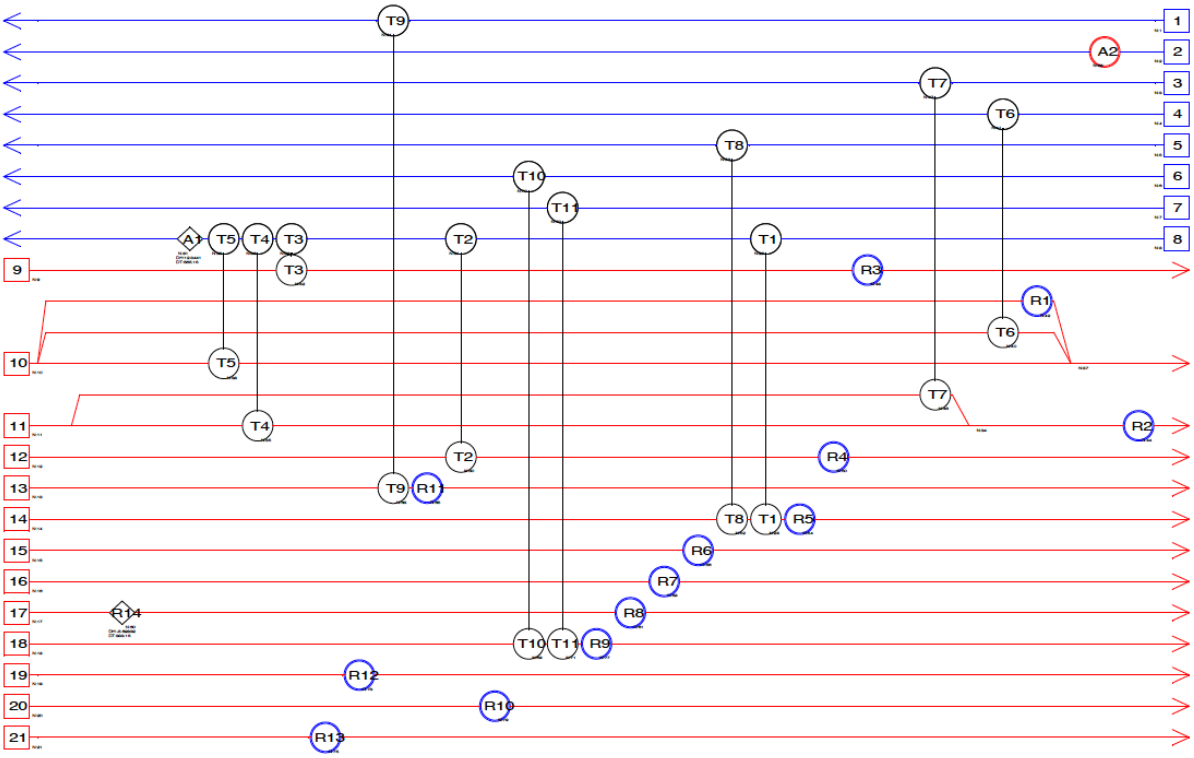


Figura 5-4 – Rede de Trocadores de Calor do Caso Base

O ΔT_{min} entre correntes de processo observado nesta rede é igual a 11,5˚C e encontra-se no trocador T5 (Borra x GOP). O consumo de utilidades da rede base é apresentado na Tabela 5-8. Cabe ressaltar que, como a AGV usada é convertida em vapor que será exportado da unidade, o seu consumo acarreta numa receita, ou seja, num custo negativo.

Tabela 5-8 – Resultados da Rede do Caso Base

Utilidade	Carga Térmica $\left(\frac{Gcal}{h}\right)$	Custo$\left(\frac{10^6\ US\$}{ano}\right)$
AgR	106,54	14,780
AGV	27,03	-11,743
EE	5,63	0,068
TOTAL Q_{uf}	**139,20**	**3,105**
AP	0,00	0,000
MP	0,00	0,000
BP	8,00	2,827
GC	12,34	2,075
TOTAL Q_{uq}	**20,34**	**4,903**
CUSTO TOTAL		**8,008**

Quando os dados da rede base são comparados às metas determinadas nas Curvas Compostas obtidas no item 5.2.1, é possível perceber que a unidade tem uma

grande oportunidade de ganho em economia de utilidades quentes, já que as Curvas Compostas não apresentaram a necessidade de aquecimento para esta unidade. Além disso, uma RMCU teria um consumo 17,89% menor de utilidades frias.

5.3. *RETROFIT* DO CASO BASE

Como os resultados da seção anterior se mostraram favoráveis em termos do ganho em redução energética, este item apresenta o *retrofit* da rede visando atingir o mínimo consumo de utilidades, com ganhos no custo total.

5.3.1. Avaliação do Problema Limite

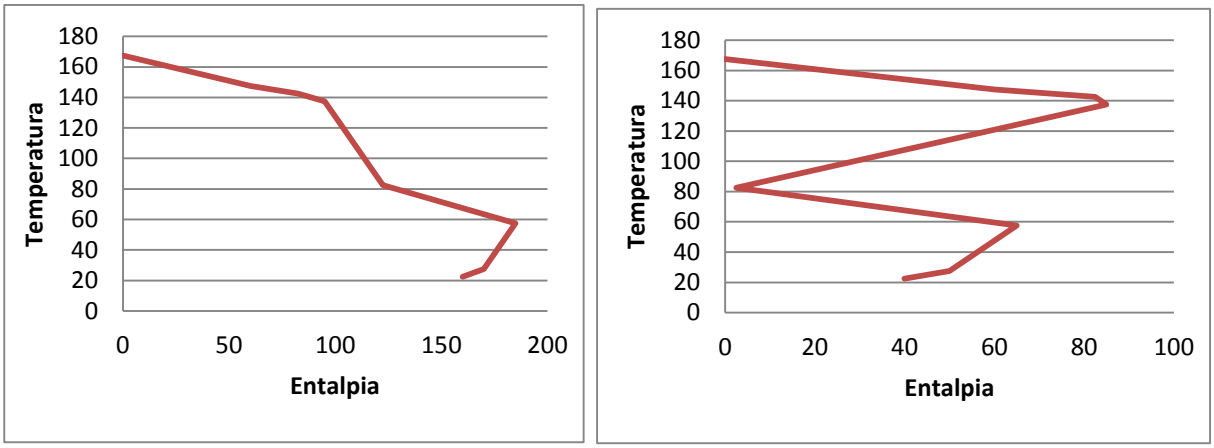
O problema em questão apresentou um ΔT_{min} de 11,5°C, e como este valor menor do que o $\Delta T_{min,lim}$ (30,8°C), consequentemente ele não tem PE.

Problemas com o $\Delta T_{min} \leq \Delta T_{min,lim}$, nos quais não há demanda por um dos tipos de utilidades, são tratados como “Problemas Limites” (ou em inglês, “*Threshold Problem*”) e a síntese de redes nestes casos têm algumas modificações em relação ao apresentado na Seção 4.1.2.

Os Problemas Limites podem ser de dois tipos, distinguidos pela observação da Grande Curva Composta (KEMP, 2007):

1. O ponto de maior proximidade entre as curvas quentes e frias se encontra na extremidade sem utilidades. Neste caso, o problema pode ser tratado como um problema só abaixo (ou acima) do PE, quando a Grande Curva Composta se afasta do eixo y;
2. Há um ponto de maior proximidade entre as curvas quentes e frias que não se encontra na extremidade sem utilidades. Neste caso, o problema pode ser tratado como um problema de dois PE, com a síntese se afastando de ambos os lados do ponto de maior proximidade fora da extremidade sem utilidades.

A Figura 5-5 mostra um exemplo das Grandes Curvas Compostas dos dois tipos de problema limite.



Tipo 1 Tipo 2

Figura 5-5 - Curvas Compostas de Problemas Limites
FONTE: KEMP (2007)

Observando Figura 5-5, aparentemente a Grande Curva Composta do problema em questão, representada na Figura 5-3, se trata de um problema limite do caso 2, uma vez que a curva tem um ponto de aproximação do eixo y na temperatura média de 150˚C. Porém, na realidade, a melhor maneira de se avaliar esses casos é comparando o valor do ΔT_{min} escolhido para síntese com o valor do $\Delta T_{min,lim}$ (KEMP, 2007).

Avaliando possibilidades, por mais que não haja um consumo de utilidade quente, a mudança do ΔT_{min} implica em um menor consumo de AgR em relação à geração de vapor. Esse comportamento pode ser visto na Figura 5-6

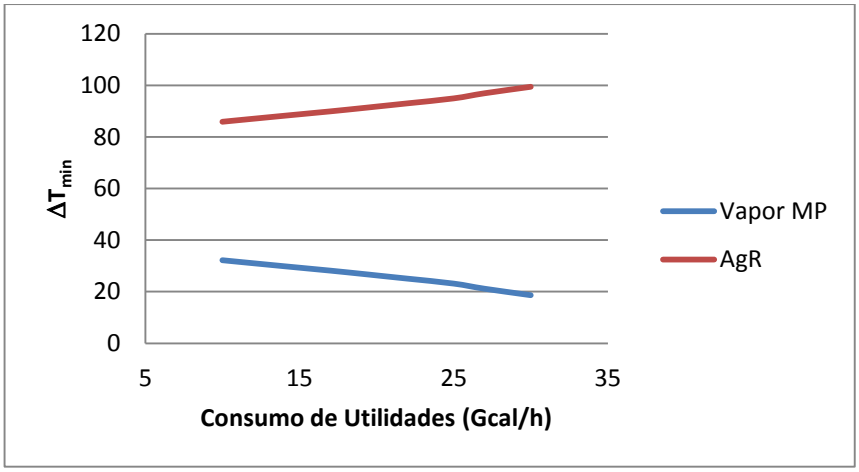


Figura 5-6 - Comparação do Consumo de Utilidades Frias com ΔT_{min}

Devido à complexidade e a quantidade de trocadores de calor, o valor de α esperado para esta unidade deve ser alto (AMARAL, 2013), sendo determinado

qualitativamente pelo projetista que está executando o estudo da unidade. Dessa forma, em termos de um *retrofit*, foi utilizando um $\alpha = 0{,}90$. Com este valor, o *targeting* para esta situação resultou na curva de custo da rede x ΔT_{min} apresentada na Figura 5-7. A minimização desta curva apresentou um $\Delta T_{min} = 10{,}54^{\circ}C$, ou seja, relativamente afastado do ΔT_{lim}, podendo ser aplicado o problema limite do tipo 1. Os resultados relevantes desses cálculos estão na Tabela 5-9

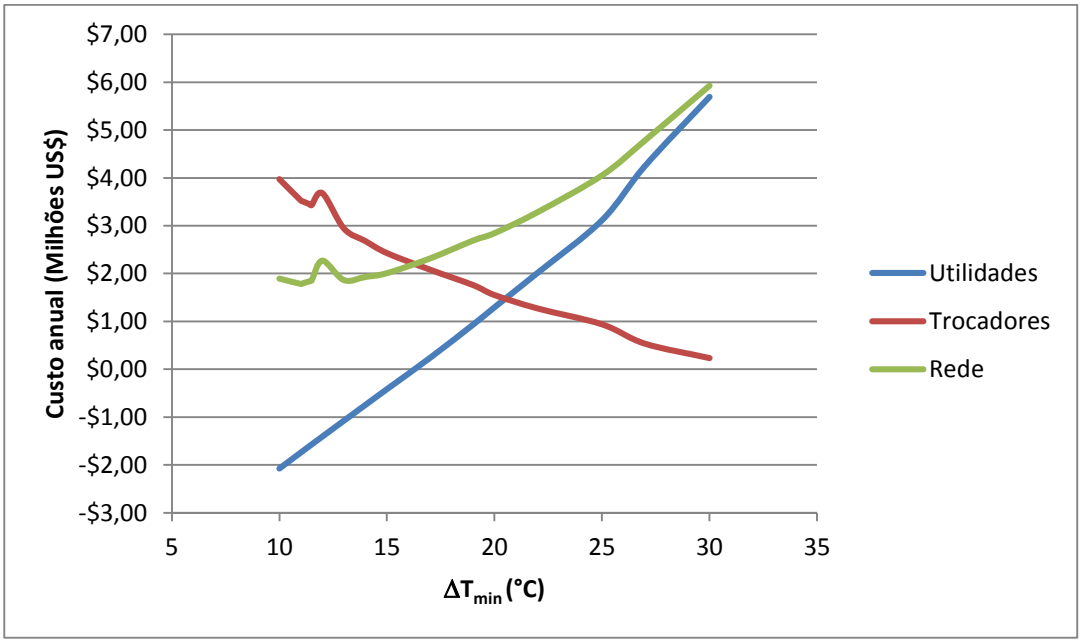


Figura 5-7 - Custo anual x ΔT_{min} do Caso Base

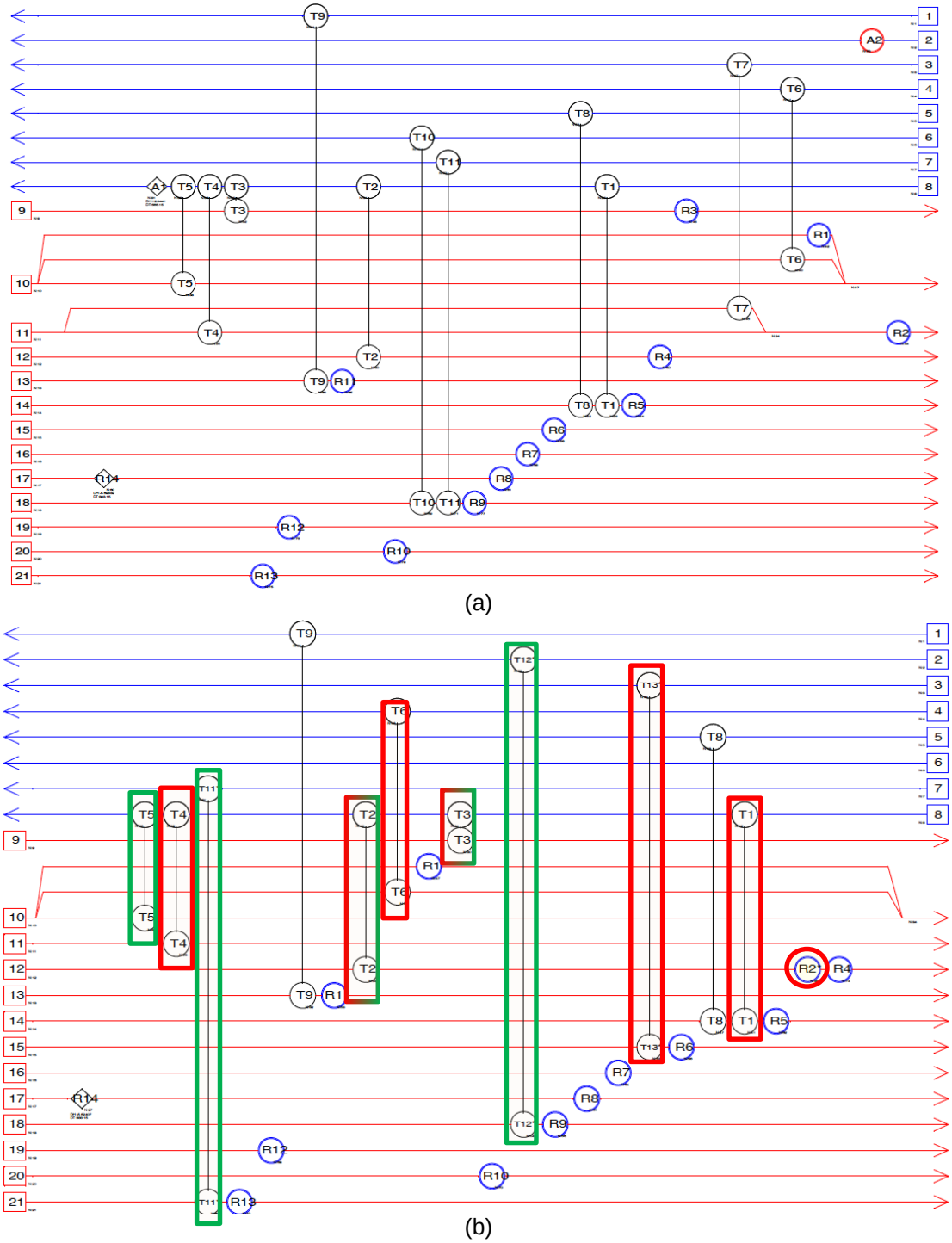
Tabela 5-9 – Resultados do Targeting para o Retrofit

Q_{AGV}	31,88 Gcal/h
Q_{AgR}	86,19 Gcal/h
ΔT_{min}	10,54 ˚C
ΔA_{troca}	8.475 m²
Custo Utilidades Frias	US$ -2.128.111,80
Investimento Previsto	US$ 17.747.627,43
Custo da Rede	US$ 1.208.211,04

5.3.2. Síntese da RMCU para o Caso Base

Com os resultados da Tabela 5-9, foi possível sintetizar uma rede obedecendo às regras descritas nos itens 4.1.2, 4.1.3 e 5.3.1 Neste caso, três correntes partem ou chegam à extremidade referente ao ΔT_{min} (a corrente fria 8 e a correntes quentes 9 e10) e só houve 1 troca necessária que atendesse as regras de síntese. Para as

demais trocas houve mais liberdade, já que se encontravam, em sua maioria, bem afastadas a extremidade referente ao ΔT_{min}. A rede resultante dessa síntese é apresentada na Figura 5-8 (b) com os dados básicos de seus trocadores apresentados na Tabela A-2.



Legenda: Trocador novo; Trocador realocado ou modificado

Figura 5-8 – Comparação ente o Caso Base (a) e a RMCU (b)

Como a troca T13* é um refervedor / condensador, para atender a carga térmica necessária para o lado do refervedor, o ΔT_{min} não pode ser respeitado nesta troca. O ΔT resultante foi de 9,1°C.

Como pode ser visto em uma comparação entre a Figura 5-8 (b) com a rede original, Figura 5-8 (a), nessa síntese buscou-se manter várias trocas semelhantes àquelas da rede original, para facilitar a avaliação e uma possível implantação. Mesmo assim, algumas modificações foram feitas, principalmente com o intuito de retirar o aquecedor A2 e o forno de carga A1, além de buscar maximizar a troca entre as correntes mais quentes e a AGV, buscando reduzir o consumo de água e o custo de utilidades. Essas modificações foram:

- Substituição do vapor BP do lado quente do Refervedor Lateral da Retificadora por Nafta (transformando o A2 em T13), mantendo a área (com redução da carga térmica);
- Substituição do Refervedor da Despropanizadora com HCO por um Refervedor/Condensador do Topo da Fracionadora Principal (novo T12);
- Retirada do trocador de Carga da Desbutanizadora com Nafta (novo T10), devido ao esgotamento da energia no nível de temperatura requerido;
- Substituição do Fluido Quente do trocador de Carga da Despropanizadora com Nafta por Butano (adaptação do T11);
- Retirada do Resfriador R2 (HCO com AGV) devido a maximização da troca térmica na bateria;
- Instalação de um Resfriador de LCO com AGV (novo R2).

Com as modificações, obteve-se uma redução na geração de vapor MP de 16,5% e uma redução de consumo de água de 16,3%. Além disso, foi possível eliminar os consumidores de utilidades quentes. O consumo global de utilidade fria ficou em 117,37 Gcal/h, o que corresponde a um consumo 2,88% acima do mínimo consumo determinado pelo algoritmo da tabela problema. Uma comparação dos valores nas Tabelas 5-8 (rede real) e 5-10 (RMCU) mostra que a economia de energia obtida representa um retorno de US$ 5.377.206,00 por ano.

Tabela 5-10 – Consumo de Utilidades da RMCU do Caso Base

Utilidade	Carga Térmica $\left(\frac{Gcal}{h}\right)$	$\Delta_{\text{Caso Base}}$	Custo$\left(\frac{10^6\ US\$}{ano}\right)$
AgR	89,18	-17,36	12,371
AGV	22,57	-4,45	-9,808
EE	5,63	0	0,068
TOTAL Q_{uf}	**117,4**	**-21,8**	**2,631**
AP	0,00	0	0,000
MP	0,00	0	0,000
BP	0,00	-8,00	0
GC	0,00	-12,34	0
TOTAL Q_{uq}	**0,00**	**-20,34**	**0**
CUSTO TOTAL			**2,631**

Em relação ao investimento, o valor total necessário ficou em US$ 15.438.716,27, o que representa 13,0% abaixo do calculado na etapa de *targeting*. Este valor menor decorre do fato de que durante o *targeting* foram utilizados valores de coeficientes de película constantes para todas as trocas, enquanto que, durante a síntese, em trocadores semelhantes aos já existentes, foram utilizados os coeficientes globais, (U), conhecidos, levando algumas vezes a áreas menores. No total, foi necessária uma área adicional de 5.585 m^2 distribuída em 2 novos trocadores, 14 novos cascos para trocadores atuais e realocação de 5 unidades.

A análise do investimento indica que a economia de energia da rede, quando o forno está utilizando gás combustível, resulta num VPL para o período investido (10 anos) de US$ 10.662.546,16, com um *payback* de 3,7 anos. Já numa situação em que o forno opera utilizando gás natural, o VPL obtido foi de US$ 21.160.018,03, com um *payback* de 2,29 anos. Na Tabela 5-11 são apresentados, resumidamente, os resultados econômicos junto com uma análise de sensibilidade, sendo que, no caso GN, é considerado que foi retirado o consumo de gás natural no forno A1 (apagando assim este forno), assim como no caso GC se considera a retirada do gás combustível nesse mesmo forno.

Tabela 5-11 – Resultados Econômicos da RMCU do Caso Base

Parâmetro de Análise	Caso GN	Caso GC
Investimento total	US$ 15.438.716,27	US$ 15.438.716,27
Custo da Rede	US$ 5.562.612,43/ano	US$ 5.562.612,43/ano
VPL	US$ 21.160.018,03	US$10.662.546,16
VPL/investimento	1,37	0,69
TIR	43,1%	27,1%
Payback	2 anos e 3 meses	3 anos e 7 meses

Por mais que este caso tenha apresentado uma redução no consumo de utilidades em relação ao caso base de 26,4%, algumas trocas podem não ser factíveis devido ao arranjo da unidade. Um exemplo disso seria o T12, já que se trata da condensação do produto de topo de uma torre refervendo o produto de fundo de outra. Neste caso, seria necessário avaliar as pressões disponíveis (se a pressão no topo da coluna não seria baixa demais para que seja necessário minimizar o ΔP em trocadores ou se o refervedor poderia operar com circulação forçada ou como um termossifão) e o arranjo atual, para verificar se a troca seria possível.

