



**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS  
FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA**

**MARIA ALEXANDRA PIRES CRUZ**

**SÍNTESE DE REDE DE TROCADORES DE CALOR COM CONSIDERAÇÕES SOBRE O  
PROJETO DOS EQUIPAMENTOS E O *LAYOUT* DA PLANTA INDUSTRIAL.**

CAMPINAS  
2019

MARIA ALEXANDRA PIRES CRUZ

SÍNTESE DE REDE DE TROCADORES DE CALOR COM CONSIDERAÇÕES SOBRE O PROJETO DOS EQUIPAMENTOS E O *LAYOUT* DA PLANTA INDUSTRIAL.

*Dissertação apresentada à Faculdade de Engenharia Química da Universidade Estadual de Campinas como parte dos requisitos exigidos para a obtenção do título de Mestra em Engenharia Química.*

Orientador: PROF. DR. ROGER JOSEF ZEMP.

ESTE EXEMPLAR CORRESPONDE À VERSÃO FINAL DA TESE DEFENDIDA PELA ALUNA MARIA ALEXANDRA PIRES CRUZ E ORIENTADA PELO PROF. DR. ROGER JOSEF ZEMP.

CAMPINAS/SP

2019

Ficha catalográfica  
Universidade Estadual de Campinas  
Biblioteca da Área de Engenharia e Arquitetura  
Luciana Pietrosanto Milla - CRB 8/8129

C889s Cruz, Maria Alexandra Pires, 1991-  
Síntese de rede de trocadores de calor com considerações sobre o projeto dos equipamentos e o layout da planta industrial / Maria Alexandra Pires Cruz. – Campinas, SP : [s.n.], 2019.

Orientador: Roger Josef Zemp.  
Dissertação (mestrado) – Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Química.

1. Integração energética. 2. Otimização matemática. 3. Trocadores de calor. 4. Instalações industriais. 5. Layout. I. Zemp, Roger Josef, 1962-. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Química. III. Título.

Informações para Biblioteca Digital

**Título em outro idioma:** Synthesis of heat exchanger network considering equipment design and industrial layout

**Palavras-chave em inglês:**

Heat integration

Optimization

Heat exchangers

Plant layout

**Área de concentração:** Engenharia Química

**Titulação:** Mestra em Engenharia Química

**Banca examinadora:**

Roger Josef Zemp [Orientador]

Ana Maria Frattini Fileti

Luís Fernando Novazzi

**Data de defesa:** 30-07-2019

**Programa de Pós-Graduação:** Engenharia Química

**Identificação e informações acadêmicas do(a) aluno(a)**  
- ORCID do autor: <https://orcid.org/0000-0001-6738-0923>  
- Currículo Lattes do autor: <http://lattes.cnpq.br/2268467476565246>

## **FOLHA DE APROVAÇÃO**

Tese de mestrado defendida por Maria Alexandra Pires Cruz e aprovada em 30 de julho de 2019 pela banca examinadora constituída pelos doutores:

Prof. Dr. Roger Josef Zemp - Orientador  
FEQ - UNICAMP

Profa. Dra. Ana Maria Frattini Fileti  
FEQ - UNICAMP

Prof. Dr. Luís Fernando Novazzi  
Centro Universitário - FEI

Ata da defesa com as respectivas assinaturas dos membros encontra-se no processo de vida acadêmica do aluno.

Eu dedico este trabalho ao meu pai,  
António Manuel Barreiros Cruz,  
por ter me deixado de herança a sua paixão pelos livros.

“Confie no Senhor de todo o coração e não se apoie na sua própria inteligência.”

**Provérbios 3:5**

# Agradecimentos

O presente trabalho foi realizado com apoio da Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior - Brasil (CAPES) - Código de Financiamento 001.

Gostaria de agradecer, inicialmente, à CAPES pela bolsa de estudos que foi indispensável para a realização deste trabalho; e à UNICAMP por disponibilizar sua infraestrutura, funcionários e professores em prol do nosso aprendizado. Meu agradecimento especial à equipe do SIFEQ, sempre tão prestativa.

Ao meu orientador, Prof. Dr. Roger Josef Zemp, toda a minha gratidão pela oportunidade de concluir esta etapa tão importante para mim, e por sua disposição em compartilhar gentilmente seus conhecimentos; e todo o meu respeito pelo profissional competente, pelo orientador ético e pelo professor atencioso.