Dessa forma, visando aproveitar melhor os equipamentos atuais e tentando minimizar impactos de arranjo na Unidade, foi idealizado um segundo estudo de caso, intitulado “Evolução do Caso Base”, em que se buscou minimizar os rearranjos e aumentar as trocas nos equipamentos existentes.

5.4. EVOLUÇÃO DO CASO BASE

Na seção anterior foi apresentado um *retrofit* da rede existente, realocando alguns trocadores e aumentando a área de troca. Os resultados indicaram um ganho considerável no custo de energia, porém, com um investimento relativamente alto e com um retorno entre 0,68 e 1,36 do valor investido. Além disso, algumas trocas podem não ser factíveis devido à disposição dos equipamentos ou limitações de processo.

Outro ponto a se destacar é que o consumo de gás não necessariamente acarreta num aumento de custo da rede, já que as principais trocas da bateria de aquecimento da carga com as correntes quentes do processo são em níveis de temperatura que permitem a geração de vapor, uma receita para unidade.

Observando a Figura 5-9 nota-se que para os preços de gás utilizados neste estudo, quanto menor a temperatura de entrada no forno, menor é o custo da rede, uma vez que o preço do vapor MP gerado é maior que o preço do gás consumido. O comportamento da curva se inverte a partir de um preço do gás de 13,16 US$/MMBTU, ponto em que a redução no consumo de gás leva ao aumento da rentabilidade da unidade.

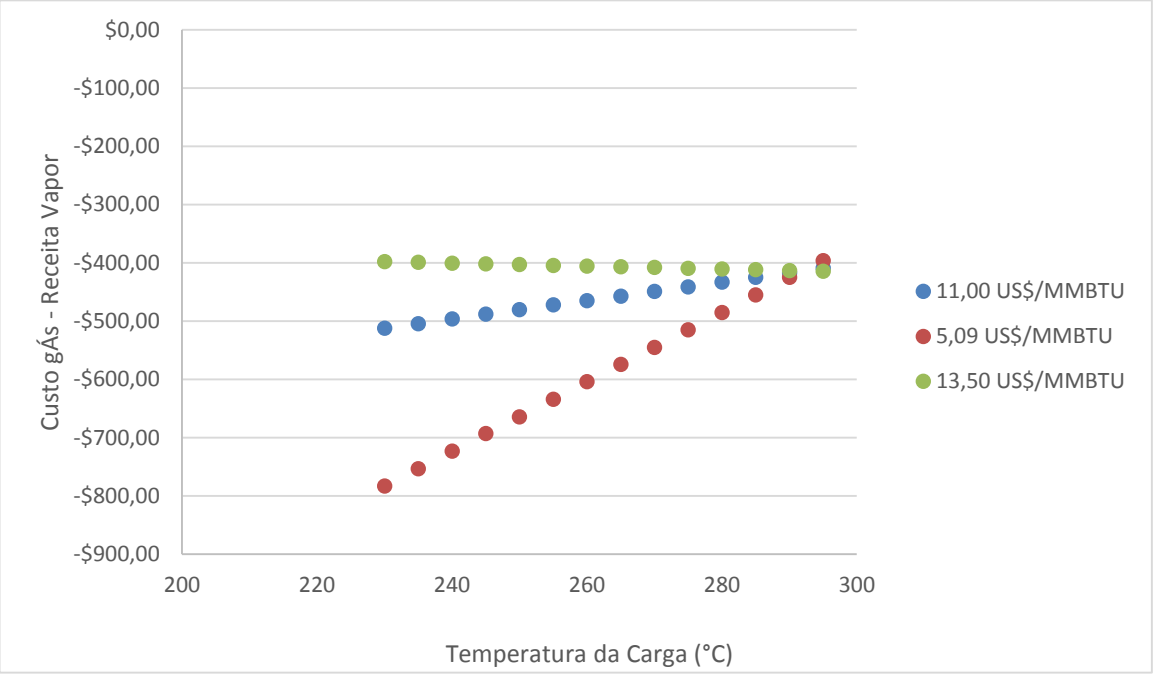


Figura 5-9 – Sensibilidade do balanço entre consumo de Q_q e Geração de vapor com o preço do gás utilizado no aquecimento

Dessa forma, uma nova rede retirando todo o consumo de utilidade quente para aquecer a carga pode não levar ao melhor retorno financeiro, além de apresentar restrições de rearranjo. Sendo assim, nesta seção será apresentado um *retrofit* da unidade buscando somente reduzir o consumo de vapor BP, aproveitando ao máximo as trocas atuais.

5.4.1. Síntese da Rede Evoluída em relação ao Caso Base

Esta síntese será guiada por algumas premissas que visam reduzir o investimento necessário na rede. São elas:

- Será substituído o fluido do lado quente do aquecedor A2 (Refervedor Lateral da Retificadora), mantendo a área atual;
- As temperaturas de carga das colunas de destilação não são fixas (porém será avaliado se os refervedores e condensadores existentes seriam sobrecarregados pelas mudanças)
- As cargas térmicas da bateria de aquecimento da carga serão avaliadas pelas áreas dos trocadores atuais;
- Se necessário, é possível alterar Refluxos Circulantes (vazão de circulação);
- Se necessário, serão substituídos os refervedores ou condensadores das colunas de destilação.

Na síntese da RMCU optou-se por usar a nafta (corrente 18) como fluido quente para o A2, transformando ele no T12. A análise deste trocador utilizando o *software* HTRI apresentou como resultado uma carga térmica possível de 6,68 Gcal/h. Assim como na RMCU, o consumo dessa energia no T12 reduziu a carga térmica disponível na nafta, não sendo mais possível fazer as trocas dos T10 e T11 (Carga da Desbutanizadora e da Despropanizadora, respectivamente).

O fluido quente do T11 foi substituído pelo butano (corrente 21) e o T10 foi desativado, não havendo aquecimento da Carga da Desbutanizadora (corrente 6).

Essas modificações levaram a mudanças nas cargas térmicas dos refervedores e dos condensadores das colunas envolvidas (Retificadora, Desbutanizadora e Despropanizadora). Como em todos os casos houve uma redução no aporte de energia com a carga (ou no caso da Retificadora, no calor dado no refervedor intermediário), ocorreu uma redução na carga térmica dos condensadores e um aumento da carga térmica dos refervedores. A avaliação das cargas térmicas dos refervedores e suas áreas são apresentadas na Tabela 5-12.

Tabela 5-12 – Carga Térmica dos Refervedores da Unidade

Trocador	Caso Base			Caso Rede Evoluída		
	Carga Térmica $\left(\frac{Gcal}{h}\right)$	Área Requerida (m^2)	Folga	Carga Térmica $\left(\frac{Gcal}{h}\right)$	Área Requerida (m^2)	Folga
T12 (A2)	8,00	216	48,9%	6,68	322	0,0%
T6	12,05	210	59,6%	13,48	268	24,8%
T7	5,42	119	1,7%	6,65	150	-20,8%
T8	8,68	953	31,3%	9,93	1250	0,14%

Depois da avaliação das áreas, verificou-se se as correntes que aquecem esses refervedores teriam carga térmica suficiente. A maior parte destes equipamentos está em paralelo com trocadores de calor que aquecem a bateria de aquecimento da carga. Como houve mudança nas vazões dos ramais para atender as especificações dos refervedores, a carga térmica dos trocadores de calor foi calculada baseada nas áreas atuais e nas novas vazões dos ramais.

Tabela 5-13 – Carga Térmica Disponível pelas Correntes Quentes

Trocador	Corrente quente	$\Delta H_{disp}\left(\frac{Gcal}{h}\right)$	$\Delta H_{base}\left(\frac{Gcal}{h}\right)$	$\Delta H_{otm}\left(\frac{Gcal}{h}\right)$
T6	10	45,14	19,91	24,08
T7	11	14,94	14,28	15,36
T8	14	18,33	14,46	15,34

A avaliação da energia disponível mostrou que a refluxo circulante de HCO (corrente 11) não seria capaz de realizar o serviço do novo refervedor e precisaria ser substituída ou, se possível, ter seu ΔH aumentado. Como se trata de um refluxo circulante, é possível aumentar o ΔH dela, reduzindo-se a T_m ou aumentanto seu $m \cdot Cp$. Visando reduzir os distúrbios operacionais na coluna devido a temperatura muito baixa de retorno, optou-se pela segunda opção. Com essa modificação, houve uma pequena mudança na tabela problema já que as correntes da Fracionadora Principal localizadas acima do refluxo circulante de HCO estarão um pouco mais frias que no caso base e as vazões dos refervedores mudaram.

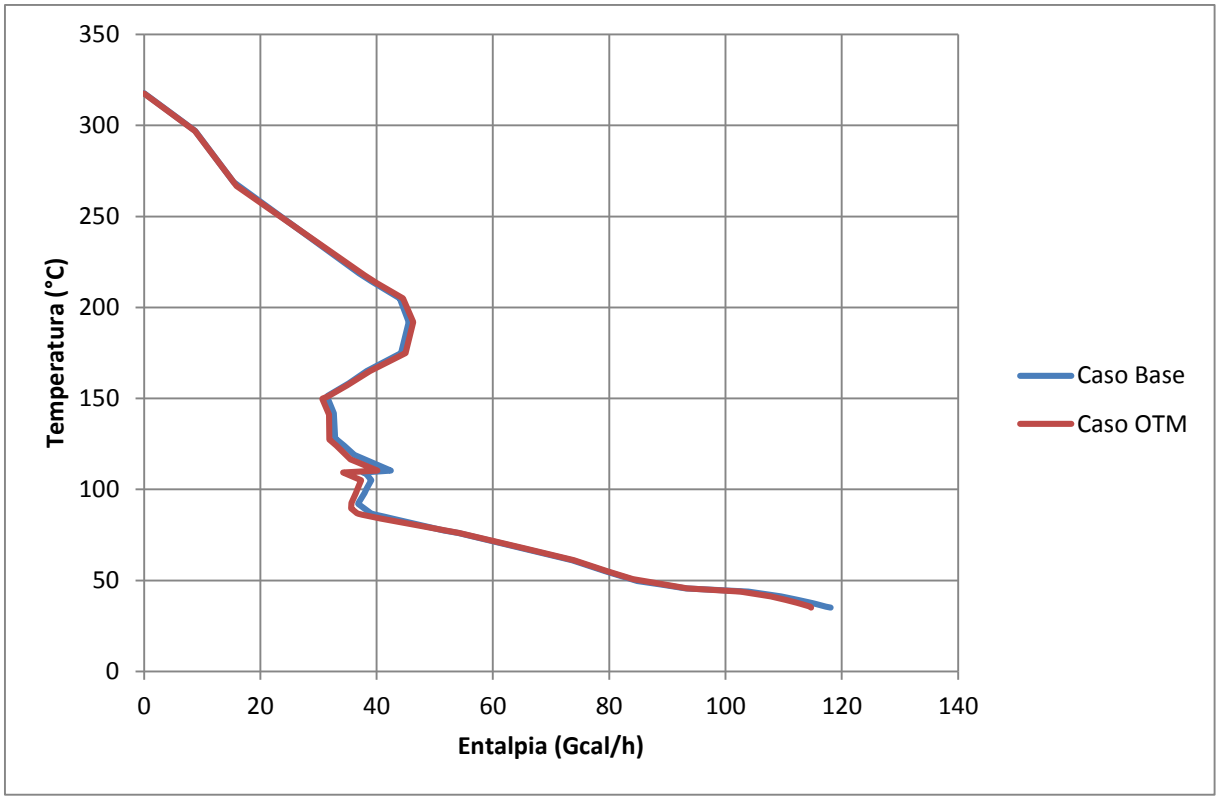


Figura 5-10 – Comparação da Grande Curva Composta do Caso Base e Caso Rede Evoluída

Na Tabela 5-14 é apresentada a nova tabela problema para o caso Rede Evoluída enquanto na Tabela 5-15 são apresentados os valores de mínimo consumo de utilidade.

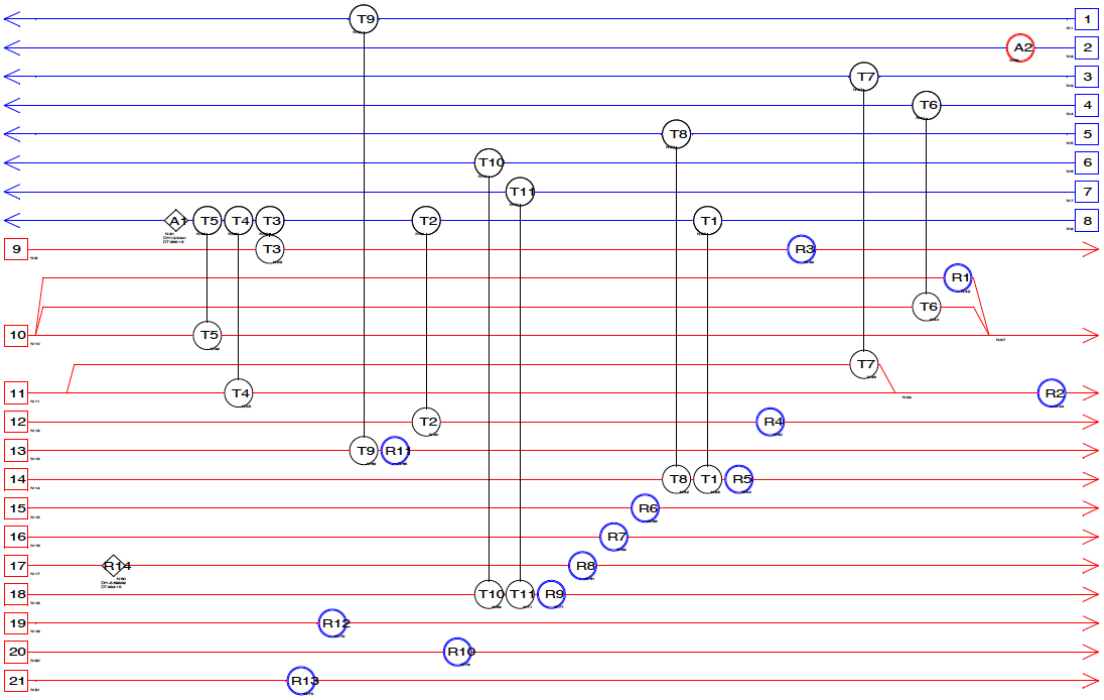
Tabela 5-14 - Tabela Problema: Caso Rede Evoluída

	Corrente	T_0 (^oC)	T_m (^oC)	$m \cdot Cp \left(\frac{Gcal}{h \cdot {}^oC}\right)$	$\Delta H \left(\frac{Gcal}{h}\right)$	$h \left(\frac{kcal}{h \cdot m^2 \cdot {}^oC}\right)$
1	Óleo Pobre	49,93	152,07	0,051	5,21	560,59
2	Ref Lateral	84,53	99,96	0,433	6,68	741,15
3	Ref Despropa	104,22	105,30	6,143	6,65	1074,76
4	Ref Desbuta	144,99	170,00	0,539	13,47	743,73
5	Ref Retifica	111,59	136,14	0,404	9,93	633,77
6	Carga Desbuta	136,19	146,00	0,272	2,67	783,28
7	Carga Despropa	42,66	62,59	0,038	0,77	1134,94
8	GOP	82,00	292,00	0,186	39,08	392,93
9	Decantado	322,68	129,01	0,022	4,31	497,83
10	Borra	322,67	210,00	0,401	45,14	492,67
11	Refluxo de HCO	271,69	197,00	0,212	15,83	597,56
12	LCO Produto	218,32	103,00	0,036	4,18	703,32
13	Óleo Pobre	222,65	120,00	0,051	5,21	790,16
		120,00	42,00	0,044	3,41	
14	Refluxo Nafta	154,77	110,00	0,421	18,83	758,35
15	Topo Frac Princ	132,43	91,52	0,347	14,18	753,19
		91,52	81,01	1,208	12,69	
		81,01	66,01	0,837	12,55	
		66,01	46,13	0,504	10,03	
16	Descarga 1º	88,95	44,30	0,212	9,45	753,19
17	Descarga 2º	97,54	91,10	0,120	0,77	753,19
		91,10	42,73	0,156	7,54	
18	Nafta	170,00	40,00	0,116	15,06	839,17
19	Topo Desbuta	55,65	40,52	0,823	12,45	753,19
		40,52	40,00	0,093	0,05	
20	Topo Despropa	50,62	48,82	3,235	5,81	945,78
		48,82	40,00	0,059	0,52	1212,32
21	Butano	105,32	40,00	0,018	1,16	1152,14

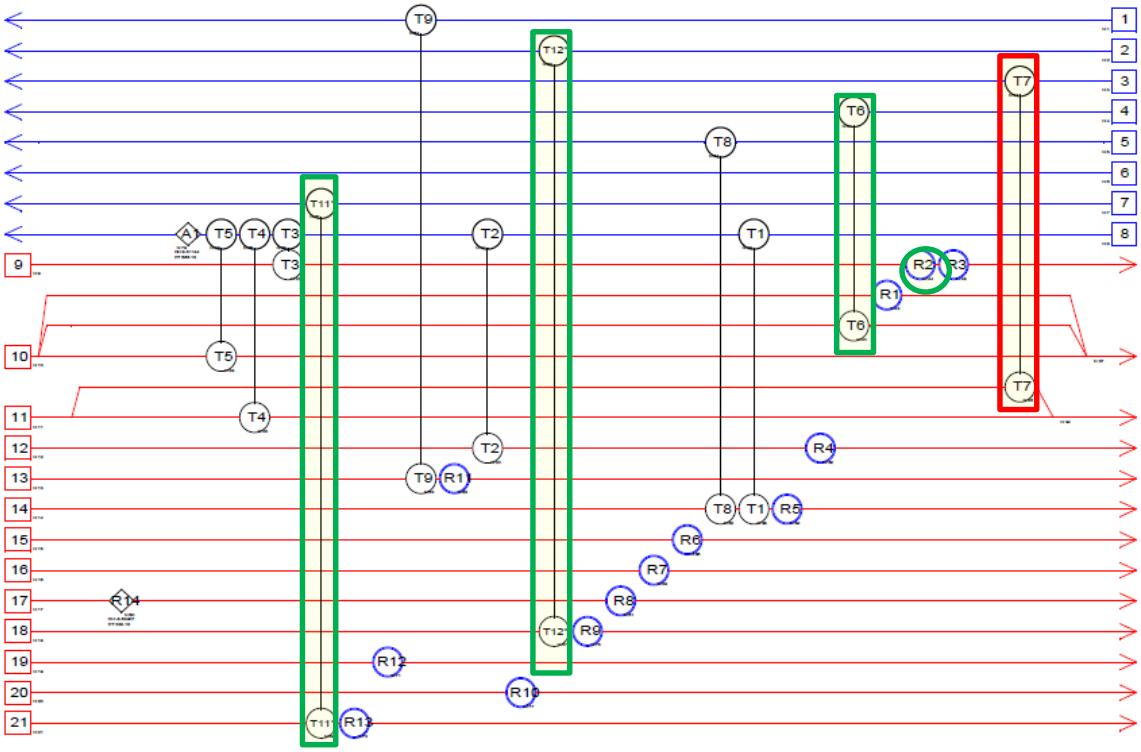
Tabela 5-15 - Resultados da Tabela Problema do Caso Rede Evoluída

Q_{uq}	0 Gcal/h
Q_{uf}	114,7 Gcal/h
ΔT_{lim}.	30,7 ˚C

A rede modificada para este caso é apresentada na Figura 5-11 (b) e na Tabela A-3. Além das modificações já descritas, também foi realocado o R2, que antes trocava calor do refluxo de HCO (corrente 11) com AGV para garantir o controle de temperatura. Agora ele está fazendo esta troca com o óleo decantado (corrente 9). O controle de temperatura passou a ser feito pelo desvio do trocador T4, uma vez que ele tem área disponível para isso.



(a)



(b)

Legenda: Trocador novo; Trocador realocado ou modificado

Figura 5-11 – Comparação ente a Rede Base (a) e a Rede Evoluída (b)

Com a nova estrutura, foi possível eliminar todo o consumo de vapor BP, o que acarreta numa economia de US$ 2.827.482,72 por ano. O aumento do refluxo circulante de HCO levou à redução da carga térmica do condensador em 0,85 Gcal/h,

resultando numa economia de consumo de água de US$ 117.918,58 por ano. Além dessa redução no consumo de água, a queda das cargas térmicas dos condensadores das demais colunas devido à diminuição da temperatura de entrada das cargas acarretou numa economia adicional de água de US$ 482.772,54 por ano.

Houve também um aumento na temperatura do GOP por causa das novas vazões de refluxo circulante e a necessidade de redistribuição nos ramais para atender as cargas térmicas dos refervedores. Com isso, houve redução da quantidade de vapor gerado na unidade, porém, esta queda foi menor que a queda no consumo de AgR, ou seja, a premissa de aumentar as trocas com a utilidade de menor custo foi atendida.

O consumo global de utilidades frias ficou 10,35% acima do valor calculado pelo algoritmo da tabela problema, indicando uma aproximação da RCMU em relação ao caso base (que ficou 17,89% afastado do valor mínimo).

Tabela 5-16 – Consumo de Utilidades da Rede Evoluída

Utilidade	**Carga Térmica** $\left(\frac{Gcal}{h}\right)$	$\Delta_{\text{Caso Base}}$	**Custo**$\left(\frac{10^6\ US\$}{ano}\right)$
AgR	98,06	-8,48	13,604
AGV	22,21	-4,81	-9,651
EE	5,62	-0,01	0,068
TOTAL Q_{uf}	**125,9**	**-0,473**	**4,021**
AP	0,00	0	0,000
MP	0,00	0	0,000
BP	0,00	-8,00	0
GC	8,51	-3,83	3,698
TOTAL Q_{uq}	**8,51**	**-11,83**	**3,698**
CUSTO TOTAL			**7,719**

O custo de instalação desta rede ficou limitado a substituição do trocador T7 e realocação ou adaptação de outros 4 trocadores. Com isso, o valor do investimento total foi de US$ 1.975.138,38, com um VPL de US$ 9.511.658,43 e um *payback* de 9 meses quando usado Gás Combustível (GC) e um VPL de 12.771.055,38 com *payback* de 7 meses quando a unidade estiver usando Gás Natural (GN).