À querida professora Patrícia da Luz Mesquita, eu agradeço por todo o tempo que dedicou à minha formação e por todos os ensinamentos, que continuam sendo valiosos. Suas aulas cheias de entusiasmo e comprometimento foram minha inspiração até aqui. Ao Professor Juan Canelas Bosh Neto, pela amizade e disposição em encontrar soluções para meus problemas acadêmicos desde sua época como coordenador do curso de Engenharia Química do CAP/UFSJ.

Aos amigos e à minha república de Campinas (Nilza e Séforah), eu agradeço por garantirem mais leveza e por dividirem momentos e alegrias. Em especial, à Nilza pelo companheirismo e pelas doses diárias de motivação; e à Isa, pela amizade e por ter sido confidente fiel nos momentos mais difíceis.

À minha avó (Maria Adelina), à minha mãe (Inês), aos meus irmãos (Carolina, Miguel e Gabriel) e aos meus cunhados (Alexandre e Amanda), eu agradeço pela compreensão por mais dois anos de ausência. Aos meus queridos sobrinhos (Marcelo, Clarissa e Samuel), por chegarem e acrescentarem tanta doçura e alegria à nossa família. Ao Tio Beto, tio preferido, por se fazer presente mesmo de tão longe, e pelo apoio em todas as suas pacientes e edificantes contribuições em meus textos.

À Deus, minha fonte de vida e de esperança, eu agradeço por todos os dias dos últimos dois anos. Pelo sustento, pela provisão, pelos desafios, pelas dificuldades; enfim, agradeço por tudo, na certeza de que tudo contribuiu para que este período fosse de fortalecimento e de que nada fugiu dos Seus planos de bondade e paz.

“Aquietai-vos e sabeis que Eu sou Deus”. (Salmo 46:10)

# Resumo

A integração energética é uma alternativa para reduzir o consumo de energia em processos industriais. A viabilidade econômica do projeto de síntese de rede de trocadores de calor depende de uma estimativa de custo confiável, que usualmente inclui os custos de investimento com a aquisição dos trocadores de calor e os custos operacionais devido ao consumo de utilidades externas. O principal objetivo deste trabalho foi avaliar a influência de outras duas variáveis nestas estimativas de custo: as quedas de pressão nos trocadores de calor e o *layout* industrial. A otimização simultânea da síntese da rede de trocadores de calor incluindo a primeira destas variáveis, as quedas de pressão nos equipamentos, mostrou-se significativa, uma vez que a simulação convergiu para uma alternativa de rede e um custo anual total diferentes dos resultados obtidos sem esta consideração. Visto que poucos trabalhos na literatura detalham o *layout* e, de fato, calculam o comprimento total das tubulações necessárias para conectar os equipamentos que constituem a rede de trocadores de calor, a inclusão desta segunda variável foi a principal contribuição deste trabalho. Portanto, para esta segunda análise, a função objetivo do modelo de programação não linear inteira mista (MINLP) a ser minimizada incluiu o comprimento total da tubulação, calculado pela distância de Manhattan. Nós consideramos apenas poucas posições (específicas e limitadas) como disponíveis para instalar os trocadores de calor, sendo que cada uma destas posições comportou mais de um equipamento. Os resultados mostraram que a otimização simultânea da rede de trocadores de calor incluindo esta consideração resultou em alternativas de rede mais simples e, logo, operacionalmente mais viáveis. Além disso, a partir de uma alternativa de rede definida, a minimização sequencial do comprimento total da tubulação também garantiu *layouts* mais simples e com comprimentos totais de tubulação de 35% a 52% menores. Com isto, conclui-se que a inclusão de ambas as variáveis analisadas contribuiu para que as estimativas de custo fossem mais realistas nos estudos de caso abordados.

**Palavras-chave:** *Layout* industrial, modelo MINLP, otimização de *layout*, síntese de rede de trocadores de calor.

# Abstract

Heat integration is an alternative to reduce energy consumption in industrial processes. In order to ensure economic viability of the heat exchanger network, a reasonable cost estimation of this project is necessary, which usually includes heat exchangers purchase cost and operational costs due to utilities consumption. The main goal of this study was to assess the influence of two other variables in this project cost estimates: heat exchangers pressure drops and industrial layout. The simultaneous optimization of the synthesis of heat exchanger network including the first variable (heat exchangers pressure drops) showed that this assumption was significant since the result was a network and a cost estimation different from the alternative found without this assumption. In order to consider the second variable (industrial layout), the total pipe length necessary to connect the equipment that constitute the network was calculated by Manhattan distance. Then, the total pipe costs were included in the objective function to be minimized in the Mixed Integer Nonlinear Programming (MINLP) model. This was the main contribution of this work, since only few studies reported by literature detailed the industrial layout and proposed a methodology to calculate the total pipe length. We considered that only few and specific positions are available in the industrial site to install the heat exchangers and that in each of these positions more than one equipment could be allocated. In our results, the simultaneous optimization of the synthesis of heat exchanger network including the second variable (industrial layout) found different and simpler networks. Moreover, after defining a network, the total pipe length optimization may represent a decrease of 33%-52% of the total pipe length. Therefore, we concluded that the inclusion of the both proposed variables contributed to achieve more reliable cost estimations for the case studies analysed.

**Key-words:** Heat exchanger networks, layout optimization, plant layout, piping cost.

# Lista de ilustrações

Figura 1 – Curvas compostas quente e fria com indicação do Ponto <i>Pinch</i> . Fonte: Shenoy (1995). . . . .	23
Figura 2 – Estudo de caso 1: processo simplificado e típico de indústrias petroquímicas. Fonte: adaptado de Shenoy (1995). . . . .	26
Figura 3 – Correntes quentes (vermelho) e correntes frias (azul) disponíveis para integração energética no processo exposto na Figura 2. . . . .	27
Figura 4 – Estudo de caso 1: rede constituída apenas por trocadores de calor de utilidades para o processo industrial mostrado na Figura 2. . . . .	28
Figura 5 – Estudo de caso 1: processo simplificado e típico de indústrias petroquímicas com integração energética. Fonte: adaptado de Shenoy (1995). . . . .	30
Figura 6 – Rede de trocadores de calor com integração energética para o processo industrial mostrado na Figura 2. . . . .	31
Figura 7 – Superestrutura proposta por Yee e Grossmann (1990). HP: correntes quentes; CP: correntes frias. Fonte: adaptada de Shenoy (1995). . . . .	34
Figura 8 – Nomenclatura básica do diagrama de correntes para o modelo de Yee e Grossmann (1990). . . . .	35
Figura 9 – Superestrutura proposta por Yee e Grossmann (1990) com nomenclatura para a modelagem. Fonte: adaptada de Shenoy (1995). . . . .	36
Figura 10 – Rede de trocadores de calor otimizada para o processo industrial mostrado na Figura 2 para $\Delta T_{\min}=13$ °C. . . . .	44
Figura 11 – Rede de trocadores de calor otimizada, com $\Delta T_{\min}$ minimizado, para o processo industrial mostrado na Figura 2. . . . .	45
Figura 12 – Rede de trocadores de calor otimizada para o processo industrial mostrado na Figura 2 e $h=0,800$ kW/(m <sup>2</sup> .°C). . . . .	49
Figura 13 – Queda de pressão total em cada corrente (trocadores de calor em série). . . . .	58
Figura 14 – Queda de pressão por estágio (trocadores de calor em paralelo). . . . .	59
Figura 15 – Estudo de caso 1 considerando as quedas de pressão nos trocadores de calor. . . . .	62
Figura 16 – Estudo de caso 1 considerando as quedas de pressão nos trocadores de calor. . . . .	63
Figura 17 – RTC para o Estudo de caso 1 considerando as quedas de pressão nos trocadores de calor com custo de energia mais elevado. . . . .	65
Figura 18 – Estudo de caso 1 considerando as quedas de pressão nos trocadores de calor com custo de energia elevado. . . . .	66
Figura 19 – Comprimento da tubulação de acordo com a distância Euclidiana e a distância de Manhattan. Adaptado de Pouransari e Maréchal (2014). . . . .	69
Figura 20 – Processo industrial tridimensional. . . . .	70