Tabela 5-17 – Resultados Econômicos da Rede Evoluída

Parâmetro de Análise	Forno a GN	Forno a GC
Investimento total	US$ 1.975.138,38	US$ 1.975.138,38
Custo da Rede	US$ 7.487.220,81/ano	US$ 5.826.638,43/ano
VPL	US$ 12.771.055,38	US$ 9.511.658,43
VPL/investimento	6,47	4,82
TIR	155,8%	119,6%
Payback	7 meses	9 meses

5.5. COMPARAÇÃO DOS CASOS

Os resultados nas seções anteriores apresentaram dois cenários atrativos para serem implantados, uma vez que ambos representam uma economia em relação ao caso base e um retorno positivo em relação ao investimento (um VPL positivo). Além disso, ambos apresentam uma Taxa Interna de Retorno (TIR) maior que a Taxa Mínima de Atratividade (TMA) de 13,75%. A Tabela 5-18 apresenta os resultados financeiros de ambos os casos.

Tabela 5-18 – Comparação Econômica entre o Caso Base e o Caso Rede Evoluída

Parâmetro de Análise	Operação com GN			Operação com GC		
	Rede Evoluída	RMCU	$\frac{RMCU}{Otimo}$(%)	Rede Evoluída	RMCU	$\frac{RMCU}{Otimo}$(%)
Investimento total (10^6 US$)	1,975	15,439	1064%	1,975	15,439	682%
Custo da Rede (10^6 US$/ano)	7,487	5,563	-25%	5,827	5,563	-5%
VPL (10^6 US$)	12,771	21.160	63%	9,512	10,663	12%
VPL/investimento	6,47	1,37	-81%	4,82	0,69	-86%
TIR	155,8%	43,1%	-75%	119,6%	27,1%	-77%
Payback	7 meses	2 anos e 3 meses	-	9 meses	3 anos e 7 meses	-

Como a premissa da rede evoluída foi a mínima modificação na rede base, o investimento nesta opção foi muito menor que o calculado para RMCU. Por outro lado, o custo da rede ficou 25% menor na RMCU quando é utilizado GN, já que ambas as redes apresentam uma geração semelhante de vapor MP, mas com um consumo menor de utilidades na RMCU. Na Tabela 5-19 é apresentada uma comparação do consumo de utilidades de ambas as redes, quando é utilizado o GN.

Tabela 5-19 – Comparação do Consumo de Utilidades entre o Caso Base e o Caso Rede Evoluída

Utilidade	Rede Evoluída		RMCU		$\frac{RMCU}{Otimizado}$(%)	
	Q $\left(\frac{Gcal}{h}\right)$	Custo$\left(\frac{10^6\ US\$}{ano}\right)$	Q $\left(\frac{Gcal}{h}\right)$	Custo$\left(\frac{10^6\ US\$}{ano}\right)$	Q	Custo
AgR	98,06	13,604	89,18	12,371	-9,1%	-9,1%
AGV	22,21	-9,651	22,57	-9,808	1,6%	1,6%
EE	5,62	0,068	5,63	0,068	0,02%	0,0%
TOTAL Q_{uf}	**125,9**	**4,021**	**117,4**	**2,631**	**-6,8%**	**-34,6%**
AP	0,00	0,000	0,00	0,000	-	-
MP	0,00	0,000	0,00	0,000	-	-
BP	0,00	0	0,00	0	-	-
GC	8,51	3,698	0,00	0	-100%	-100%
TOTAL Q_{uq}	**20,34**	**3,698**	**0,00**	**0**	**-100%**	**-100%**
TOTAL		**7,719**		**2,631**	**-**	**-65,9%**

A geração de vapor de ambos os casos ficou semelhante, sendo que as principais diferenças em relação ao custo das redes se deu pela eliminação total das utilidades quentes e pela redução do consumo de AgR na RMCU. Vale notar também que o consumo maior de AgR no caso da Rede Evoluída é da mesma magnitude do consumo de GC, ou seja, todo calor adicionado pelo aquecimento com o forno está sendo rejeitado em AgR. Se fosse possível transferir esse calor para geração de vapor, a Rede Evoluída seria mais convidativa. Para isso, uma análise mais profunda da bateria de aquecimento da carga, com uma reavaliação principalmente dos trocadores T1 e T2 que trocam calor com correntes mais frias e que são resfriadas por AgR precisaria ser feita. Como esses trocadores estão com um ΔT maior que o mínimo previsto, esta seria uma oportunidade de avaliação.

6. IMPACTO DA INSTALAÇÃO DE UMA NOVA COLUNA NA REDE DE TROCADORES DE UMA UNIDADE DE FCC EXISTENTE

Na seção anterior foi apresentada a condição atual de uma unidade de FCC a qual se propõe a adição de uma nova coluna de destilação para o fracionamento de nafta. Nessa avaliação foi constatado que a unidade atual possui um excedente de energia e não é necessário o consumo de utilidade quente.

Neste capítulo será apresentada a rede de trocadores com a nova coluna de destilação, tanto separada da Unidade FCC quanto integrada à unidade. Será avaliada também a opção do uso de utilidades quentes nessa coluna, mesmo quando integrada ao FCC, para reduzir riscos de depósito excessivo nos trocadores, uma vez que a nafta que estará sendo processada tem natureza insaturada.

6.1. REDE DE TROCADORES DE CALOR DE UMA FRACIONADORA DE NAFTA SEM INTEGRAÇÃO

A instalação de uma coluna Fracionadora de Nafta tem como objetivo separar a nafta produzida pelo FCC em duas frações de nafta. Na seção 3.3.2 é apresentada a finalidade desse tipo de unidade e um fluxograma típico dela.

Esta nova coluna acrescenta à Tabela Problema do FCC algumas novas correntes, referentes ao seu refervedor, condensador e os produtos. A carga desta coluna é uma fração da nafta produzida na Desbutanizadora (corrente 18), já que parte dela é reenviada à Absorvedora Primária da unidade depois de resfriada, como fluído de absorção. Dessa forma, a corrente 18 foi dividida em duas, sendo que a parte referente à que será enviada para a nova coluna não precisa ser resfriada até 40˚C e passa por uma expansão no limite de bateria para a Fracionadora. A Tabela Problema para este caso está apresentada na Seção 6.2.

A Tabela 6-1 apresenta as correntes do problema, considerando apenas a Fracionadora de Nafta.

Tabela 6-1 - Identificação das Correntes

Corrente do processo	Nome da corrente na avaliação
Carga da Fracionadora de Nafta	Frac Carga
Refervedor da Fracionadora de Nafta	Frac Ref
Topo da Fracionadora de Nafta	Frac Topo
Nafta Pesada	Nafta Pesada
Nafta Leve	Nafta Leve

As utilidades disponíveis para esta unidade são as mesmas do Capítulo anterior.

6.1.1. *Targeting* e Síntese da Rede para Fracionadora de Nafta

A Tabela 6-2 é a Tabela Problema considerando somente as correntes da Fracionadora de Nafta.

Tabela 6-2 – Tabela Problema: Fracionadora de Nafta

	Corrente	T_0 (^oC)	T_m (^oC)	$m \cdot Cp \left(\frac{Gcal}{h \cdot {}^oC}\right)$	$\Delta H \left(\frac{Gcal}{h}\right)$	$h \left(\frac{kcal}{h \cdot m^2 \cdot {}^oC}\right)$
1	Frac Carga	113,6	130,0	0,229	3,76	791,92
2	Frac Ref	233,1	236,8	3,023	11,19	741,19
3	Frac Topo	135,4	62,5	0,296	21,58	741,19
		62,5	57,5	0,101	0,51	741,19
4	Nafta Pesada	235,1	40,0	0,014	2,73	832,33
5	Nafta Leve	57,5	40,0	0,073	1,28	717,11

O *targeting* desta unidade, efetuado no *Sprint*® 2.9 Rev 010, indicou um ΔT_{min} ótimo de 11,6˚C, com um número mínimo de 6 unidades. Na Figura 6-1 é apresentada a curva de custo x ΔT_{min} utilizada para o *targeting* e na Tabela 6-3 são apresentados os resultados obtidos para o mínimo consumo de utilidades.

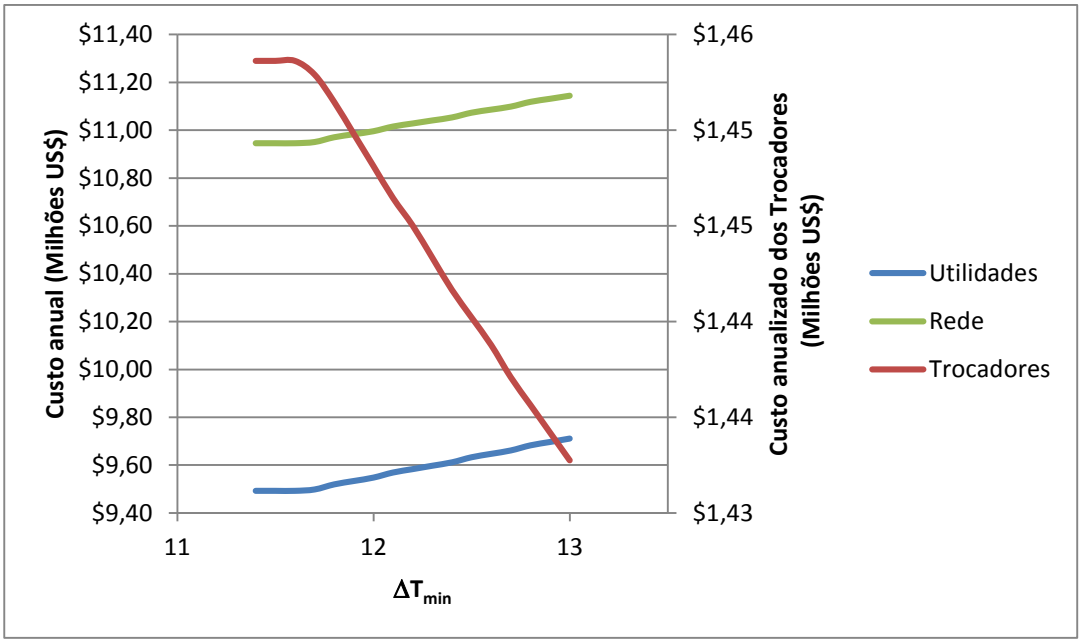


Figura 6-1 - Custo anual x ΔT_{min} da Rede da Fracionadora de Nafta

Tabela 6-3 – Resultados do Targeting para Fracionadora de Nafta

Q_{uq}	11,18 Gcal/h
Q_{uf}	22,45 Gcal/h
ΔT_{min}	11,6 ˚C
A_{troca}	3118 m^2
N_{cascos}	6
Custo Utilidades	US$ 9.494.342,35
Investimento Previsto	US$ 7.365.899,74
Custo da Rede	US$ 10.879.035,58

A Figura 6-2 e 6-3 apresentada as curvas compostas das correntes da Fracionadora de Nafta, enquanto que a Figura 6-3 apresenta a sua grande curva composta. Nelas é possível perceber que o problema apresenta 2 PE, um na temperatura média de 129,5˚C e o outro na faixa entre 239˚C e 229˚C, indicando que o aquecimento acima de 239˚C será feito por utilidade quente e que entre 229˚C e 129,5˚C não há necessidade de utilidades.

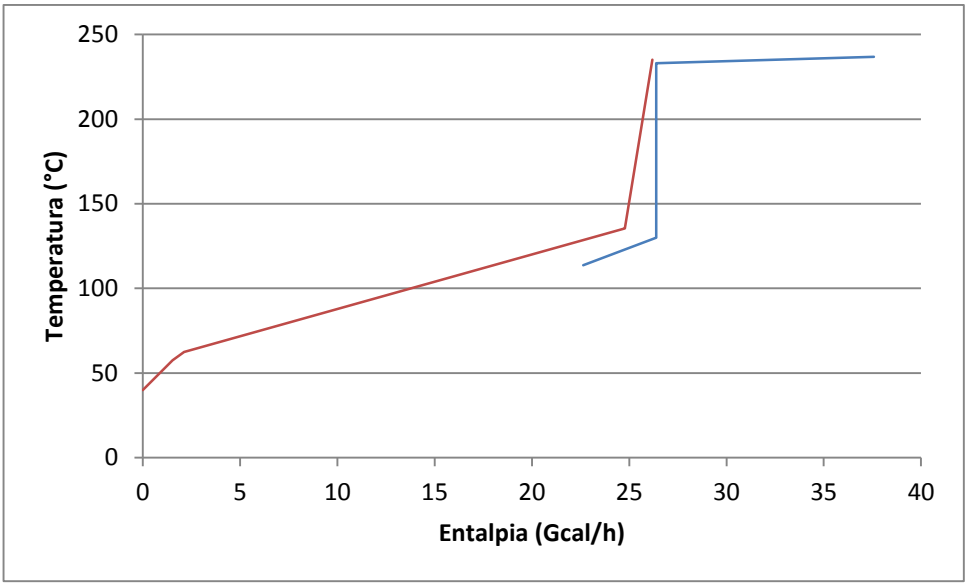


Figura 6-2 - Curva Composta Fracionadora de Nafta ΔT_{min} =11,6˚C

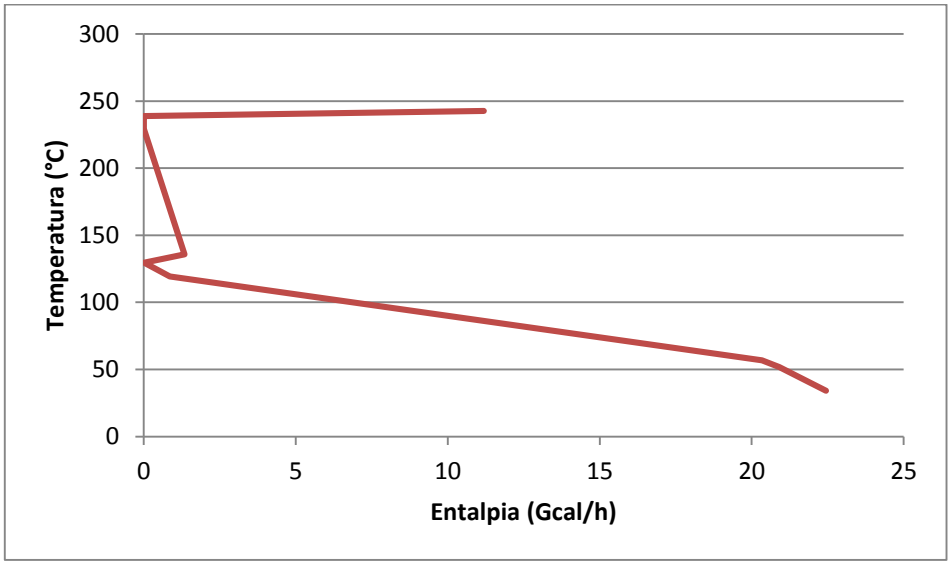


Figura 6-3 – Grande Curva Composta Fracionadora de Nafta ΔT_{min} =11,6˚C

A RMCU para este caso, obedecendo as regras das seções 4.1.2, é apresentada na Figura 6-4. A descrição dos trocadores de calor encontra-se na Tabela 6-4.

Tabela 6-4 – Lista de Trocadores de Calor da Fracionadora de Nafta

Unidade	Lado Quente (corrente)	Lado Frio (corrente)	Área (m^2)	ΔT (˚C)
F T1	Frac Topo (F 3)	Frac Carga (F 1)	479	11,6 (PE)
F T2	Nafta Pesada (F 4)	Frac Carga (F 1)	79,9	12,5
F A1	HP (ut)	GOP (8)	1184,0	16,5
F R1	Frac Topo (F 3)	AgR (ut)	988,6	30,5
F R2	Nafta Pesada (F 4)	AgR (ut)	90,6	13,0
F R3	Nafta Leve (F 5)	AgR (ut)	275,3	13,0

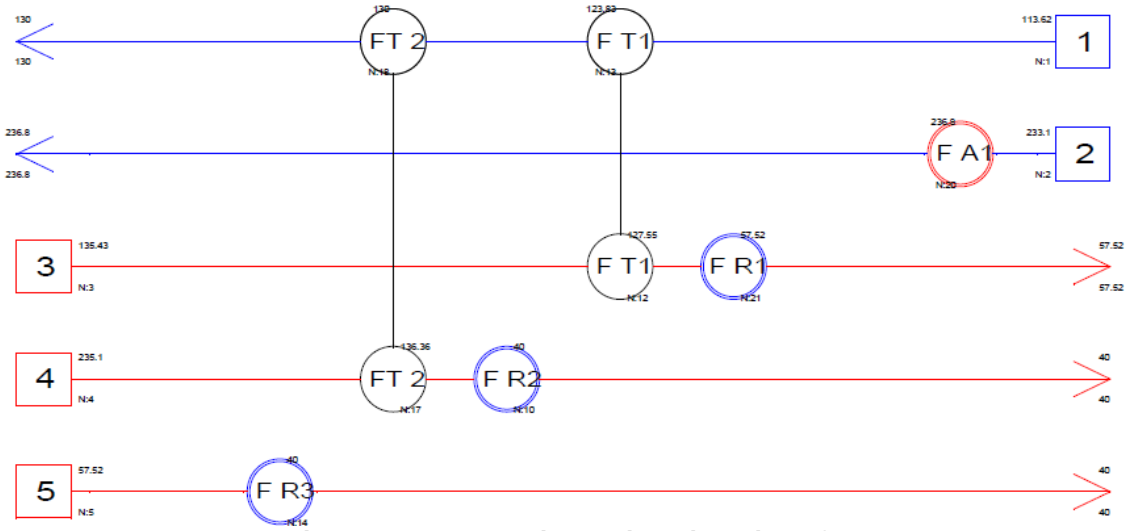


Figura 6-4 – RMCU da Fracionadora de Nafta

O consumo de utilidades e o número de unidades obtido nesta rede foi exatamente aquele previsto na Tabela 6-3, mostrando que as regras para síntese foram seguidas perfeitamente.

A rede apresenta uma troca entre as correntes 1 e 3, já que esta corrente seria aquela que atende as regras do PE ($m \cdot Cp_q \geq .m \cdot Cp_f$). Porém, na prática, esta troca não é possível, uma vez que mesmo com o trocador F T1 ainda é necessário o resfriador F R1 e não haveria pressão disponível para ter duas unidades em série. Dessa forma, será necessário modificar a rede para atender essa limitação.

6.1.2. Modificação na Rede da Fracionadora de Nafta

A retirada do trocador F T1 levou ao aumento na área e na carga térmica do trocador F T2 para atender o ΔT_{min} estipulado. Como não foi obedecida a regra de $m \cdot Cp$, foi necessário um aquecedor (F A2) para que a corrente 1 atingisse a T_m .

Já o resfriamento da corrente 3 passou a ser feito somente por utilidade fria. O aumento no consumo de Q_{uf} foi equivalente ao consumo no novo aquecedor. Esta modificação levou a um aumento de 13,1% no custo de utilidades. A rede resultante e os consumos de utilidades são apresentados na Figura 6-5 e na Tabela 6-5, respectivamente.

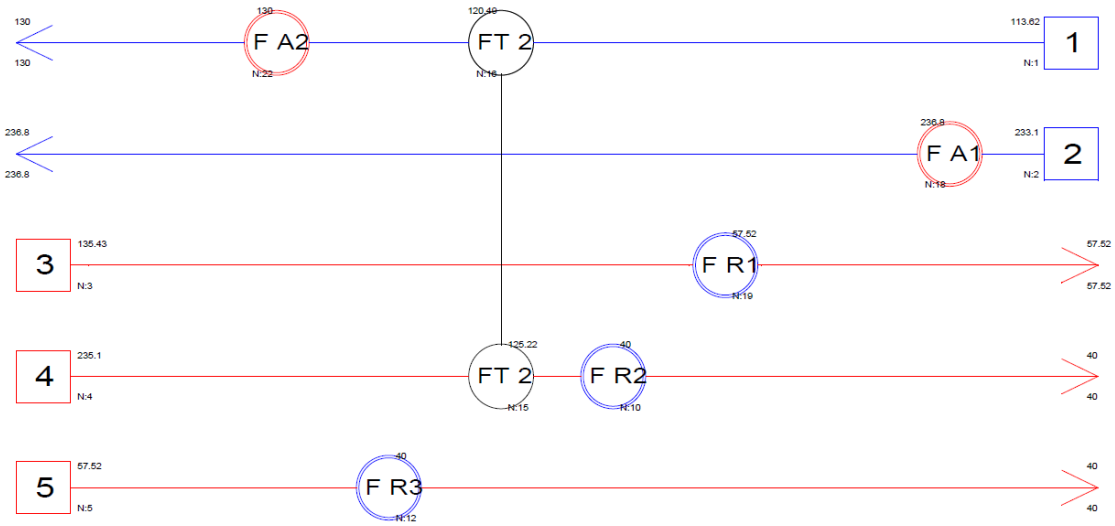


Figura 6-5 – Rede Final da Fracionadora de Nafta

Tabela 6-5 – Consumo de Utilidades da Rede da Fracionadora de Nafta

Q_{uq}	13,36 Gcal/h
Q_{uf}	24,78 Gcal/h

Em relação ao custo dos trocadores, o valor do investimento ficou em US$ 7.417.347,31, praticamente o valor previsto no *targeting* (0,7% abaixo do valor esperado). Todos os resultados econômicos para este caso são apresentados na Tabela 6-6.

Tabela 6-6 - Resultados Econômicos da Rede da Fracionadora de Nafta

Parâmetro de Análise	Valor
Investimento total	US$ 7.417.347,31
Custo Utilidades	US$ 10.737.246,53/ano
Custo da Rede	US$ 12.145.405,06/ano

6.2. REDE DE TROCADORES DE CALOR DE UMA FRACIONADORA DE NAFTA INTEGRADA AO FCC

A Coluna Fracionadora de Nafta receberá a nafta oriunda da Coluna Desbutanizadora da Unidade de FCC. Assim, a operação desta nova coluna é totalmente dependente da operação do FCC e a integração dela com o FCC não implicará em perdas de operabilidade, já que ela não é capaz de operar sem a unidade a montante.

6.2.1. Curva Composta Unificada

Com a inclusão da nova coluna, a Tabela 5-5 – Tabela Problema: Caso Base precisou ser modificada para contemplar as novas correntes. Essa nova tabela problema é apresentada na Tabela 6-2. Ela também contempla a divisão da corrente "nafta" (corrente 18 na tabela problema original) em "nafta resf" e "nafta frac" (correntes 20 e 21 da nova tabela problema), já que agora parte dela é carga da Fracionadora e não precisa ser resfriada até 40˚C. Nos diagramas das redes a serem apresentadas a frente, as correntes frias aquecidas por essas correntes sempre terão trocas em paralelo com elas, com a vazão e a carga térmica de cada ramal proporcional a vazão dessas duas correntes, uma vez que elas fisicamente são a mesma corrente, porém estão separadas por causa das T_m diferentes de cada uma. O único trocador que não estará em paralelo é o resfriador final da "naft resf" já que esse trocador estaria após a divisão física entre as correntes.

Tabela 6-7 – Tabela Problema: Caso Base com as Correntes da Fracionadora

	Corrente	$T_0\ (^oC)$	$T_m\ (^oC)$	$m \cdot Cp\ \left(\frac{Gcal}{h \cdot\ ^oC}\right)$	$\Delta H\ \left(\frac{Gcal}{h}\right)$	$h\left(\frac{kcal}{h \cdot m^2 \cdot\ ^oC}\right)$
1	Óleo Pobre	49,99	153,28	0,051	5,28	560,59
2	Ref Lateral	87,07	103,63	0,483	8,00	741,15
3	Ref Despropa	104,36	105,33	5,637	5,47	1074,76
4	Ref Desbuta	146,36	170	0,509	12,04	743,73
5	Ref Retifica	113,92	136,79	0,383	8,75	633,77
6	Carga Desbuta	136,73	146	0,271	2,51	783,28
7	Carga	42,66	72.52	0,035	1,05	1134,94
	Despropa	72,52	80,1	0,330	2,50	1212,32
8	GOP	82	292	0,186	39,08	392,93
9	Frac Carga	113,6	130,0	0,229	3,76	791,92
10	Frac Ref	233,1	236,8	3,023	11,19	741,19
11	Decantado	322,8	129,01	0,022	4,30	497,83
12	Borra	322,79	210	0,400	45,14	492,67
13	Refluxo de HCO	273,87	197	0,194	14,94	597,56
14	LCO Produto	219,36	103	0,036	4,22	703,32
15	Óleo Pobre	223,76	117,4	0,051	5,40	790,16
		117,4	42	0,043	3,27	
16	Refluxo Nafta	155,83	110	0,411	18,83	758,35
17	Topo Frac Princ	133,08	91,52	0,355	14,75	753,19
		91,52	81,01	1,211	12,73	
		81,01	66,01	0,846	12,69	
		66,01	46,15	0,510	10,13	
18	Descarga 1º	88,94	44,31	0,212	9,47	753,19
19	Descarga 2º	97,54	91,1	0,120	0,77	753,19
		91,1	42,54	0,156	7,58	
20	Nafta Resf	170	40	0,116	15,06	839,17
21	Nafta Frac	170	118,91	0,101	2,92	839,17
22	Topo Desbuta	54,73	40,59	0,981	13,87	753,19
		40,59	40	1,149	0,68	
23	Topo Despropa	50,62	48,81	3,948	7,12	945,78
		48,81	40	0,072	0,64	1212,32
24	Butano	105,37	40	0,018	1,17	1152,14
25	Frac Topo	135,4	62,5	0,296	21,58	741,19
		62,5	57,5	0,101	0,51	741,19
26	Nafta Pesada	235,1	40,0	0,014	2,73	832,33
27	Nafta Leve	57,5	40,0	0,073	1,28	717,11

A análise da Fracionadora de Nafta indicou uma demanda de energia de 11,18 Gcal/h para atender o seu refervedor, necessitando assim de uma corrente de pelo menos 248,8˚C para atender o ΔT_{min} obtido no seu *targeting*.

Já na avaliação do FCC encontrado um excedente de calor total de 118,1 Gcal/h, sendo que na faixa necessária para atender a Fracionadora de Nafta, haveria

a disponibilidade de 29,1 Gcal/h. Dessa forma, a unificação das duas curvas não deve levar a um aumento de demanda de utilidades quente.

Para utilidade fria, a Fracionadora de Nafta tem 22,45 Gcal/h de energia disponível para ceder a trocas ou ser descartada para utilidade fria. Como 96% dessa energia é referente ao condensador de topo e este possui limitações de ΔP que impedem a troca de calor com mais de uma corrente (como descrito na seção 6.1.1), seria necessária uma corrente fria do FCC com temperatura abaixo de 45,9˚C para satisfazer as limitações da corrente. Porém, pela Curva Composta do FCC, só haveria a necessidade 0,12 Gcal/h de energia nessa faixa de temperatura, não sendo o possível integrar o Condensador. Para as outras correntes frias, pode haver opções de troca e elas serão apresentadas na síntese.

Aplicando a metodologia de integração energética de colunas em um processo (LINNHOFF; DUNFORD; ROBIN, 1983), a demanda de utilidades fria prevista com a integração somente do refervedor seria:

$$Q_{uf}^{min} = Q_{uf}^{original} + (Q_{cond} - Q_{ref}) \tag{6-1}$$

Lembrando que a Fracionadora tem como carga parte da nafta produzida e que não precisa mais ser resfriada até 40˚C, é necessário modificar a Tabela 5-5 – Tabela Problema: Caso Base para ter uma mesma base. Fazendo esta modificação, a demanda por utilidade fria para o Caso Base fica:

$$Q_{uf}^{original} = 111{,}3\ Gcal/h$$

As cargas térmicas da Fracionadora de Nafta são:

$$Q_{cond} = 22{,}12\ Gcal/h$$

$$Q_{ref} = 11{,}17\ Gcal/h$$

Com essas cargas térmicas, a demanda por utilidade fria da unidade integrada fica:

$$Q_{uf}^{min} = 122{,}55\ Gcal/h$$

$$\Delta Q_{uf} = Q_{uf}^{min} - Q_{uf}^{RMCU} \tag{6-2}$$

$$\Delta Q_{uf} = 4{,}18\ Gcal/h$$

É esperado assim que a unificação dos processos não leve a um aumento de demanda por utilidades quentes, mas que cause um aumento na demanda de utilidade fria (em relação ao caso base original), de pelo menos 4,18 Gcal/h.

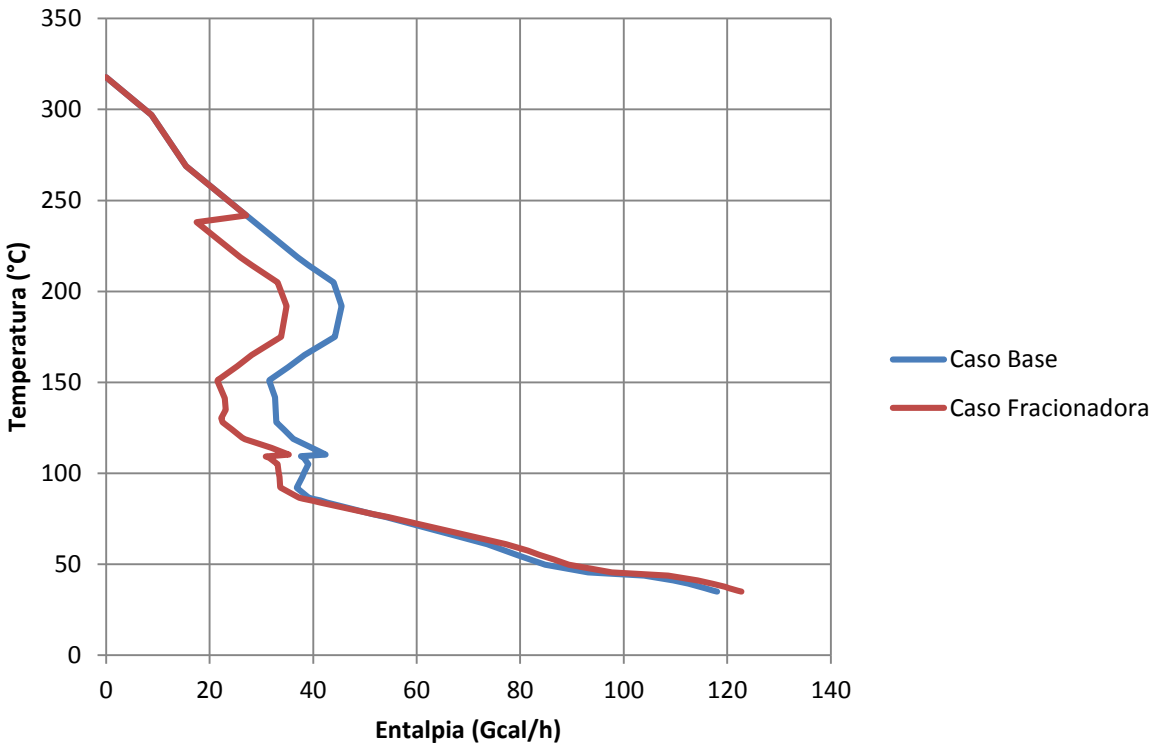


Figura 6-6 – Grande Curva Composta Unificada x Caso Base

Pela Figura 6-6 é possível perceber que a Fracionadora de Nafta primeiro desloca a curva original para a esquerda, devido a carga térmica referente ao seu refervedor. Depois, ela rejeita a energia, deslocando agora a curva para a direita, mas com um pequeno excedente em relação à curva original, mostrando que a hipótese de que o condensador da coluna não poderia ser integrado ao problema original é válida.

Também é possível observar que é esperada uma queda na produção de vapor MP, já que a Fracionadora poderia utilizar correntes que estariam no nível de energia ideal para essa geração de vapor.

Tabela 6-8 – Comparação do MCU entre o Caso Base e o Caso Fracionadora

	Caso Base	Caso Fracionadora
Q_{uq}	0 Gcal/h	0 Gcal/h
Q_{uf}	118,1 Gcal/h	122,5 Gcal/h
ΔT_{lim}.	30,8 ˚C	30,8˚C

Cabe destacar que essa diferença entre o Q_{uf} e aquele calculado pela equação (6-1) se deve às demandas energéticas das correntes de carga e de produtos da Fracionadora (resultando numa demanda a mais de energia de 0,25 Gcal/h).

6.2.2. Introdução da Rede da Fracionadora de Nafta na Rede do Caso Base

Com o que foi exposto na seção anterior, a síntese de trocadores para Fracionadora de Nafta pode partir de 3 premissas principais:

- O refervedor dela encontra-se abaixo do PE e tem condições de ser integrado ao processo, não levando a um aumento de Q_{uq};
- O condensador rejeita energia abaixo da T_0 das correntes frias e não tem como ser integrado, aumentando a demanda de Q_{uf}; e
- Há uma demanda de resfriamento dos produtos da Fracionadora de 0,25 Gcal.

Assim como no caso original, o problema continua não apresentando PE para $\Delta T_{min} \leq 30{,}8°C$. Com isso, todas as correntes que foram adicionadas, referentes as correntes da Fracionadora de Nafta, encontram-se afastadas da extremidade referente ao $\Delta T_{min,lim}$, tendo uma liberdade maior na escolha das trocas com as demais correntes do processo. Algumas delas foram facilmente definidas, como:

- Carga da Fracionadora com a Nafta Pesada devido a facilidade de arranjo;
- Refervedor da Fracionadora com Borra no mesmo ramal do R1, já que esta é a única corrente com energia e temperatura suficiente para atender este serviço; e
- Condensador de Topo e Resfriadores Finais dos produtos com AgR.

Foram consideradas mais duas trocas para o aquecimento da carga, cada uma com mais de uma opção de integração:

- Carga da Fracionadora com o LCO ou com Decantado; e
- Carga da Fracionadora com Borra, no mesmo ramal do refervedor, HCO ou Decantado, para atingir a temperatura de entrada de 130°C.

Para o primeiro o caso, a utilização do LCO ou do Decantado resulta na redução da mesma utilidade fria necessária para resfria-las. Já o segundo caso, a

utilização do Decantado como fluido quente reduz o consumo de AgR e deixa mais energia disponível para ser utilizada nas trocas com AGV nas correntes de Borra e de HCO. Sendo assim, optou-se pelo aquecimento da carga com Decantado e com LCO.

A Figura 6-7 e a Tabela A-5 apresentam a rede do FCC integrada à Fracionadora de Nafta. Já na Tabela 6-9 é apresentado o consumo de cada utilidade para esta rede

Tabela 6-9 – Consumo de Utilidade da Rede do FCC com a Fracionadora de Nafta

Utilidade	**Carga Térmica** $\left(\frac{Gcal}{h}\right)$	**Custo** $\left(\frac{10^6\ US\$}{ano}\right)$
AgR	121,6	16,866
AGV	16,0	-6,930
EE	5,6	0,068
TOTAL Q_{uf}	**143,1**	**10,004**
AP	0,00	0,000
MP	0,00	0,000
BP	8,00	2,827
GC	12,3	2,075
TOTAL Q_{uq}	**20,3**	**4,903**
CUSTO TOTAL		**14,007**

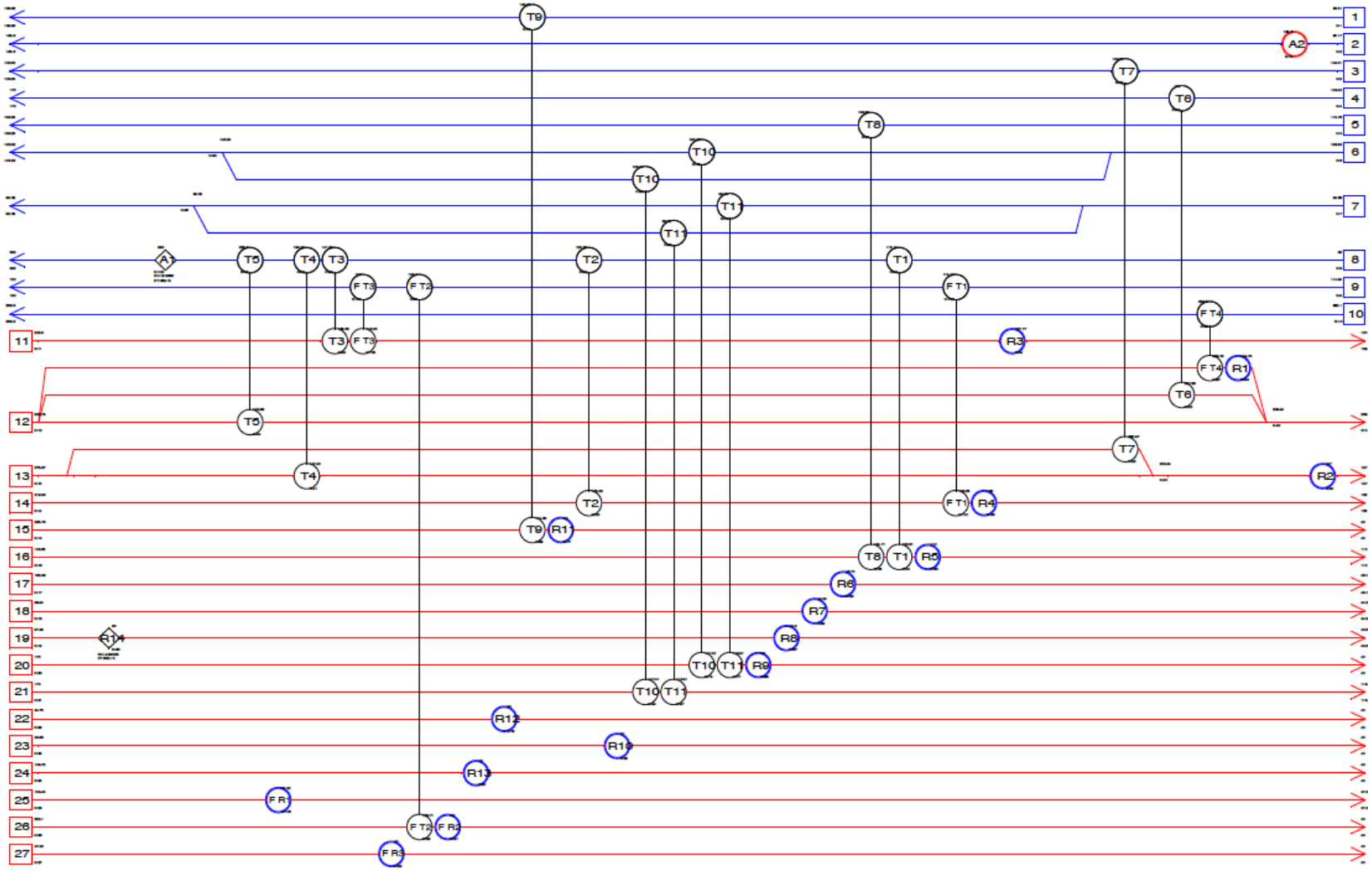


Figura 6-7 – Inserção da Rede da Fracionadora de Nafta na Rede do Caso Base

Conforme o esperado, não houve acréscimo no consumo de utilidade quente, uma vez que a análise feita na seção 6.2.1 indicava que o refervedor da Fracionadora de Nafta era integrável a rede do FCC. Para utilidades frias, houve um aumento no consumo de 3,9 Gcal/h em relação ao Caso Base, indicando que a nova rede se aproximou da RMCU da rede integrada, já que se o afastamento tivesse se mantido constante, era esperado que a carga térmica desta nova rede fosse de 143,4 Gcal/h. Esta diferença representa uma aproximação da RMCU de 0,2 Gcal/h. Essa diferença também pode ser visto pelo percentual de afastamento em relação aos valores de consumo mínimo de utilidades. Enquanto no Caso Base o afastamento era de 17,89%, para este caso o afastamento ficou em 16,50%.

Esta rede apresentou um investimento total de US$7.872.679,50, com um custo anual da rede de US$ 16.400.912,13. Diferente dos casos apresentados no capítulo 5, os dados disponíveis não possibilitam indicar um VPL ou uma TIR uma vez que estão sendo incluídos novos equipamentos e o perfil de produtos está sendo modificado. Dessa forma, as comparações serão feitas baseadas no custo operacional da rede.

Tabela 6-10 – Resultados Econômicos da Rede da Fracionadora de Nafta Integrada ao Caso Base

Parâmetro de Análise	Valor (Forno a GC)
Investimento total	US$7.872.679,50
Custo da Rede	US$ 16.400.912,13/ano

6.2.3. Evolução da Rede para Fracionadora Integrada ao FCC

Se for feita a mesma análise que foi feita na seção 6.2.1 para os outros dois casos apresentados no capítulo 5, as premissas levantadas até aqui continuam válidas, mudando somente a demanda de resfriamento dos produtos da Fracionadora. Dessa forma, escolheu-se fazer uma evolução da rede, nos mesmos moldes da apresentada anteriormente. Essa opção foi tomada devido ao valor de investimento, uma vez que os trocadores da Fracionadora já representam um grande custo adicional. Neste caso, novamente, há mudanças na tabela problema em relação à apresentada no caso original (doravante denominado de Caso Base Fracionadora), uma vez que houve aumento nos refluxos circulantes e nas cargas térmicas das colunas. Esta nova tabela problema é apresentada na Tabela 6-11.

Tabela 6-11 – Tabela Problema: Caso Fracionadora Evoluída

	Corrente	T_0 (^oC)	T_m (^oC)	$m \cdot Cp \left(\frac{Gcal}{h \cdot {}^oC}\right)$	$\Delta H \left(\frac{Gcal}{h}\right)$	$h\left(\frac{kcal}{h \cdot m^2 \cdot {}^oC}\right)$
1	Óleo Pobre	49,93	152,07	0,051	5,21	560,59
2	Ref Lateral	84,53	99,96	0,433	6,68	741,15
3	Ref Despropa	104,22	105,30	6,143	6,65	1074,76
4	Ref Desbuta	144,99	170,00	0,539	13,47	743,73
5	Ref Retifica	111,59	136,14	0,404	9,93	633,77
6	Carga Desbuta	136,19	146,00	0,272	2,67	783,28
7	Carga Despropa	42,66	62,59	0,038	0,77	1134,94
	GOP	82,00	292,00	0,186	39,08	392,93
8	Frac Carga	113,6	130,0	0,229	3,76	791,92
9	Frac Ref	233,1	236,8	3,023	11,19	741,19
10	Decantado	322,68	129,01	0,022	4,31	497,83
11	Borra	322,67	210,00	0,401	45,14	492,67
12	Refluxo de HCO	271,69	197,00	0,212	15,83	597,56
13	LCO Produto	218,32	103,00	0,036	4,18	703,32
14	Óleo Pobre	222,65	120,00	0,051	5,21	790,16
		120,00	42,00	0,044	3,41	
15	Refluxo Nafta	154,77	110,00	0,421	18,83	758,35
16	Topo Frac Princ	132,43	91,52	0,347	14,18	753,19
		91,52	81,01	1,208	12,69	
		81,01	66,01	0,837	12,55	
		66,01	46,13	0,504	10,03	
17	Descarga 1º	88,95	44,30	0,212	9,45	753,19
18	Descarga 2º	97,54	91,10	0,120	0,77	753,19
		91,10	42,73	0,156	7,54	
20	Nafta Resf	170	40	0,022	2,92	839,17
21	Nafta Frac	170	117,7	0,101	5,30	839,17
22	Topo Desbuta	55,65	40,52	0,823	12,45	753,19
		40,52	40,00	0,093	0,05	
23	Topo Despropa	50,62	48,82	3,235	5,81	945,78
		48,82	40,00	0,059	0,52	1212,32
24	Butano	105,32	40,00	0,018	1,16	1152,14
25	Frac Topo	135,4	62,5	0,296	21,58	741,19
		62,5	57,5	0,101	0,51	741,19
26	Nafta Pesada	235,1	40,0	0,014	2,73	832,33
27	Nafta Leve	57,5	40,0	0,073	1,28	717,11

Na Figura 6-10 é apresentado a curva de custo da rede x ΔT_{min} utilizado para a realização do targeting. O valor mínimo encontrado para este caso foi feito do mesma maneira que no caso anterior e resultou em um ΔT_{min} de 10,58°C.