Figura 21 – <i>Layout</i> da planta industrial com as correntes de processo. Fonte: adaptado de Souza, Khanam e Mohanty (2016). . . . .	71
Figura 22 – <i>Layout</i> da planta industrial com trocador de calor 3 posicionado em uma posição intermediária entre as correntes HP1 e CP1, de acordo com a abordagem de Souza, Khanam e Mohanty (2016). . . . .	73
Figura 23 – <i>Layout</i> da planta industrial com todos os 4 trocadores de calor posicionados nas posições intermediárias entre as correntes, de acordo com a abordagem de Souza, Khanam e Mohanty (2016). . . . .	74
Figura 24 – <i>Layout</i> da planta industrial com o trocador de calor 3 alocado em uma posição predefinida (P1). . . . .	75
Figura 25 – <i>Layout</i> da planta industrial com o trocador de calor 3 alocado em uma segunda posição predefinida (P2). . . . .	76
Figura 26 – <i>Layout</i> da planta industrial com os quatro trocadores de calor alocados em uma posição predefinida. . . . .	78
Figura 27 – <i>Layout</i> da planta industrial com os trocadores de calor alocados nas posições que demandam um menor comprimento de tubulação. . . . .	79
Figura 28 – Possibilidades de comprimentos iniciais da tubulação de uma corrente de processo quente. . . . .	83
Figura 29 – Comprimento inicial da tubulação de uma corrente de processo quente contabilizado no primeiro estágio. . . . .	84
Figura 30 – Comprimento inicial da tubulação de uma corrente de processo quente contabilizado no segundo estágio. . . . .	85
Figura 31 – Comprimento inicial da tubulação de uma corrente de processo quente contabilizado para o trocador de calor de utilidade. . . . .	86
Figura 32 – Comprimento inicial da tubulação de uma corrente de processo quente contabilizado apenas uma vez quando 2 equipamentos do mesmo estágio estão na mesma posição. . . . .	87
Figura 33 – Comprimentos iniciais da tubulação de uma corrente de processo quente contabilizados duas vezes quando cada um dos dois equipamentos do mesmo estágio está em uma posição diferente. . . . .	88
Figura 34 – Fluxograma comprimento inicial. . . . .	89
Figura 35 – Possibilidades de comprimentos finais da tubulação de uma corrente de processo quente. . . . .	90
Figura 36 – Comprimento final da tubulação de uma corrente de processo quente contabilizado a partir do trocador de calor de utilidade. . . . .	91
Figura 37 – Comprimento final da tubulação de uma corrente de processo quente contabilizado a partir do trocador de calor do segundo estágio. . . . .	92
Figura 38 – Comprimento final da tubulação de uma corrente de processo quente contabilizado a partir do trocador de calor do primeiro estágio. . . . .	93

Figura 39 – Comprimento final da tubulação de uma corrente de processo quente contabilizado apenas uma vez quando 2 equipamentos do mesmo estágio estão na mesma posição. . . . .	94
Figura 40 – Comprimento final da tubulação de uma corrente de processo quente contabilizado duas vezes quando cada equipamento do mesmo estágio está em uma posição diferente. . . . .	94
Figura 41 – Fluxograma comprimento final. . . . .	95
Figura 42 – Comprimento intermediário da tubulação de uma corrente de processo quente contabilizado a partir de dois trocadores de calor: um no primeiro estágio e outro no segundo estágio. . . . .	96
Figura 43 – Comprimento intermediário da tubulação de uma corrente de processo quente contabilizado a partir de dois trocadores de calor: um no primeiro estágio e outro de utilidade. . . . .	97
Figura 44 – Comprimento intermediário da tubulação de uma corrente de processo quente contabilizado a partir de dois trocadores de calor: um no segundo estágio e outro de utilidade. . . . .	98
Figura 45 – Comprimento intermediário da tubulação de uma corrente de processo quente contabilizado a partir de três trocadores de calor: dois no segundo estágio e outro de utilidade. . . . .	99
Figura 46 – Fluxograma comprimentos intermediários. . . . .	100
Figura 47 – Todas as possibilidades de <i>layout</i> para uma corrente de processo quente em uma rede com 2 estágios. . . . .	101
Figura 48 – Estudo de caso 1: rede de trocadores de calor otimizada, com $\Delta T_{\min}$ minimizado, e comprimento da tubulação minimizado. . . . .	103
Figura 49 – Estudo de caso 1: <i>layout</i> industrial com comprimento de tubulação total minimizado. . . . .	104
Figura 50 – Estudo de caso 1: rede de trocadores de calor otimizada, com $\Delta T_{\min}$ minimizado, e comprimento da tubulação maximizado. . . . .	105
Figura 51 – Rede de trocadores de calor otimizada, com $\Delta T_{\min}$ minimizado, e comprimento da tubulação (de alto custo=1100 \$/m) minimizado. . . . .	106
Figura 52 – Rede de trocadores de calor otimizada, com $\Delta T_{\min}$ minimizado, e comprimento da tubulação (de alto custo=55.000 por metro) minimizado. . . . .	107
Figura 53 – Estudo de caso 2: Diagrama do processo. Fonte: adaptado de Kemp (2007). . . . .	109
Figura 54 – Correntes quentes (vermelho) e correntes frias (azul) disponíveis para integração energética no processo exposto na Figura 53. . . . .	110
Figura 55 – Estudo de caso 2: <i>Layout</i> industrial proposto para o processo mostrado na Figura 53. . . . .	112
Figura 56 – Estudo de caso 2: rede otimizada. . . . .	113