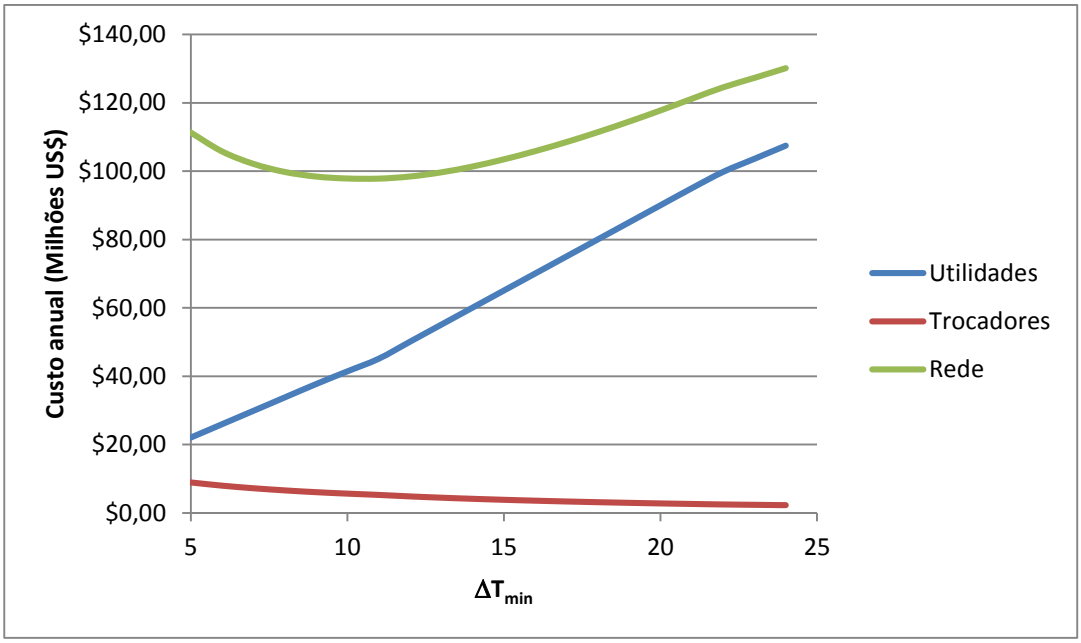


Figura 6-8 - Custo anual x ΔT_{min} do Caso Fracionadora Evoluído

A Figura 6-9 apresenta a Grande Curva Composta do caso evoluído da Tabela 6-11. Na Tabela 6-12 são apresentados os valores para o mínimo consumo de utilidades previsto na Figura 6-9.

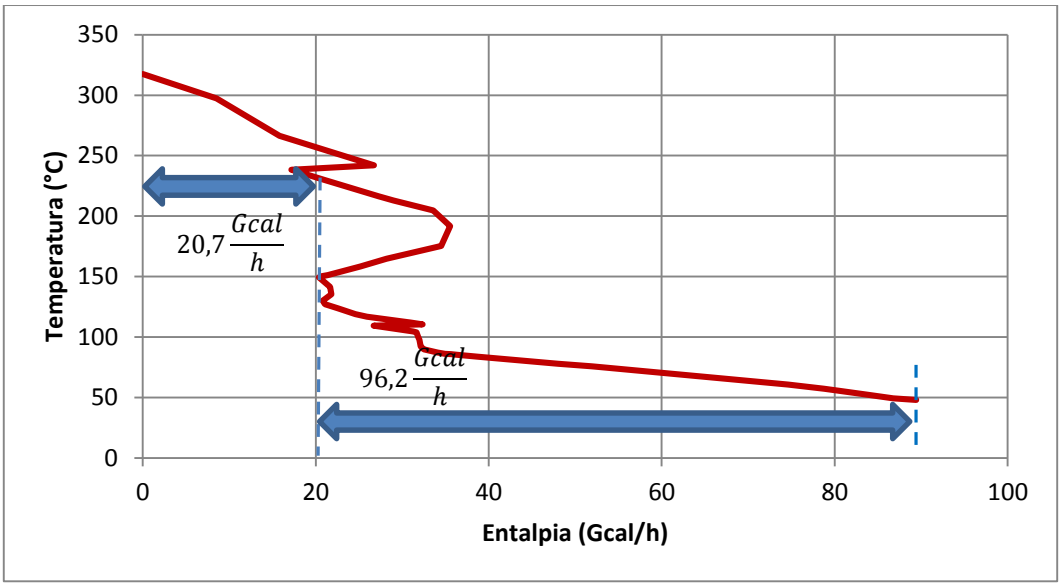


Figura 6-9 - Grande Curva Composta Para Caso Fracionadora Evoluído

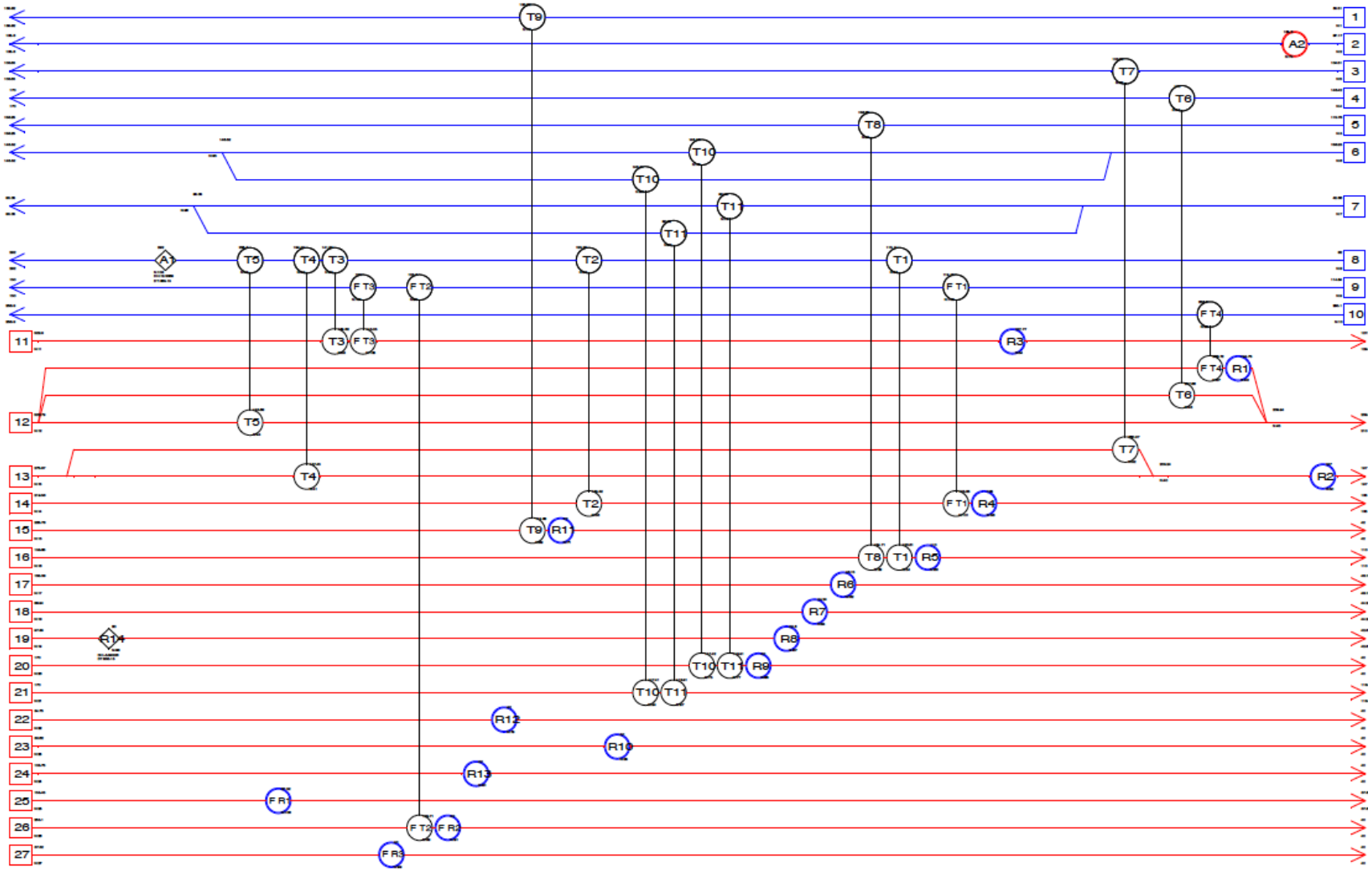
Tabela 6-12 – MCU do Caso Fracionadora Evoluído

Q_{uq}	0 Gcal/h
Q_{uf}	116,9 Gcal/h
ΔT_{lim}.	30,7 ˚C

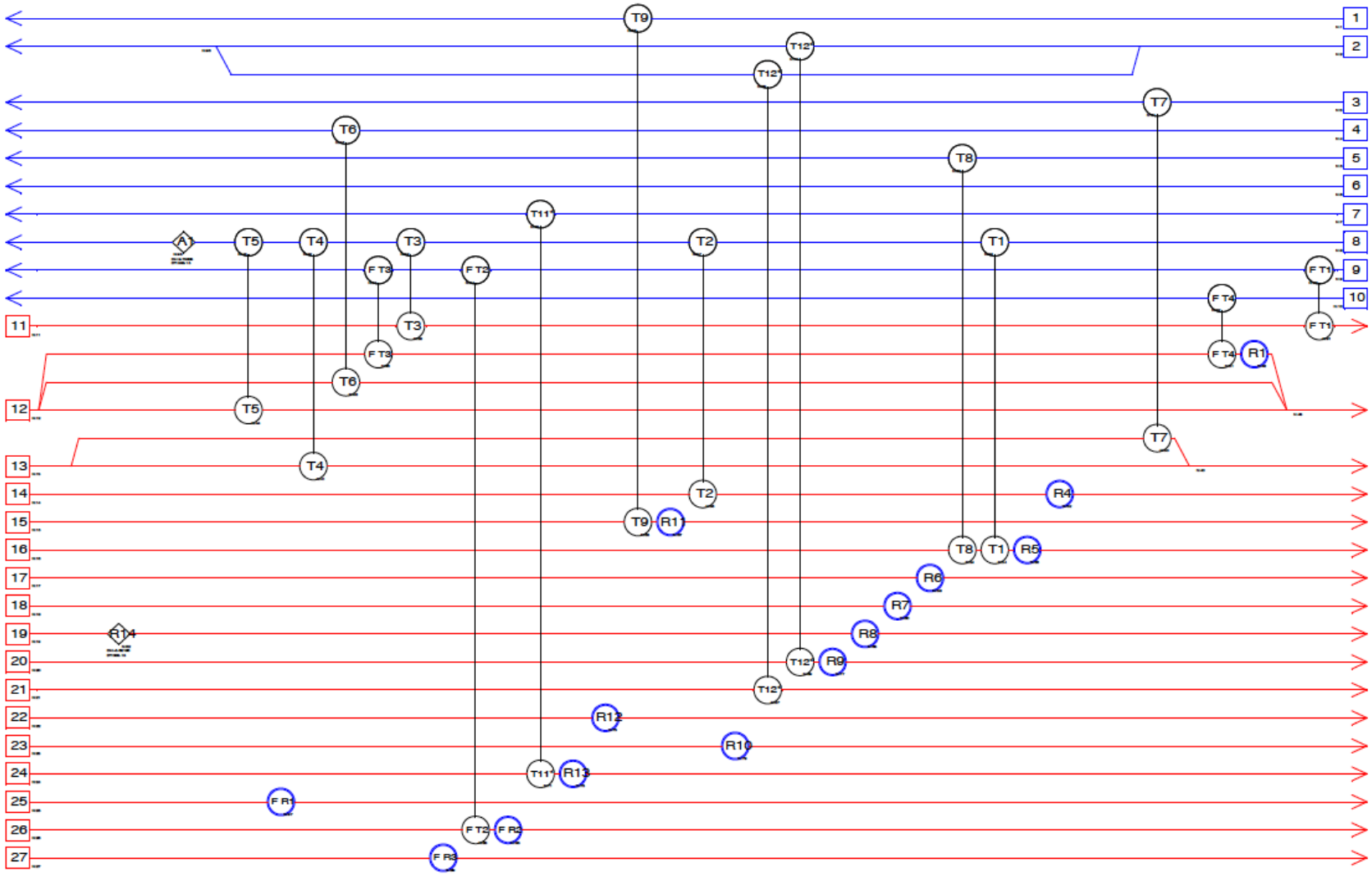
Em relação à rede do Caso Base Fracionadora, foram necessárias duas modificações devido às mudanças nas temperaturas e ΔH disponível:

- Aquecimento da Carga da Fracionadora com Decantado (F T1) ao invés de LCO (sendo que a saída da corrente quente tem sua temperatura controlada em 129˚C); e
- Aquecimento final da Carga da Fracionadora (F T3) com Borra ao invés do Óleo Decantado;

Nenhuma dessas trocas cruzou o ΔT_{min} estipulado no *targeting* e resultaram na rede apresentada na Figura 6-10 (b).


T9
A2
T7
T6
T8
T10
T11
A1
T5
T4
T3
F T3
F T2
T2
T1
F T1
F T4
R1
R3
R2
R4
R5
R6
R7
R8
R9
R10
R11
R12
R13
R14
F R1
F R2
F R3
1
2
3
4
5
6
7
8
9
10
11
12
13
14
15
16
17
18
19
20
21
22
23
24
25
26
27

(a)



(b)

Figura 6-10 – Comparação da Rede de Trocadores com a Fracionadora de Nafta (a) e sua Rede Evoluída (b)

O consumo de utilidade fria da rede obtida foi 13,14% maior que a apresentada na Tabela 6-12, sendo que o consumo de água de resfriamento foi de 116,4 Gcal/h e o de AGV foi de 10,2 Gcal/h. Já o consumo de utilidade quente ficou em 9,8 Gcal/h. Na Tabela 6-13 apresenta o consumo total de utilidades.

Tabela 6-13 – Consumo do Caso Fracionadora Evoluída

Utilidade	Carga Térmica $\left(\frac{Gcal}{h}\right)$	Custo$\left(\frac{10^6\ US\$}{ano}\right)$
AgR	116,4	16,147
AGV	10,2	-4,449
EE	5,6	0,068
TOTAL Q_{uf}	**122,2**	**10,004**
AP	0,00	0,000
MP	0,00	0,000
BP	0,00	2,827
GC	9,76	1,641
TOTAL Q_{uq}	**9,76**	**1,641**
CUSTO TOTAL		**11,645**

Comparando com o Caso Base Fracionadora, este caso apresentou uma redução no custo de utilidade de 6,6%. Os resultados econômicos desta rede são apresentados na Tabela 6-14.

Tabela 6-14 – Resultados Econômicos da Rede do Caso Fracionadora Evoluída

Parâmetro de Análise	Valor (Forno a GC)
Investimento total	US$ 10.259.965,84
Custo da Rede	US$ 15.354.198,97/ano

6.3. AVALIAÇÃO DA UTILIZAÇÃO DE VAPOR NA REDE DA FRACIONADORA DE NAFTA

Na rede gerada no Caso Fracionadora Evoluída buscou-se aproveitar ao máximo as correntes quentes existentes no FCC para aquecer a nova coluna que está sendo instalada. Com isso, tanto a sua carga quanto o seu refervedor passaram a ser aquecidos pela Borra, o refluxo circulante mais quente da Fracionadora Principal do FCC. Porém, esta troca pode causar distúrbios operacionais devido à depósito excessivo de coque e que podem reduzir o tempo de campanha ou levar a um aumento no investimento para mitigar esses problemas.

O depósito de coque pode se dar por diversos mecanismos. Por exemplo, no caso de uma unidade de Destilação a deposição de coque pode se dar devido à precipitação de resinas e asfaltenos (compostos mais pesados do petróleo, sólidos a temperatura ambiente, com uma alta razão carbono/hidrogênio, com heteroátomos e que se encontram normalmente em suspensão no óleo) ou degradação térmica de componentes do óleo (WATKINSON, 2007).

Em um FCC, as correntes têm natureza alifática insaturada (comumente chamado de olefínica) e aromática, devido aos mecanismos das reações que geram estas correntes no *Riser* do conversor do FCC. No caso das olefinas (e principalmente os alcinos, ou diolefinas), essas podem passar por uma polimerização no seio do meio, devido à temperatura, ou na superfície do metal, devido a sua capacidade para catalisar esses tipos de reações e por ser ponto de maior temperatura dentro do equipamento. Em sua dissertação de mestrado, Asomaning (1990) apresenta os vários tipos de depósitos e os mecanismos das reações deste fenômeno.

Coletti et al. (2015) apresenta 5 passos e seus mecanismos para geração do depósito, indo desde a formação do percursor até a sua deposição, remoção e envelhecimento. Esses passos indicam que o fenômeno depende basicamente de 4 variáveis:

- Condição da superfície (como rugosidade);
- Composição da corrente:
- Temperatura do meio e de parede;
- Velocidade.

Das 4, as 3 últimas podem ser mitigadas pelo processo. Considerando a manutenção de uma composição em um mesmo trocador, o depósito passa a depender somente do par velocidade/temperatura e esta dependência pode ser confirmada com o conceito de “limite de deposição”, apresentado por Ebert e Panchal (RODRIGUEZ; SMITH, 2007). A Figura 6-11 apresenta, qualitativamente, uma curva de limite de deposição.

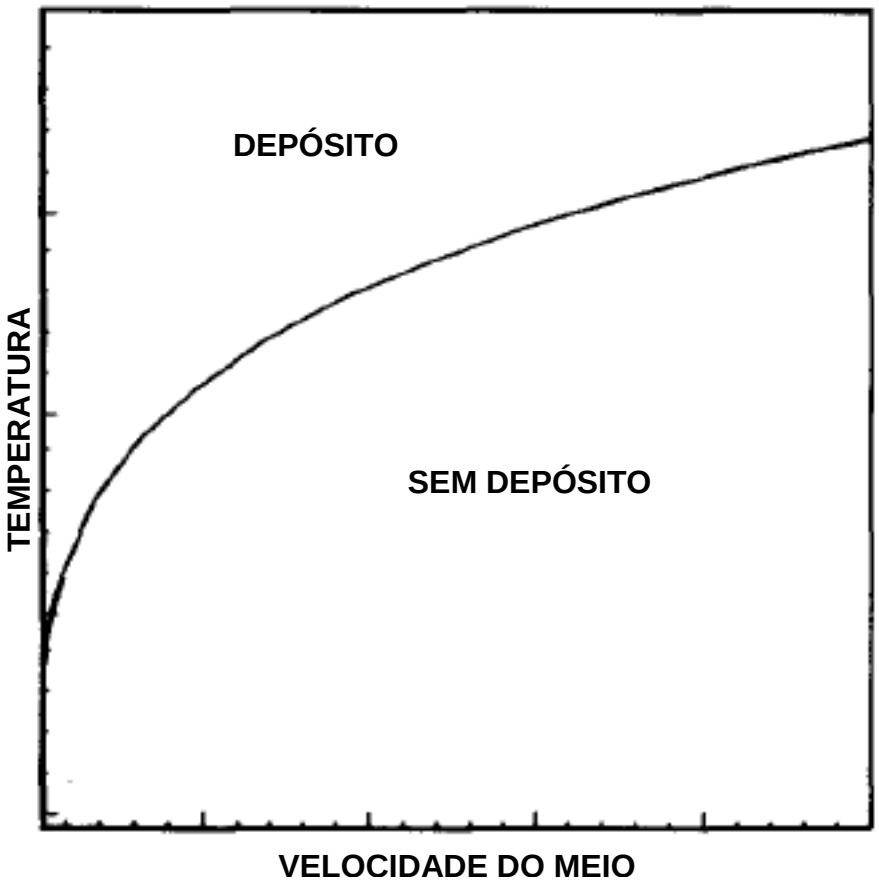


Figura 6-11 - Limite de Deposição
FONTE: Adaptado de Watkinson e Wilson. (1997)

Pela Figura 6-11 pode-se perceber que, para uma mesma temperatura, um trocador pode estar dentro ou fora da condição de depósito, dependendo somente se o fluido tem velocidade para garantir uma boa taxa de troca térmica (reduzindo a temperatura de parede) e não permitir que os percursores se depositem. Por outro lado, para uma mesma velocidade, a redução da temperatura pode retirar um trocador de uma condição de deposição excessiva. No caso de FCC, para refervedores com circulação natural (termossifão), é recomendada uma T_{ent} para o lado quente de 293˚C (BARLETTA, 2001), uma vez que este tipo de equipamento necessita operar com um baixo ΔP, o que limita a velocidade do meio.

Caso não seja possível reduzir a temperatura ou aumentar a velocidade do meio suscetível a deposição, é necessário prever uma rotina de limpeza dos trocadores, parando o equipamento temporariamente. Caso possa ser parado sem impacto a continuidade operacional, a perda seria somente de eficiência energética durante o período em que o trocador estaria em limpeza. Porém, se for imprescindível

ao processo, é necessário prever um casco reserva, que possa ser alinhado enquanto o trocador que sofreu o depósito passa por limpeza.

No caso do FCC em estudo, o Refervedor da Desbutanizadora (T6) é aquecido pela Borra, que tem uma T_{ent} de 322,8˚C. Com isso, já se encontra dentro da faixa de risco de depósito excessivo. Por esse motivo, o equipamento atual já possui dois cascos, sendo um deles reserva, para que possa ser feita a limpeza do trocador.

Nas sínteses apresentadas nas seções 6.2.2 e 6.2.3 foi proposto que o serviço do refervedor da nova coluna (F T4) fosse feito pela Borra, com a temperatura de entrada de 322,8˚C. Uma vez que a Carga da Fracionadora de Nafta é o fundo da Desbutanizadora, a corrente que chega à coluna já passou por um equipamento que pode ter começado o mecanismo de geração de depósito no meio. Assim, a utilização da Borra como fluido quente para o refervedor desta coluna pode não ser adequada, já que pode acarretar na necessidade de instalação de um equipamento reserva.

Além desse equipamento, para o aquecimento final da carga da Fracionadora de Nafta também foi proposta uma troca com Borra ou com Decantado, correntes que têm a mesma temperatura. Assim, este aquecimento pode acarretar na necessidade de um equipamento reserva.

6.3.1. Vapor AP para o Refervedor da Fracionadora de Nafta

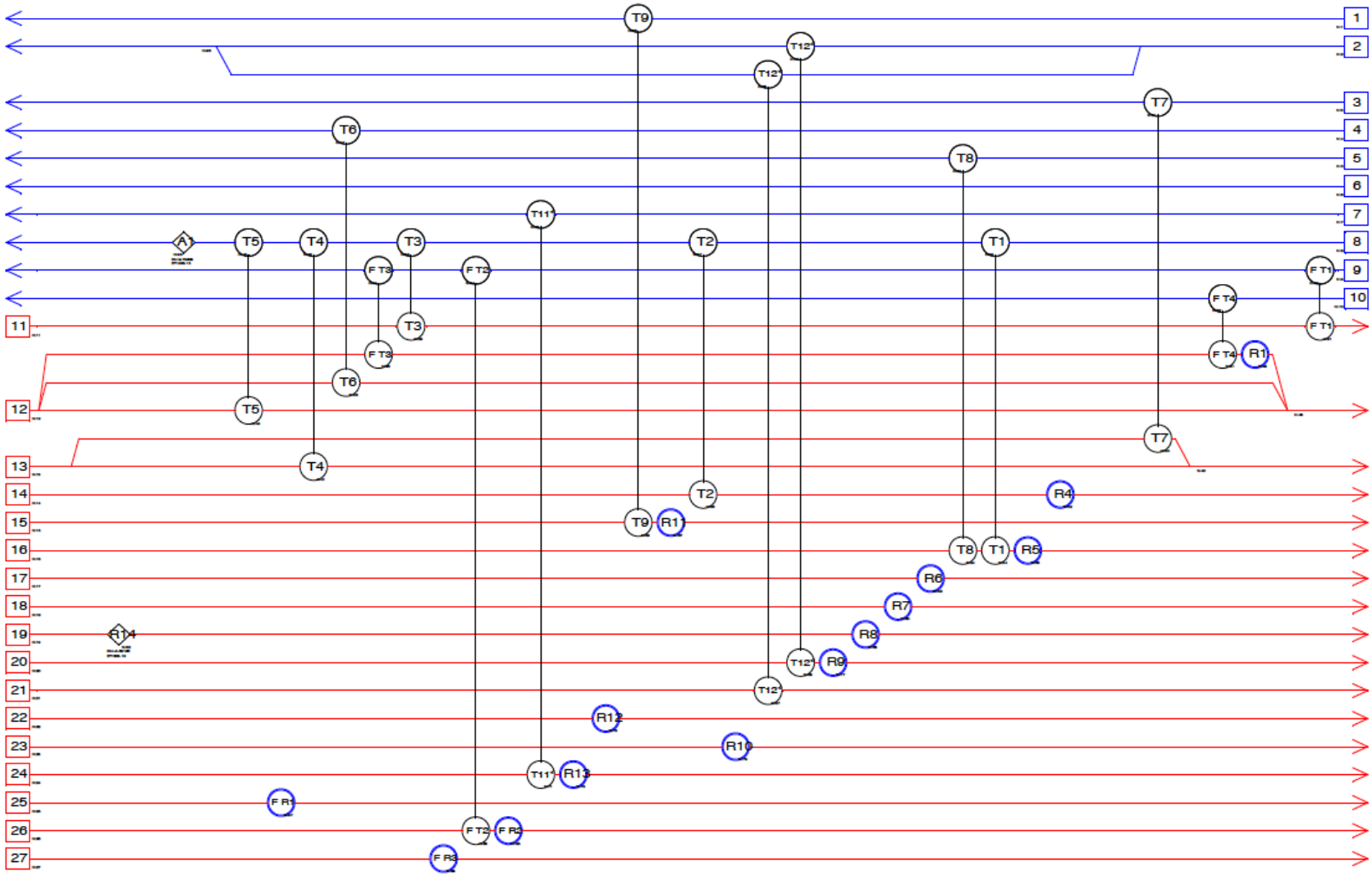
Buscando reduzir o risco da formação de depósito, foi avaliada a utilização de uma corrente menor temperatura que a Borra no Refervedor da Fracionadora de Nafta. Pela Tabela 6-11, a única corrente com temperatura inferior a da Borra e do Decantado e que poderia atender este serviço, obedecendo ao ΔT_{min} estabelecido, seria o Refluxo de HCO, porém este já teve sua carga térmica exaurida nas trocas existentes.

Dessa forma, será necessário recorrer a uma utilidade quente para o serviço. Optando por um refervedor de circulação natural, a única utilidade disponível seria o vapor AP, já que a utilização de um forno como refervedor acarretaria na necessidade de se fazer uma circulação forçada. Além disso, caso haja um excedente de vapor AP gerado na rede da refinaria para utilização como força motriz, a utilização desse vapor não levaria a um aumento nas emissões da refinaria, como seria o caso de um forno

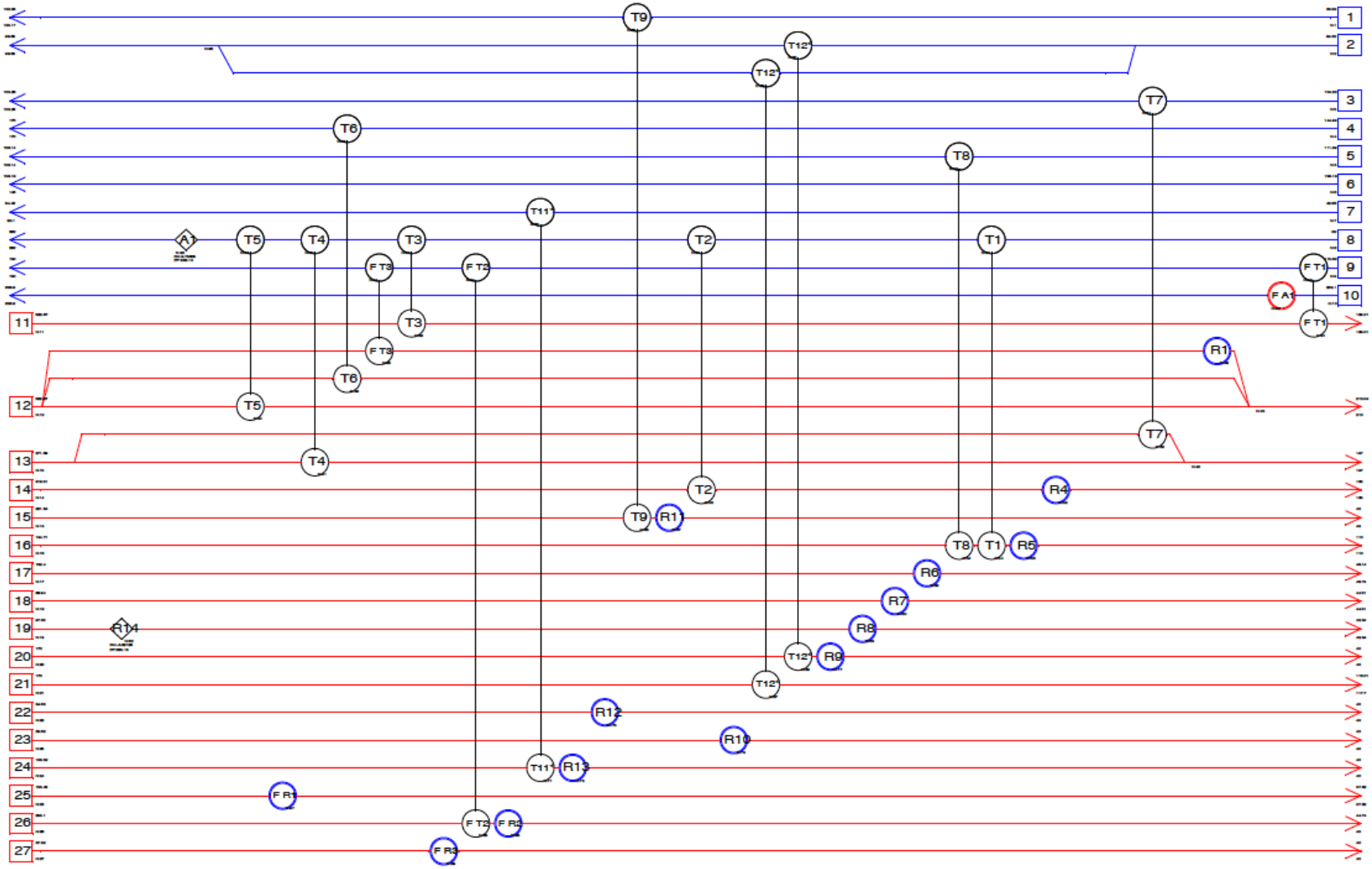
para o aquecimento, já que esse excedente estaria sendo despressurizado para níveis de pressão inferior.

Substituindo então o trocador F T4 por um aquecedor F A1, temos a rede apresentada na Figura 6-12 (b). Nela é possível perceber que esta substituição da troca levou a um aquecedor isolado na corrente 10, referente ao Refervedor da Fracionadora de Nafta, com as mesmas especificações, e logo, as mesmas dimensões do F A1 apresentado na seção 6.1.2. Para os demais trocadores da rede, não houve modificações em relação àqueles apresentados na rede do Caso Fracionadora Evoluída, como pode ser visto quando se compara a Tabela A-6 e a Tabela A-7. Já na Tabela 6-15 é apresentada uma comparação dos refervedores propostos para esta coluna.

.


1
2
3
4
5
6
7
8
9
10
11
12
13
14
15
16
17
18
19
20
21
22
23
24
25
26
27
T9
T12'
T7
T6
T8
T11'
T5
T4
T3
T2
T1
F T3
F T2
F T1
F T4
R1
R4
R5
R6
R7
R8
R9
R10
R11
R12
R13
R14
F R1
F R2
F R3

(a)



(b)

Figura 6-12 – Comparação entre a Rede de Trocadores Evoluída sem (a) e com Refervedor com Vapor AP (b)

Tabela 6-15 - Comparação Refervedor AP x Refervedor Borra

	Refervedor AP	Refervedor Borra
Área (m^2)	1231	543,8
N_{cascos}	2	2*
ΔT_{min} (˚C)	16,5	17,54
Custo do equipamento	US$ 2.698.305,52	US$ 2.518.123,01
Custo Vapor AP / ano	US$ 6.375.607,37	US$ 0,00
Receita Vapor MP / ano	US$ 9.298.120,67	US$ 4.449.194,19
Custo Anual da Rede	US$ 16.769.155,92	US$ 15.211.194,97

* 2 cascos devido ao potencial de depósito

A utilização do vapor AP no refervedor resultou em um trocador 7,2% mais caro e com um custo de rede 10,2% maior que quando é utilizada a Borra, mesmo prevendo 2 cascos para mitigar a deposição de coque no trocador. Desta forma a melhor opção neste caso é a utilização da Borra conforme apresentado no Caso Fracionadora Evoluída, prevendo uma rotina de limpeza para o casco.

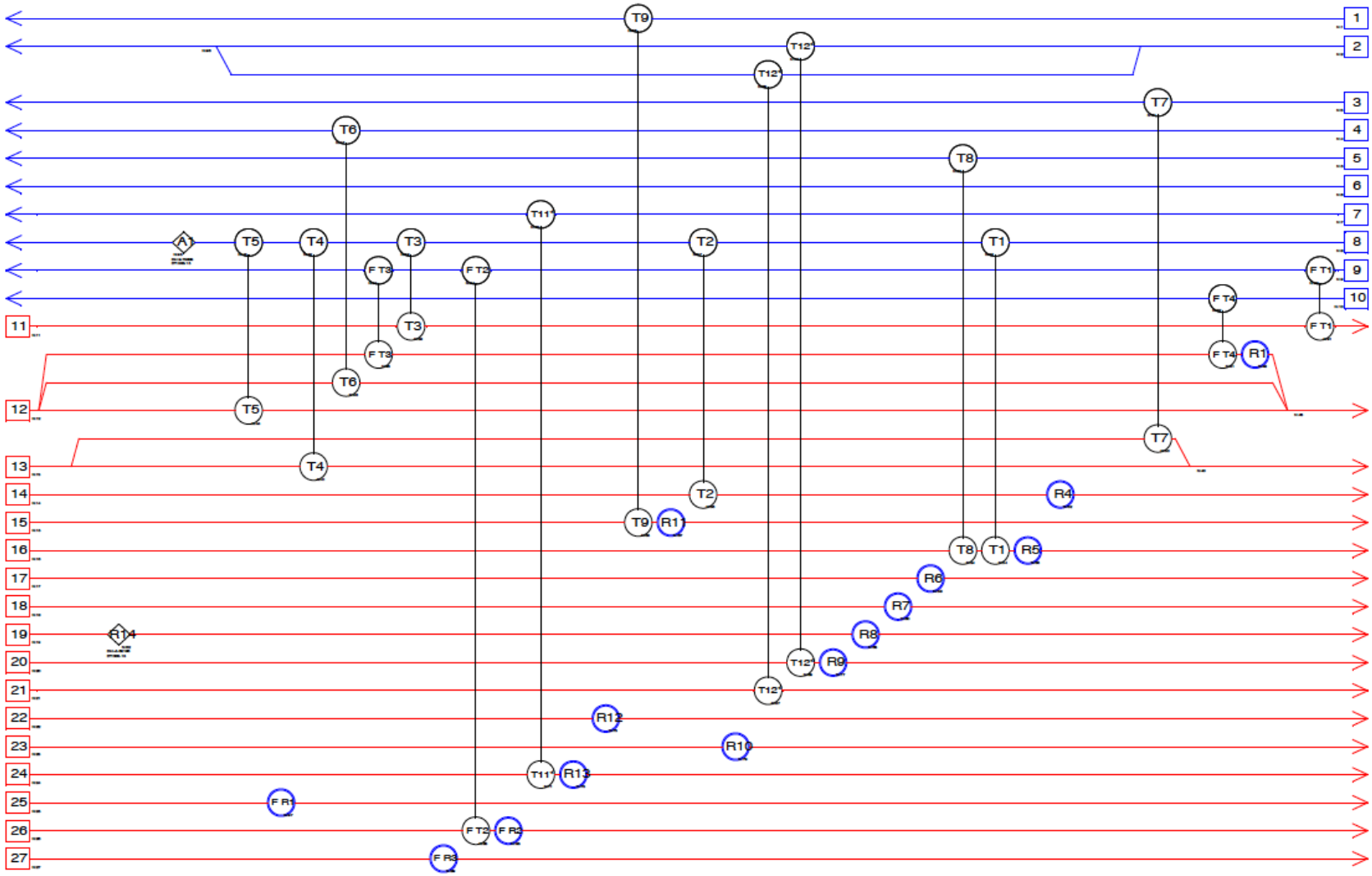
6.3.2. Vapor MP no aquecedor da carga da Fracionadora de Nafta

Outro trocador que possui risco de depósito seria o F T3, que também aquece a carga da Fracionadora com Borra também. Neste caso, esta troca poderia ser substituída por praticamente todos os refluxos circulantes da Tabela 6-11, porém todas essas correntes ou tiveram energia exaurida, ou a energia remanescente já está num nível de temperatura abaixo do necessário para o serviço ou para atender o ΔT_{min}.

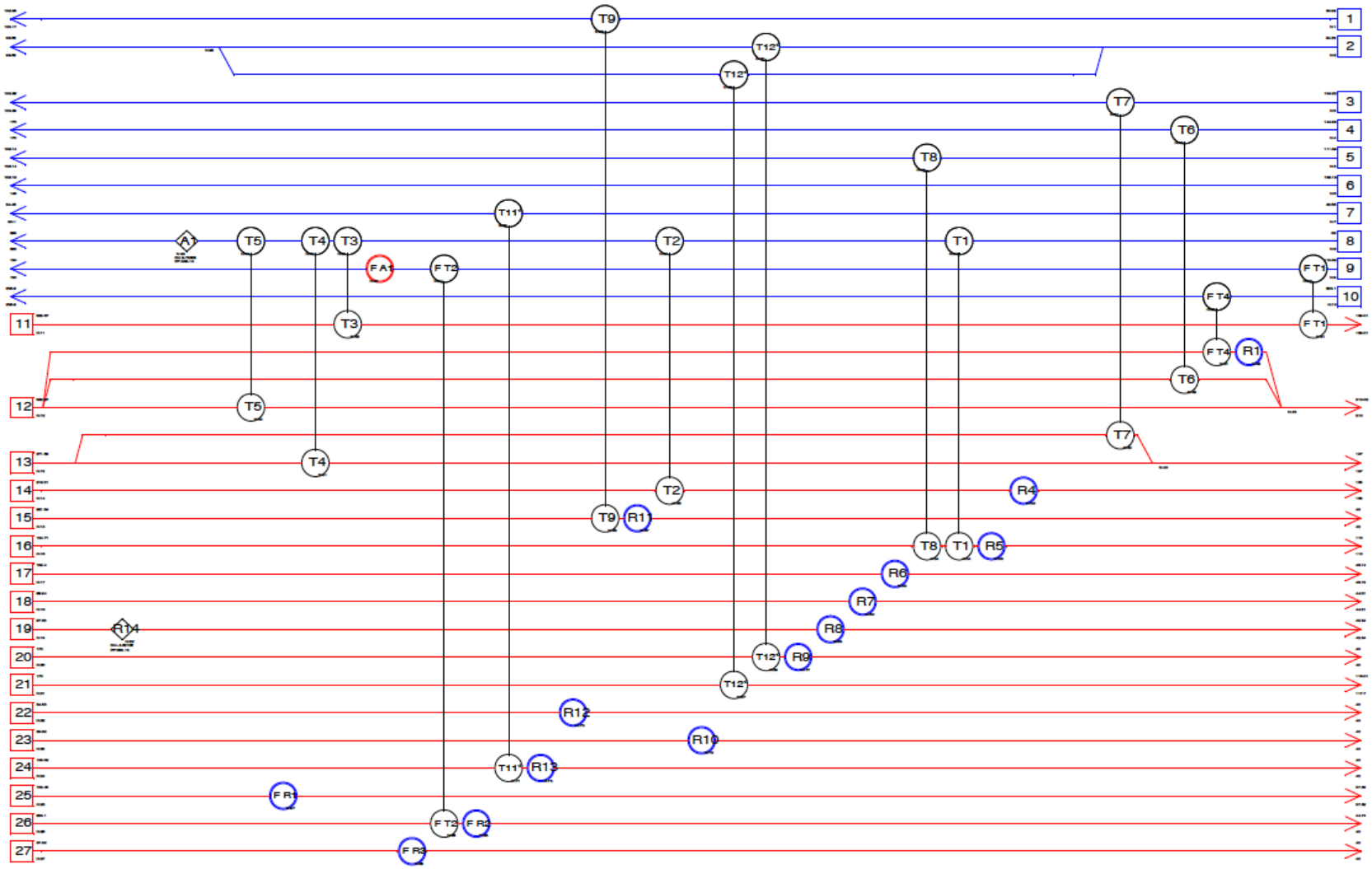
Com isso, optou-se por uma utilidade que estivesse no nível adequado de temperatura. Para este caso, será usado o vapor MP, que além de ter a temperatura adequada, também tem uma relação direta com esta corrente, já que o consumo dele no aquecimento da carga, permite que se gere mais vapor MP no R1, que estava em série com o F T3. Sendo assim, esta troca na verdade continua sendo a mesma troca entre a corrente de Borra com a Carga da Fracionadora, porém com um fluido intermediário que leva a energia a um nível de temperatura menor.

Diferente do caso do Refervedor com Vapor de AP, não serão considerados dois cascos para o F T3 uma vez que, mesmo que a temperatura do lado quente seja alta, ele pode ter uma velocidade de escoamento mais alta também, já que não está limitado pelo ΔP. Além disso, mesmo que a sua não utilização leve a um aumento na

carga térmica necessária no Refervedor da Fracionadora de Nafta, esta situação pode ser remediada se for contemplada no projeto dos equipamentos e das linhas, e com isso a coluna poderá continuar a operar enquanto o trocador é retirado para limpeza. Na Figura 6-13 (b) é mostrada a substituição do F T3 por um F A1.


T9
T12'
T12'
T7
T6
T8
T11'
A1
T5
T4
T3
T2
T1
F T3
F T2
F T1
F T4
T3
F T1
F T3
F T4
R1
T6
T5
T7
T4
T2
R4
T9
R11
T8
T1
R5
R6
R7
R14
R8
T12'
R9
T12'
R12
R10
T11'
R13
F R1
F T2
F R2
F R3
1
2
3
4
5
6
7
8
9
10
11
12
13
14
15
16
17
18
19
20
21
22
23
24
25
26
27

(a)



(b)

Figura 6-13 - Comparação entre a Rede de Trocadores Evoluída sem (a) e com aquecedor da carga com Vapor MP (b)

A substituição do F T3 pelo F A1 vai impactar também o dimensionamento do F T4 (Refervedor da Fracionadora de Nafta), uma vez que ele estava em série com este trocador e sua retirada vai aumentar o ΔT_{ln}, reduzindo o tamanho do trocador. Na Tabela 6-16 é apresentada a comparação entre este caso e o Caso Fracionadora Evoluída

Tabela 6-16 - Comparação Aquecedor MP x Aquecedor Borra

		Aquecedor MP	Aquecedor Borra
Área (m^2)	F A1 / F T3	26,3	15,7
	F T4	470,5	543,8
N_{cascos}	F A1 / F T3	1	1
	F T4	2	2*
ΔT_{min} (˚C)		62,5	191,2
Custo dos equipamentos		US$ 2.322.684,06	US$ 2.692.482,87
Receita Vapor MP / ano		US$ 4.449.194.19	US$ 4.449.194.19
Custo Anual da Rede		US$ 15.182.776,48	US$ 15.211.194,97

* 2 cascos devido ao potencial de depósito

A utilização do vapor MP no aquecedor resultou em um trocador 13,7% mais barato e não teve impacto na produção de vapor, como era esperado. O custo anual da rede foi 0,2% menor que o caso sem a utilização do vapor.

Além de possuir o maior custo, a utilização da Borra ou do Decantado leva a necessidade de aumentar ainda mais a área do F T4 para mitigar o impacto da retirada do trocador para limpeza. Dessa forma o caso utilizando vapor MP apresentou um resultado mais atrativo.

6.4. REDE FINAL PARA A FRACIONADORA DE NAFTA

Com todas as avaliações e resultados apresentados neste capítulo, a rede mais atrativa para ser instalada com a Fracionadora de Nafta seria aquela apresentada na Figura 6-13 (b) da seção 6.3.2.