Figura 57 – Estudo de caso 2: rede otimizada com as posições onde cada equipamento foi instalado, considerando $N_{\max} = 6$ . . . . .	114
Figura 58 – Estudo de caso 2: otimização simultânea da rede e <i>layout</i> . . . . .	116
Figura 59 – Estudo de caso 3: Diagrama do processo. . . . .	117
Figura 60 – <i>Layout</i> industrial para o exemplo 9P1. Fonte: adaptado de Bausbacher e Hunt (1993). . . . .	118
Figura 61 – Estudo de caso 3: Rede de trocadores de calor proposta por Polley e Panjeh Shahi (1991) com o acréscimo das posições onde cada equipamento foi alocado. . . . .	119
Figura 62 – Trocador de calor 1 - Estudo de caso 1. . . . .	125

# Lista de tabelas

Tabela 1 – Estudo de caso 1: dados de entrada. . . . .	27
Tabela 2 – Estudo de caso 1: dados para análise econômica (SHENOY, 1995). . . . .	28
Tabela 3 – Estudo de caso 1: análise econômica para a rede de trocadores de calor sem integração energética. . . . .	29
Tabela 4 – Análise econômica para a rede de trocadores de calor original do estudo de caso 1. . . . .	31
Tabela 5 – Varredura dos valores de custo anual total (TAC) obtidos a partir de estimativas iniciais diferentes da quantidade máxima de utilidade quente disponível ( <i>HULIMIT</i> ). . . . .	43
Tabela 6 – Análise econômica para a rede de trocadores de calor do estudo de caso 1 otimizada e com integração energética e $\Delta T_{\min}=13$ °C. . . . .	44
Tabela 7 – Varredura dos valores de custo anual total (TAC) obtidos a partir de estimativas iniciais diferentes da quantidade máxima de utilidade quente disponível ( <i>HULIMIT</i> ). . . . .	45
Tabela 8 – Análise econômica para a rede de trocadores de calor do estudo de caso 1 otimizada e com integração energética. . . . .	46
Tabela 9 – Análise econômica para a rede de trocadores de calor otimizada do estudo de caso 1 com $h=0,800$ kW/(m <sup>2</sup> .°C). . . . .	48
Tabela 10 – Varredura dos valores de custo anual total (TAC) obtidos a partir de estimativas iniciais diferentes da quantidade máxima de utilidade quente disponível ( <i>HULIMIT</i> ). . . . .	49
Tabela 11 – Análise econômica para a rede de trocadores de calor do estudo de caso 1 otimizada e $h=0,800$ kW/(m <sup>2</sup> .°C). . . . .	50
Tabela 12 – Propriedades das correntes de processo da Figura 2. Adaptado de Frausto-Hernández et al. (2003). . . . .	61
Tabela 13 – Dados econômicos (SHENOY, 1995). . . . .	61
Tabela 14 – Valores calculados para as constantes $K_s$ e $K_t$ . . . . .	62
Tabela 15 – Valores de $h$ otimizados e quedas de pressão para as correntes de processo do Estudo de caso 1. . . . .	63
Tabela 16 – Análise econômica para a rede de trocadores de calor do estudo de caso 1 considerando as quedas de pressão nos trocadores de calor. . . . .	64
Tabela 17 – Valores de $h$ otimizados para as correntes de processo do Estudo de caso 1. . . . .	66
Tabela 18 – Análise econômica para a rede de trocadores de calor do estudo de caso 1 considerando as quedas de pressão nos trocadores de calor e um custo de bombeamento elevado. . . . .	67