Quando comparado com o dimensionamento somente da coluna, a rede integrada apresenta inúmeras vantagens, indo desde seu custo operacional até o tamanho dos equipamentos, uma vez que as correntes quentes do FCC podem levar a um ΔT_{ln} maior que aqueles obtidos com utilidades, reduzindo a área dos trocadores. Na Tabela 6-17 é apresentada uma comparação entre os custos dos equipamentos

novos da Fracionadora e do consumo de utilidades das redes integrada e não integrada, descontando os valores referentes ao FCC (como o consumo nos trocadores do FCC e as modificações nele).

Tabela 6-17 – Comparação dos Custos das Redes Integrada e Não Integrada

	Integrada		**Não integrada**	
Trocadores	**Área (m^2)**	**Custo**	**Área (m^2)**	**Custo**
F T1	120,9	US$ 544.083,74	-	
F T2	89,8	US$ 625.961,12	86,1	US$ 611.389,70
F A1 / F A2	26,2	US$ 231.981,68	59,8	US$ 367.479,55
F T4 / F A1	470,5	US$ 2.322.684,06	1231,0	US$ 2.698.305,52
F R1	1053,0	US$ 2.473.102,75	1053,0	US$ 2.473.102,75
F R2	73,0	US $625.961,12	83,8	US$ 602.376,99
F R3	256,0	US$ 1.123.375,71	255,5	US$ 1.122.150,88
TOTAL	**2.089,4**	**US$ 7.321.189,06**	**2769,2**	**US$ 7.874.805,39**
Utilidades	**Q $(Gcal/h)$**	**Custo / ano**	**Q $(Gcal/h)$**	**Custo / ano**
Q_{uf}	24,61	US$ 3.415.768,29	24,61	US$ 3.415.768,29
Q_{uq}	0,91	US$ 395.387,37	13,35	US$ 7.321.478,24
TOTAL		**US$ 3.811.768,29**		**US$ 10.737.246,53**
TOTAL ANUALIZADO		**US$ 8.044.840,49**		**US$ 12.232.251,94**

7. CONCLUSÃO E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Na primeira parte deste trabalho foi apresentada a rede de trocadores de calor de uma Unidade de FCC existente. Aplicando a metodologia do Ponto de Estrangulamento Energético foi mostrado que as correntes envolvidas apresentam um Problema Limite em que não seria necessária a utilização de aquecedores. Comparando com a rede base percebe-se que há uma oportunidade para realização de um *retrofit,* uma vez que há dois aquecedores nesta rede.

Os estudos de caso seguintes mostraram *retrofits* da rede base através visando a retirada dos aquecedores e a aproxima-la de uma Rede de Mínimo Consumo de Utilidades. Foi feita uma primeira síntese através de um *Retrofit* Tradicional, buscando manter, quando possível, as trocas atuais e adicionando área de troca quando necessário. Esse caso obteve uma rede sem consumo de utilidades quentes, porém com um acréscimo considerável de área, principalmente nos trocadores da bateria de pré-aquecimento do Gasóleo de Petróleo, a carga da unidade.

Uma segunda opção de evolução da rede foi proposta, partindo do fato que a utilização do forno de carga não resulta em um aumento de custo, uma vez que o calor aproveitado na bateria poderia ser utilizado para gerar vapor de média pressão para exportação, resultando em receita para unidade. Dessa forma foi realizado um *Retrofit* de menor impacto, buscando uma evolução da rede base e retirando somente o aquecedor com vapor de baixa pressão da unidade. Esta rede apresentou um valor menor de investimento e um retorno econômico melhor que o caso anterior, se mostrando atrativo.

No capítulo seguinte foi apresentado o impacto da instalação de uma nova coluna de destilação na rede base. A primeira etapa foi apresentar as Curvas Compostas e os dados da RMCU para esta nova coluna isolada da unidade de FCC, como se fosse uma unidade à parte. A partir desses dados foi possível mostrar que a nova coluna poderia ter seu aquecimento integrado ao FCC, porém o seu resfriamento teria que ser feito com utilidades frias.

Nas seções seguintes foi realizada a síntese da rede integrando a nova coluna, primeiro ao caso base para provar que as premissas adotadas na avaliação da coluna sozinha seriam válidas a partir do momento que ela fosse integrada a

unidade. A segunda rede foi sintetizada buscando a evolução da rede, nos mesmos moldes do que foi apresentado na rede sem a nova coluna, para poder ser feita a comparação entre os casos. Esta síntese mostrou que a nova rede proposta se aproximou mais da RMCU esperada para esta unidade.

Foi feita uma análise econômica das alternativas de meios de aquecimento para a rede evoluída com a nova coluna, para reduzir o risco de ter deposição excessiva no lado dos fluidos frios, chegando a uma rede que utiliza vapor de média para o aquecimento da carga da coluna e borra como fluido quente do refervedor.

Por fim, na última seção desta dissertação, foi apresentado um comparativo dos ganhos que a integração térmica da nova coluna com a unidade de FCC teve em relação a uma rede segregada que foi apresentada no começo do capítulo 6, chegando a conclusão que esta integração permitiu ganhos na ordem de US$ 4.000.000,00 por ano.

Como este trabalho levou em consideração somente a integração entre uma coluna tradicional e a unidade de FCC, é sugerido para trabalhos futuros a avaliação de Colunas Não Tradicionais, integrando refervedores e condensadores laterais, buscando aumentar a eficiência termodinâmica da unidade. Uma breve revisão bibliográfica sobre a eficiência termodinâmica em colunas de destilação é apresentada no Apêndice B.

Outro ponto observado é que modificações de pressão em algumas colunas poderiam levar a possibilidade de integração entre os condensadores delas, grande maioria utilizando água de resfriamento, e a unidade, permitindo a redução no consumo de utilidade fria. Esta análise também fica como sugestão para trabalhos futuros.

REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

AHMAD, S.; LINNHOFF, B.; SMITH, R. Design of Multiple HeatExchangers: an Alternative Approach. **Journal of Heat Transfer**, 110, 1988. 304-309.

AL-RIYAMI, B. A.; KLEMES, J.; PERRY, S. Heat integration retrofit analysis of a heat exchanger network of a fluid catalytic cracking plant. **Applied Thermal Engineering**, v. 21, 2001.

AMARAL, T. P. **Integração Energética de Unidades de Destilação e Coqueamento:** Estudo de Retrofit e de Aspectos de Prcoesso. Rio de Janeiro: EQ/UFRJ. Dissertação de Mestrado, 2013.

ANP - AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS. RESOLUÇÃO ANP Nº 18, DE 2.9.2004 - DOU 6.9.2004, 2004. Disponivel em: <http://nxt.anp.gov.br/NXT/gateway.dll/leg/resolucoes_anp/2004/setembro/ranp%2018%20-%202004.xml?fn=document-frameset.htm$f=templates$3.0>. Acesso em: 11 ago. 2015.

ANP - AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS. RESOLUÇÃO ANP Nº 40, DE 25.10.2013 - DOU 28.10.2013 - REPUBLICADA DOU 30.10.2013, 2014. Disponivel em: <http://nxt.anp.gov.br/NXT/gateway.dll/leg/resolucoes_anp/2013/outubro/ranp%2040%20-%202013.xml>. Acesso em: 11 ago. 2015.

ASANTE, N. D. K.; ZHU, X. X. An Automated and Interactive Approach for Heat Exchanger Network Retrofit. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 75, p. 349-360, 1997.

ASOMANING, S. **The Role of Olefins in Fouling of Heat Exchangers**. Vancouver: [s.n.], 1990.

BAKHTIARI, B.; BEDARD, S. **Retrofitting heat exchanger networks using a modified network pinch approach**. [S.l.]: Applied Thermal Engineering, v. 51, 2013. 973-979 p.

BANCO CENTRAL DO BRASIL. Consulta à Taxa Selic Diária, 2015. Disponivel em: <http://www.bcb.gov.br/?SELICDIARIOS>. Acesso em: 13 ago. 2015.

BANDYOPADHYAY, S. Thermal Integration of a Distillation Column Through Side-Exchangers. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 85, p. 155 - 166, 2007.

BARLETTA, T. Revamping FCC Units: Debutanizer Reboiler Fouling. **World Refining**, 23, 2001.

CALIXTO, E. E. S. **Procedimento "Total Site" na Síntese de redes de Águas com Múltiplos Contaminantes**. Rio de Janeiro: EQ/UFRJ. Dissertação de Mestrado, 2011.

CASTIER, M. Pinch analysis revisited: New rules for utility targeting. **Applied Thermal Engineering**, v. 27, p. 1653 – 1656, 2007.

COKER, A. K. **Ludwig's Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants**. 4. ed. [S.l.]: Elsevier, v. 2, 2010. 269-344 p.

COKER, A. K. **Ludwig's Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants**. 4. ed. Waltham: Elsevier, v. 3, 2015. 491-622 p.

COLETTI, F.; CRITTENDEN, B. D.; MACCHIETTO, S. **Crude Oil Fouling**. 1. ed. Oxford: Elsevier, 2015. 23-50 p.

DELGADO, B. E. P. C. **Síntese de Sistemas de Regeneração e Tratamento Final de Efluentes**. Rio de Janeiro: EQ/UFRJ. Tese de Doutorado, 2008.

DHOLE, V. R.; LINNHOFF, B. Distillation Column Target. **Computers & Chemical Engineering**, v. 17, p. 549-560, 1993.

FAHIM, M. A.; ALSAHHAF, T. A.; ELKILANI, A. **Fundamental of Petroleum Refining**. 1. ed. Oxford: Elsevier, 2010. 33-67 p.

FARAH, M. A. **Petróleo e Seus Derivados:** Definição, Constituição, Aplicação, Especificações, Características de Qualidade. 1. ed. Rio de Janeiro: [s.n.], 2012.

FENG, X. et al. Energy recovery in petrochemical complexes through heat integration retrofit analysis. **Applied Energy**, v. 88, p. 1965 - 1982, 2011.

FRASER, S. **Distillation:** Operation and Applications. Oxford: Elsevier, 2014.

FURMAN, K. C.; SAHINIDIS, N. V. A Critical Review and Annotated Bibliografy for Heat Exchanger Network Synthesis in the 20th Century. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 41, p. 2335-2370, 2002.

GOMES, J. F. S.; QUEIROZ, E. M.; PESSOA, F. L. P. Design Procedure for Water/Wastewater Minimization: Single Contaminant. **Journal of Cleaner Production**, v. 15, p. 474-485, 2007.

GOSSELIN, L.; TYE-GINGRAS, M.; MATHIEU-POTVIN, F. Review of utilization of genetic algorithms in heat transfer problems. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, v. 52, p. 2169 - 2188, 2009.

HERKENHOFF, R. G. **Uma Nova Estratégia para a Reestruturação de Redes de Trocadores de Calor**. Campinas: UNICAMP. Tese de Doutorado, 2008.

IANCU, M.; CRISTEA, M. V.; AGACHI, P. S. Retrofit design of heat exchanger network of a fluid catalytic cracking plant and control based on MPC. **Computers & Chemical Engineering**, 49, 2013. 205-216.

JANA, A. K. Heat Integrated Distillation Operation. **Applied Energy**, v. 87, p. 1477-1494, 2009.

KEMP, I. **Pinch Analysis and Process Integration:** A user guide on process integration for efficient use of energy. 2. ed. Oxford: Elsevier, 2007.

KIM, Y. H. Internally heat-integrated distillation system for quaternary separation. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 89, p. 2495 - 2500, 2011.

KIRAN, B.; JANA, A. K.; SAMANTA, A. N. A novel intensified heat integration in multicomponent distillation. **Energy**, v. 41, p. 443 - 453, 2012.

KISS, A. A.; LANDAETA, S. J. F.; FERREIRA, C. A. I. Towards energy efficient distillation technologies e Making the right choice. **Energy**, v. 47, p. 531-542, 2012.

LINNHOFF, B.; DUNFORD, H.; ROBIN, S. Heat Integration fo Distillation Columns Into Overall Process. **Chemical Engineering Science**, 38, 1983. 1175-1188.

LINNHOFF, B.; TOWNSEND, D. W. **A user guide process integration for the efficient use of energy**. Rugby: IchemE, 1982.

LIPORACE, F. S.; PESSOA, F. L. P.; QUEIROZ, E. M. Automatic Evolution of Heat Exchanger Networks with Simultaneous Heat Exchanger Design. **Brazilian Journal of Chemical Engineering.**, v. 16, p. 25-40, 1999.

LIPORACE, F. S.; PESSOA, F. L. P.; QUEIROZ, E. M. An Alternative Procedure to Retrofit an Industrial Plant. A Case Study. **Latin American Applied Research**, 2002. 161-170.

LIPORACE, F. S.; PESSOA, L. F. P.; QUEIROZ, M. AtHENS (Automatic Heat Exchanger Network Synthesis) Performance. **Latin American Applied Research** , 2001. 383-390.

LUCIA, A.; AMALE, A.; TAYLOR, R. Distillation Pinch Points and More. **Computers & Chemical Engineering**, v. 32, p. 1342 - 1364, 2007.

MIZUTANI, F. T. et al. Mathematical Programming Model for Heat-Exchanger Network Synthesis Including Detailed Heat-Exchanger Designs. **2. Network Synthesis. Industrial & Engineering Chemical**, v. 42, p. 4019-4027, 2003.

MORAR, M.; AGACHI, P. S. **Sensitivity Study of a Heat Integrated FCC Plant**. 19th European Symposium on Computer Aided Process Engineering. [S.l.]: [s.n.]. 2009. p. 465 - 470.

OLIVEIRA, S. G. **Síntese de Redes de Trocadores de calor com Considerações de Controle**. Rio de Janeiro: EQ/UFRJ. Tese de Doutorado, 2001.

PENNA, E. M. **Estudo do Aumento da Produção de Propeno em um Unidade de FCC**. Rio de Janeiro: Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2012.

PERRY, R. H.; GREEN, D. W. **Perry's Chemical Engineer's Handbook**. New York: [s.n.], 1997. 9-67 p.

PINTO, F. S. et al. Thermodynamic Optimization of Distilation Columns. **Chemical Engineering Science**, v. 66, p. 2920-2934, 2011.

PONTON, J.; DONALDSON, R. A Fast Method for the Synthesis os Optimal Heat Exchanger Networks. **Chemical Engineering Science**, v. 29, p. 2375-2377, 1974.

RODRIGUEZ, C.; SMITH, R. Optimization of Operating Conditions for Mitigating Fouling in Heat Exchangers Network. **Chemical Engineering Research and Design**, 85, n. A6, 2007. 839-851.

RUDD, D. F.; POWERS, G. J.; SIIROLA, J. J. **Process Synthesis**. New Jersey: Prentice-Hall Incorporation, 1973.

SADEGHBEIGI, R. **Fluid Catalytic Cracking Handbook**. 2. ed. Oxford: Elsevier, 2000. 1-42 p.

SILVA, F. W. M. **Minimização do Consumo de Água em Plantas de Processo com Integração Energética**. Rio de Janeiro: EQ/UFRJ. Dissertação de Mestrado, 2012.

SOUZA NETO, J. N. et al. **Energy Integration – An Example in a Retrofit of a Petrochemical Plant.** Anais: 4th Mercosur Congress on Process Systems Engineering. Rio das Pedras: [s.n.]. 2005.

STEGNER, C.; BRANDT, C.; FIEG, G. EVHE – A new method for the synthesis of HEN. **Computers & Chemical Engineering**, 64, 2014. 95-102.

STELLING, R. J. **Síntese Combinada de Redes de Equipamentos de Transferência de Massa e de Trocadores de Calor.** Rio de Janeiro: EQ/UFRJ. Dissertação de Mestrado, 2004.

TOWLER, G.; SINNOTT, R. **Chemical Engineering Design**. 2. ed. Waltham: Elsevier, 2013. 403-412 p.

WATKINSON, A. P. Deposition From Crude Oils in Heat Exchangers. **Heat Transfer Engineering**, 28, 2007. 177-184.

WATKINSON, A. P.; WILSON, D. I. Chemical reaction fouling: A review. **Experimental Thermal and Fluid Science**, 14, n. 4, 1997. 361-374.

WILSON, J. W. **Fluid Catalytic Cracking Thecnology and Operations**. 1. ed. Tulsa: PennWell Publishing Company, 1997. 1-45 p.

YEE, T. F.; GROSSMANN, I. E. Optimization Models for Heat Integration. II. Synthesis of Heat Exchanger Networks. **Computers and Chemical Engineering**, v. 14, p. 1165-1184, 1990.

YUFEI, W. et al. Application of intensified heat transfer for the retrofit of heat exchanger network. **Applied Energy**, v. 89, p. 45-59, 2012.

APÊNDICE A – DADOS DAS REDES DE TROCADORES DE CALOR

Legenda:

Trocadores Novos
Trocadores Realocados
Trocadores Mantidos

Tabela A-1 – Trocadores de Calor da Figura 5-4

Unidade	N_{cascos}	A (m²)	Lado Quente		Lado Frio		Q (Gcal/h)
			T_{ent} (˚C)	T_{sai} (˚C)	T_{ent} (˚C)	T_{sai} (˚C)	
T1	2 S	880	134,5	120,5	82,0	113,0	5,78
T2	1	116	219,4	153,4	113,0	125,9	2,39
T3	1	86,3	322,8	189,6	125,9	141,8	2,96
T4	2 S	857	273,9	157,4	141,8	184,4	7,93
T5	1	457	322,8	195,8	184,4	225,7	7,68
T6	1	335	322,8	237,2	146,4	170,0	12,02
T7	1	119	273,9	231,0	104,4	105,3	5,42
T8	2 P	1252	273,9	231,0	104,4	105,3	8,75
T9	2 S	678	69,9	223,8	119,9	50,0	5,28
T10	1	273	11,6	170,0	148,3	136,7	2,51
T11	1	73,1	54,4	148,3	117,8	42,7	3,53
A1	1	-	225,7	292	-	-	12,34
A2	1	345	140,6	126,0	87,1	103,6	8,00
R1	3 P	1580	322,8	195,2	165,1	192,5	25,43
R2	1	184	205,2	197,0	135,0	165,1	1,60
R3	2 S	137	189,6	129,0	27,0	42,0	1,34
R4	1	74,3	153,4	103,0	27,0	42,6	1,83
R5	2 P	218	120,5	110,0	27,0	42,2	4,30
R6	2 S e 3 P	4116	133,1	46,1	27,0	42,0	50,31
R7	2 S e 2 P	1508	88,9	44,3	27,0	42,4	9,47
R8	3 P	1433	60,0	42,5	27,0	42,2	2,73
R9	2 S	873	117,8	34,1	27,0	41,5	9,70
R10	2 S	1385	50,6	40,0	27,0	42,1	7,76
R11	2 S	504	119,9	42,0	27,0	42,4	3,40
R12	2 S e 3 P	2759	54,7	40,0	27,0	41,7	14,55
R13	2 S	84,8	105,4	40,0	27,0	42,4	1,17
R14	1	-	-	-	97,5	60	5,63

Legenda: S: em série; P: em paralelo

Tabela A-2 – Trocadores de Calor da Figura 5-8 (b)

Unidade	N_{cascos}	A (m²)	Lado Quente		Lado Frio		Q (Gcal/h)
			T_{ent} (˚C)	T_{sai} (˚C)	T_{ent} (˚C)	T_{sai} (˚C)	
T1	2S	692,5	131,2	114,0	82,0	120,8	7,21
T2 Casco1	1S	109,1	218,3	154,0	143,7	156,2	2,33
T2 Casco2	1S	273					
T3 Casco 1	1S	110,7	322,7	131,2	120,8	143,7	4,23
T3 Casco 2	1S	110,7					
T4	3S	459	271,7	197,0	156,2	241,2	15,8
T5	3S	1308,5	322,7	256,6	241,2	292,0	9,45
T6	1	500,1	322,7	156,2	145,0	170,0	13,47
T8	2 P	1252	154,8	131,2	111,6	136,1	9,93
T9	2 S	678	222,7	120,0	49,9	152,1	5,21
T11*	1	45,2	105,3	62,2	42,7	62,6	0,77
T12*	1	345	170,0	112,3	84,5	100,0	6,68
T13*	1	456,3	132,4	113,3	104,2	105,3	6,65
R1	3 P	1580	322,7	196,7	142,3	192,5	22,25
R2*	1	69,5	154,0	145,1	135,0	142,3	0,32
R4	1	74,3	145,1	102,7	27,0	41,9	1,54
R5	2 P	218	114,0	110,0	27,0	41,7	1,69
R6	2 S e 3 P	4116	113,3	46,1	27,0	41,5	42,81
R7	2 S e 2 P	1508	89,0	44,3	27,0	42,0	9,45
R8	3 P	1433	60,0	42,7	27,0	41,5	2,69
R9	2 S	873	112,3	40,0	27,0	42,0	8,38
R10	2 S	1385	50,6	40,0	27,0	41,8	6,33
R11	2 S	504	120,0	42,0	27,0	88,0	3,41
R12	2 S e 3 P	2759	55,7	40,0	27,0	41,0	12,50
R13	2 S	84,8	62,2	40,0	27,0	43,4	0,39
R14	1	-	-	-	97,5	60	5,63

Tabela A-3 – Trocadores de Calor da Figura 5-11 (b)

Unidade	N_{cascos}	A (m²)	Lado Quente		Lado Frio		Q (Gcal/h)
			T_{ent} (˚C)	T_{sai} (˚C)	T_{ent} (˚C)	T_{sai} (˚C)	
T1	2 S	880	131,2	118,3	82,0	111,1	5,41
T2	1	116	218,3	152,1	111,1	124,0	2,40
T3	1	86,3	322,7	188,7	124,0	140,0	2,98
T4	2 S	857	271,7	148,1	140,0	189,3	9,17
T5	1	457	322,7	212,4	189,3	246,3	10,60
T6	1	235,9	322,7	228,7	145,0	170,0	13,47
T7	1	122,4	271,7	223,4	104,2	105,3	6,65
T8	2 P	1252	154,8	131,2	111,6	136,1	9,93
T9	2 S	678	222,7	120,0	49,9	152,1	5,21
T11*	1	45,2	105,3	62,2	42,7	62,6	0,77
T12*	1	345	170,0	112,3	84,5	100,0	6,68
A1	1	-	225,7	292	-	-	12,34
R1	3 P	1580	322,7	192,0	161,4	192,5	21,06
R2	4S	178,6	188,7	136,8	135,0	161,4	1,15
R3	2 S	5,7	136,8	129,0	27,0	29,1	0,17
R4	1	55,5	152,1	103,0	27,0	43,0	1,78
R5	2 P	120,2	118,3	110,0	27,0	41,2	3,49
R6	2 S e 3 P	3182,0	132,4	46,1	27,0	44,1	49,45
R7	2 S e 2 P	888,8	89,0	44,2	27,0	42,5	9,47
R8	3 P	421,6	60,0	42,7	27,0	40,3	2,69
R9	2 S	637,1	112,3	40,0	27,0	40,1	8,38
R10	2 S	1135,0	50,6	40,0	27,0	42,2	6,33
R11	2 S	240,1	120,0	42,0	27,0	41,6	3,41
R12	2 S e 3 P	2325,0	55,7	40,0	27,0	39,3	12,50
R13	2 S	44,2	62,2	40,0	27,0	31,6	0,39
R14	1	-	-	-	97,5	60	5,63

Tabela A-4 – Trocadores de Calor da Figura 6-5

Unidade	N_{cascos}	A (m²)	Lado Quente		Lado Frio		Q (Gcal/h)
			T_{ent} (˚C)	T_{sai} (˚C)	T_{ent} (˚C)	T_{sai} (˚C)	
F T2	2S	86,1	235,1	125,2	113,6	120,5	1,571
F A1	2P	1231,0	253,3	253,2	233,1	236,8	11,18
F A2	1	59,8	192,5	192,4	120,5	130,0	2,177
F R1	2P	1053,0	135,4	57,5	27,0	42,1	22,12
F R2	2S	83,8	125,2	40,0	27,0	40,3	1,218
F R3	2S	255,5	57,5	40,0	27,0	42,0	1,283

Tabela A-5 – Trocadores de Calor da Figura 6-7

Unidade	N_{cascos}	A (m²)	Lado Quente		Lado Frio		Q (Gcal/h)
			T_{ent} (˚C)	T_{sai} (˚C)	T_{ent} (˚C)	T_{sai} (˚C)	
T1	2S	880	134,7	120,6	82,0	113,1	5,80
T2	1	116	219,4	153,5	113,1	126,0	2,39
T3	1	86,3	322,8	189,6	126,0	141,9	2,96
T4	2S	857	273,9	157,4	141,9	184,4	7,92
T5	1	457	322,8	195,7	184,4	225,7	7,68
T6	1	335	322,8	237,7	146,4	170,0	11,95
T7	1	119	273,9	231,0	104,3	105,3	5,42
T8	2P	1252	155,8	134,7	113,8	136,2	8,68
T9	2S	678	223,8	119,9	50,3	153,8	5,28
T10	1	273	170,0	147,4	136,3	146,5	2,93
T11	1	73,1	147,4	118,9	42,7	80,0	3,53
F T1	1	142,5	153,5	124,7	114,6	119,2	1,05
F T2	2S	89,7	235,1	129,3	119,2	125,8	1,51
F T3	1	16,4	322,8	318,0	125,8	130,0	0,96
F T4	1	444,1	318,0	261,9	233,1	236,8	11,18
A1	1	-	-	-	225,7	292	12,34
A2	1	322	140,6	126,0	87,2	103,6	8,00
R1	3P	1580	261,9	195,0	141,2	192,5	13,35
R2	1	184	205,2	197,0	135,0	141,2	1,60
R3	2S	137	189,6	129,0	27,0	42,0	1,35
R4	1	74,3	124,7	103,0	27,0	43,1	0,79
R5	2P	218	120,6	110,0	27,0	41,9	4,36
R6	2S e 3P	4116	133,1	46,1	27,0	42,0	50,29
R7	2S e 2P	1508	88,9	44,2	27,0	41,9	9,49
R8	3P	1433	60,0	42,6	27,0	41,6	2,73
R9	2S	873	118,9	40,0	27,0	41,5	1,77
R10	2S	1385	50,6	40,0	27,0	42,1	7,86
R11	2S	504	119,9	42,0	27,0	42,2	3,40
R12	2S e 3P	2759	54,7	40,0	27,0	42,0	14,62
R13	2S	84,8	105,7	40,0	27,0	41,3	1,17
R14	1	-	97,5	60	-	-	5,64
F R1	2P	1053,0	135,4	57,5	27,0	42,1	22,12
F R2	2S	87,4	129,3	40,0	27,0	43,8	1,28
F R3	2S	260,1	57,5	40,0	27,0	42,6	1,28

Tabela A-6 – Trocadores de Calor da Figura 6-10 (b)

Unidade	N_{cascos}	A (m²)	Lado Quente		Lado Frio		Q (Gcal/h)
			T_{ent} (˚C)	T_{sai} (˚C)	T_{ent} (˚C)	T_{sai} (˚C)	
T1	2S	729,2	131,1	118,3	82,0	111,1	5,41
T2	1	102,7	218,3	151,7	111,1	124,1	2,42
T3	1	81,2	322,7	188,4	124,1	140,1	2,99
T4	2S	892,6	271,7	147,9	140,1	189,4	9,18
T5	2S	387,4	322,7	221,4	189,4	239,6	9,33
T6	1	238,3	322,7	226,8	145,0	170,0	13,47
T7	1	122,4	271,7	223,4	104,2	105,3	6,65
T8	2P	1083,0	154,7	131,1	111,6	136,1	9,93
T9	2S	231,6	221,6	120,0	50,3	152,9	5,26
T11	1	47,7	105,3	61,0	42,7	64,5	0,77
T12*	1	345,0	170,0	116,0	84,5	98,6	6,68
F T1	1	120,9	188,4	129,0	113,6	119,4	1,32
F T2	2S	89,8	235,1	129,4	119,4	126,0	1,51
F T3	1	15,7	322,7	317,2	126,0	130,0	0,92
F T4	1	543,8	317,2	250,6	233,1	236,8	11,18
A1	1	-	-	-	239,6	292	9,76
R1	3P	1336,0	250,6	189,7	135,0	192,5	10,24
R4	1	55,0	151,7	103,0	27,0	42,1	1,77
R5	2P	120,7	118,3	110,0	27,0	41,9	3,49
R6	2S e 3P	3129,0	132,4	46,1	27,0	42,0	49,44
R7	2S e 2P	882,4	88,9	44,3	27,0	42,0	9,48
R8	1	443,8	60,0	42,5	27,0	41,6	2,72
R9	2S	127,0	116,0	40,0	27,0	41,6	1,70
R10	2S	1128,0	50,6	40,0	27,0	42,1	6,33
R11	2S	240,1	120,0	42,0	27,0	42,1	3,41
R12	2S e 3P	2864,0	54,7	40,0	27,0	42,3	13,06
R13	2S	53,6	61,0	40,0	27,0	42,5	0,36
R14	1	-	97,5	60	-	-	5,64
F R1	2P	1052,0	135,4	57,5	27,0	42,0	22,12
F R2	2S	72,9	129,4	44,7	27,0	41,8	1,21
F R3	2S	255,1	57,5	40,0	27,0	42,0	1,28

Tabela A-7 – Trocadores de Calor da Figura 6-12 (b)

Unidade	N_{cascos}	A (m²)	Lado Quente		Lado Frio		Q (Gcal/h)
			T_{ent} (˚C)	T_{sai} (˚C)	T_{ent} (˚C)	T_{sai} (˚C)	
T1	2S	729,2	131,1	118,3	82,0	111,1	5,41
T2	1	102,7	218,3	151,7	111,1	124,1	2,42
T3	1	81,2	322,7	188,4	124,1	140,1	2,99
T4	2S	892,6	271,7	147,9	140,1	189,4	9,18
T5	2S	387,4	322,7	221,4	189,4	239,6	9,33
T6	1	238,3	322,7	226,8	145,0	170,0	13,47
T7	1	122,4	271,7	223,4	104,2	105,3	6,65
T8	2P	1083,0	154,7	131,1	111,6	136,1	9,93
T9	2S	231,6	221,6	120,0	50,3	152,9	5,26
T11	1	47,7	105,3	61,0	42,7	64,5	0,77
T12*	1	345,0	170,0	116,0	84,5	98,6	6,68
F T1	1	120,9	188,4	129,0	113,6	119,4	1,32
F T2	2S	89,8	235,1	129,4	119,4	126,0	1,51
F T3	1	15,7	322,7	317,2	126,0	130,0	0,92
A1	1	-	-	-	239,6	292	9,76
F A1	2P	1231,0	253,3	253,2	233,1	236,8	11,18
R1	3P	1293,0	317,2	189,8	135,0	192,5	21,40
R4	1	55,0	151,7	103,0	27,0	42,2	1,77
R5	2P	120,8	118,3	110,0	27,0	42,1	3,49
R6	2S e 3P	3136,0	132,4	46,1	27,0	42,3	49,44
R7	2S e 2P	883,6	88,9	44,3	27,0	42,1	9,48
R8	1	453,3	60,0	42,5	27,0	42,3	2,72
R9	2S	127,1	116,0	40,0	27,0	41,7	1,70
R10	2S	1134,0	50,6	40,0	27,0	42,2	6,33
R11	2S	239,3	120,0	42,0	27,0	41,7	3,41
R12	2S e 3P	2723,0	54,7	40,0	27,0	41,0	13,06
R13	2S	48,5	61,0	40,0	27,0	38,7	0,36
R14	1	-	97,5	60	-	-	5,64
F R1	2P	1053,0	135,4	57,5	27,0	42,1	22,12
F R2	2S	73,0	129,4	44,7	27,0	41,9	1,21
F R3	2S	256,0	57,5	40,0	27,0	42,1	1,28

Tabela A-8 – Trocadores de Calor da Figura 6-13 (b)

Unidade	N_{cascos}	A (m²)	Lado Quente		Lado Frio		Q (Gcal/h)
			T_{ent} (˚C)	T_{sai} (˚C)	T_{ent} (˚C)	T_{sai} (˚C)	
T1	2S	729,2	131,1	118,3	82,0	111,1	5,41
T2	1	102,7	218,3	151,7	111,1	124,1	2,42
T3	1	81,2	322,7	188,4	124,1	140,1	2,99
T4	2S	892,6	271,7	147,9	140,1	189,4	9,18
T5	2S	387,4	322,7	221,4	189,4	239,6	9,33
T6	1	238,3	322,7	226,8	145,0	170,0	13,47
T7	1	122,4	271,7	223,4	104,2	105,3	6,65
T8	2P	1083,0	154,7	131,1	111,6	136,1	9,93
T9	2S	231,6	221,6	120,0	50,3	152,9	5,26
T11	1	47,7	105,3	61,0	42,7	64,5	0,77
T12*	1	345,0	170,0	116,0	84,5	98,6	6,68
F T1	1	120,9	188,4	129,0	113,6	119,4	1,32
F T2	2S	89,8	235,1	129,4	119,4	126,0	1,51
F T4	1	470,5	322,7	256,1	233,1	236,8	11,18
A1	1	-	-	-	239,6	292	9,76
F A1	1	26,2	192,5	192,4	126,0	130,0	0,92
R1	3P	1318,0	256,1	189,7	135,0	192,5	11,15
R4	1	55,0	151,7	103,0	27,0	42,2	1,77
R5	2P	120,8	118,3	110,0	27,0	42,1	3,49
R6	2S e 3P	3136,0	132,4	46,1	27,0	42,3	49,44
R7	2S e 2P	883,6	88,9	44,3	27,0	42,1	9,48
R8	1	453,3	60,0	42,5	27,0	42,3	2,72
R9	2S	127,1	116,0	40,0	27,0	41,7	1,70
R10	2S	1134,0	50,6	40,0	27,0	42,2	6,33
R11	2S	239,3	120,0	42,0	27,0	41,7	3,41
R12	2S e 3P	2723,0	54,7	40,0	27,0	41,0	13,06
R13	2S	48,5	61,0	40,0	27,0	38,7	0,36
R14	1	-	97,5	60	-	-	5,64
F R1	2P	1053,0	135,4	57,5	27,0	42,1	22,12
F R2	2S	73,0	129,4	44,7	27,0	41,9	1,21
F R3	2S	256,0	57,5	40,0	27,0	42,1	1,28

APÊNDICE B – REVISÃO BIBLIOGRÁFICA SOBRE EFICIÊNCIA TERMODINÂMICA DE COLUNAS DE DESTILAÇÃO

Focando em colunas de destilação, a análise termodinâmica pode ser realizada, visando melhorar a eficiência energética da operação através da redução na geração de entropia.

Dohler e Linnhoff (1993) apresentaram uma metodologia baseada na avaliação da Mínima Condição Termodinâmica (MTC), ou seja, numa condição em que a separação na coluna se aproxime de uma destilação reversível, na qual a força motriz da separação seja infinitesimal. Na prática, seria uma coluna com infinitos estágios, cada um deles com um condensador e um refervedor, na qual a curva de operação se aproximaria da curva de equilíbrio da mistura a ser separada. Em sua abordagem, os autores buscaram representar tanto misturas binárias como misturas multicomponentes, através de um modelo de “quase” MTC, utilizando componentes-chave para elaboração da Grande Curva Composta da Coluna (em inglês CGCC), uma curva de Temperatura x Entalpia, deslocada em relação à curva de uma coluna reversível, devido à adição das cargas térmicas reais dos refervedores e condensadores. A Figura B-1 é um exemplo de uma CGCC.

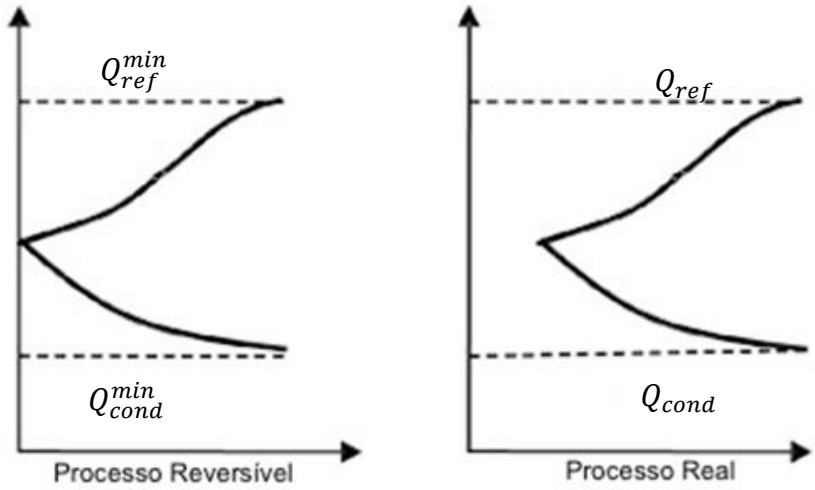


Figura B-1 - Grande Curva Composta da Coluna
FONTE: Adaptado de Pinto, Zemp, et al. (2011)

Segundo a metodologia de Dhole e Linnhoff (1993), a avaliação da CGCC deve visar a redução do afastamento da MTC com redução das irreversibilidades do processo. As principais ações a serem avaliadas, em ordem de importância, são:

- Mudanças no refluxo e na pressão, visando reduzir o consumo de energia;
- Aquecimento ou resfriamento da carga, visando reduzir a vaporização ou condensação excessiva no prato de carga, o que levaria a um aumento da necessidade de resfriamento ou aquecimento da torre; e
- Utilização de refervedores e condensadores laterais, visando aproveitar utilidades de menor custo ou avaliar possibilidades de integração com outros equipamentos da unidade.

A Figura B-2 mostra como pode ser conduzida a evolução da configuração da coluna durante o *targeting.*

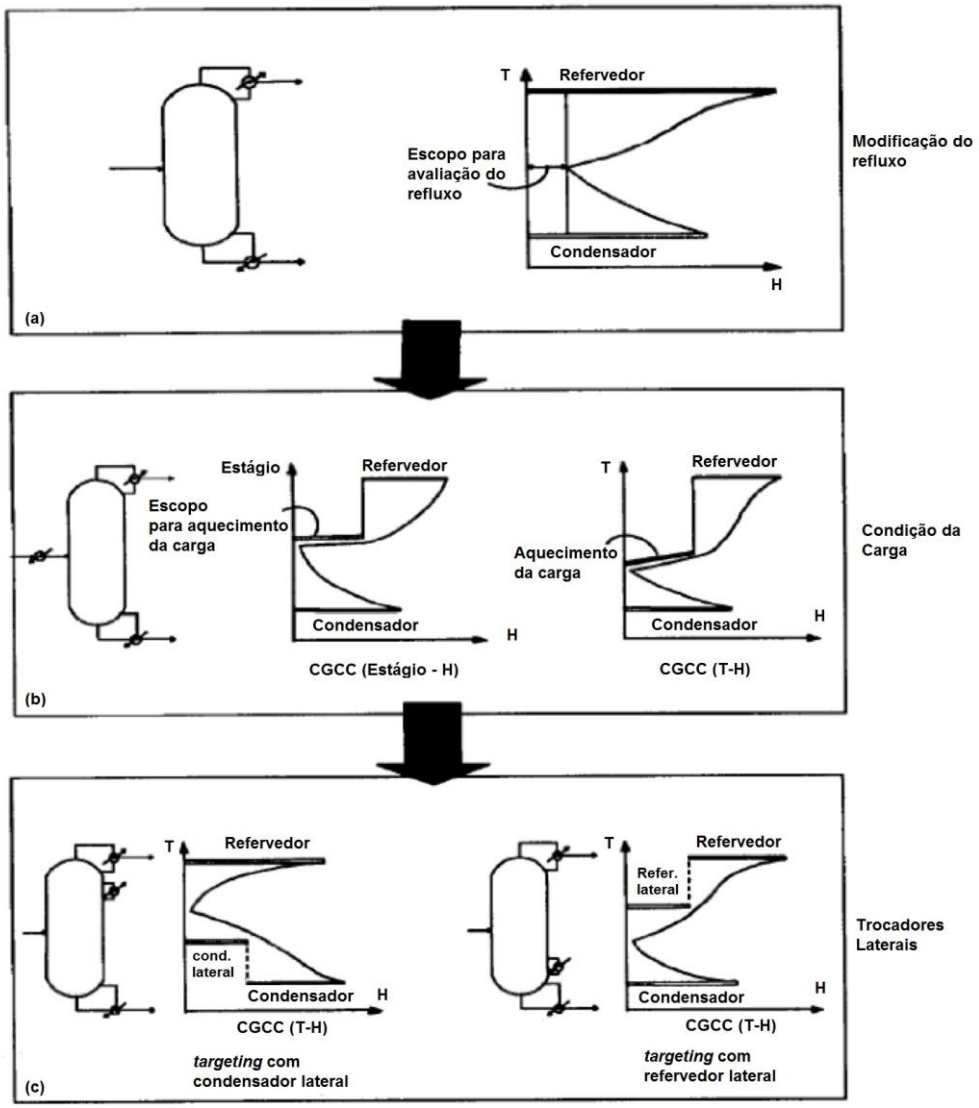


Figura B-2 - Targeting de uma Coluna de Destilação
FONTE: Adaptado de Dhole e Linnhoff (1993)

A metodologia para elaboração da CGCC permite o início do cálculo tanto pelo condensador (*top-down*) como pelo refervedor (*down-up*). Porém, os valores encontrados normalmente variam muito de uma forma para a outra na medida em que se aproxima do estágio de carga, uma vez que a metodologia não leva em consideração a entalpia que entra junto com a carga. Como alternativa, Bandyopadhyay (2007) apresentou uma metodologia para avaliação da MTC de colunas de destilação baseada no que ele chamou de curvas *invariant rectifying/stripping* (IRS).

Pinto *et al.* (2011) demonstraram que a metodologia de Dhole e Linnhoff pode levar a condições nas quais mesmo aproveitando uma energia de menor custo, pode

haver um aumento na demanda total de energia da coluna, assim como as intervenções podem causar mudanças de temperatura no estágio que está sendo avaliado, o que pode levar a uma necessidade maior de área de troca ou até a inviabilidade desta proposta de alteração do projeto. Dessa forma, os autores desenvolveram outra metodologia baseada em MTC, usando como objetivo no *targeting* a manutenção de uma perda de exergia mínima, uma vez que os processos são invariavelmente irreversíveis. Com isso as modificações propostas fariam com que a força motriz da separação permaneça constante através da adição de alguns estágios na região em que está sendo avaliada. O resultado dessa metodologia leva a uma coluna com a mesma demanda energética que a original e também busca manter a temperatura do estágio onde será adicionado o trocador lateral inalterada.

Os autores apresentam modelos para avaliar uma coluna de destilação com sua MTC. Porém, eles se limitam ao acréscimo de um trocador lateral, normalmente trocando com outras correntes de processo ou com uma utilidade de menor custo. No extremo, para alcançar a MTC, mais trocadores teriam que ser incluídos e a estratégia de integração não poderia se limitar a uma utilidade ou uma corrente.

Procurando aumentar ainda mais a integração entre a(s) coluna(s) e sua vizinhança, novas tecnologias de destilação foram sendo desenvolvidas, com destaque para colunas de Petlyuk (*fully thermally coupled columns*) e sua evolução, e as colunas internamente divididas (*divided wall columns*). Jana (2009) apresentou uma revisão sobre as novas tecnologias que vêm sendo desenvolvidas para aumentar a integração de colunas de destilação.

Outro destaque entre os modelos de destilação em desenvolvidos buscando maior eficiência energética são as colunas termicamente integradas (*Heat Integrated Distillation Column*, ou HIDiC), apresentadas por Mah, Nicholas e Wodnik, em 1977, e por Fitzmorris e Mah, em 1980. Esse tipo de coluna busca minimizar a perda de exergia pelo condensador e pelo refervedor, distribuindo a transferência de exergia através de uma seção diabática entre as seções de retificação e de esgotamento da coluna, reduzindo a demanda de utilidades (KIRAN; JANA; SAMANTA, 2012). Um dos exemplos mais empregados desse tipo de torre são as colunas com recompressão de vapor (*heat pumps*), muito utilizadas em separações nas quais os pontos de ebulição dos produtos são próximos, com o produto de topo sendo comprimido e condensado no refervedor da própria coluna. (KIRAN; JANA; SAMANTA, 2012).

As HIDiC também são usadas em separações nas quais o calor que seria descartado no condensador das colunas a jusante do processo (e logo com maiores temperaturas) é aproveitado em trocadores laterais de colunas anteriores (um exemplo seria a separação de compostos aromáticos em unidades petroquímicas). Neste caso, não necessariamente é preciso utilizar compressores para que haja um ΔT mínimo (KIM, 2011).