Tabela 19 – Coordenadas iniciais e finais das correntes de processo. Adaptado de Souza, Khanam e Mohanty (2016). . . . .	72
Tabela 20 – Comprimento das tubulações considerando apenas uma possível posição para alocar os trocadores de calor. . . . .	77
Tabela 21 – Cálculo dos comprimentos de tubulação por posição (com e sem assumir trocadores em série). . . . .	79
Tabela 22 – Varredura dos valores de custo anual total (TAC) obtidos a partir de estimativas iniciais diferentes da quantidade máxima de utilidade quente disponível ( <i>HULIMIT</i> ). . . . .	106
Tabela 23 – Análise econômica para a rede de trocadores de calor mostrada na Figura 51.	107
Tabela 24 – Estudo de caso 2: dados de entrada. . . . .	110
Tabela 25 – Estudo de caso 2: dados para análise econômica (KEMP, 2007). . . . .	111
Tabela 26 – Coordenadas iniciais e finais das correntes de processo e posições disponíveis para alocar os trocadores de calor. . . . .	111
Tabela 27 – Estudo de caso 2: Varredura dos valores de custo anual total (TAC) obtidos a partir de estimativas iniciais diferentes da quantidade máxima de utilidade quente disponível ( <i>HULIMIT</i> ). . . . .	111
Tabela 28 – Estudo de caso 2: dados sobre a rede otimizada mostrada na Figura 56. . . .	113
Tabela 29 – Dados para o problema 9P1 (POLLEY; PANJEH SHAHI, 1991). . . . .	117
Tabela 30 – Estudo de caso 3: coordenadas iniciais e finais das correntes de processo e das posições disponíveis para instalar os trocadores de calor. . . . .	118

# Sumário

	Lista de ilustrações . . . . .	10
	Lista de tabelas . . . . .	14
1	INTRODUÇÃO . . . . .	19
1.1	Objetivos . . . . .	20
1.1.1	Objetivo Geral . . . . .	20
1.1.2	Objetivos Específicos . . . . .	21
1.2	Estrutura da dissertação . . . . .	21
2	INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA . . . . .	23
2.1	Revisão de literatura . . . . .	23
2.1.1	Integração Energética . . . . .	23
2.1.2	Síntese de Rede de Trocadores de Calor . . . . .	24
2.2	Estudo de caso 1 . . . . .	26
2.2.1	Descrição do problema . . . . .	26
2.2.2	Rede de trocadores de calor sem integração energética . . . . .	28
2.2.3	Rede de trocadores de calor com integração energética . . . . .	29
3	OTIMIZAÇÃO MATEMÁTICA APLICADA À SÍNTESE DE REDES DE TROCADORES DE CALOR . . . . .	33
3.1	Revisão de literatura . . . . .	33
3.2	Modelo de Yee e Grossman (1990) . . . . .	34
3.2.1	Balço de energia global para cada corrente . . . . .	36
3.2.2	Balço de energia para cada estágio . . . . .	37
3.2.3	Determinação das temperaturas de entrada . . . . .	37
3.2.4	Confiabilidade das temperaturas . . . . .	37
3.2.5	Carga térmica dos trocadores de utilidade quente e fria . . . . .	38
3.2.6	Restrições lógicas . . . . .	38
3.2.7	Cálculo dos valores de $\Delta T$ nos trocadores de calor . . . . .	38
3.2.8	Cálculo da área de troca térmica . . . . .	39
3.2.9	Função objetivo . . . . .	40
3.3	Implementação do modelo . . . . .	41
3.3.1	DICOPT . . . . .	42
3.3.2	AlphaECP . . . . .	42

3.4	Estudo de Caso 1: síntese de rede de trocadores de calor otimizada . . . . .	43
3.4.1	Otimização do valor do $\Delta T_{\min}$ . . . . .	45
4	QUEDA DE PRESSÃO NOS TROCADORES DE CALOR . . . . .	47
4.1	Revisão da literatura . . . . .	47
4.2	Estudo de caso 1: análise da variação do valor do coeficiente de troca térmica . . . . .	48
4.3	Fundamentação teórica . . . . .	51
4.3.1	Relação entre $\Delta P_t$ e $h_t$ no lado do tubo: . . . . .	51
4.3.2	Relação entre $\Delta P_s$ e $h_s$ no lado do casco: . . . . .	53
4.4	Modelo de Yee e Grossmann (1990) incluindo as considerações sobre as quedas de pressão nos trocadores de calor . . . . .	57
4.4.1	Custo operacional com o bombeamento dos fluidos através dos trocadores de calor . . . . .	59
4.4.2	Função objetivo com considerações sobre as quedas de pressão nos trocadores de calor . . . . .	59
4.5	Estudo de caso 1: Otimização do valor do coeficiente de troca térmica . . . . .	61
4.5.1	Custo de bombeamento mais elevado . . . . .	65
5	CONSIDERAÇÕES SOBRE O <i>LAYOUT</i> INDUSTRIAL E O POSICIONAMENTO DOS TROCADORES DE CALOR . . . . .	68
5.1	Revisão de literatura . . . . .	68
5.2	Estudo de caso 1: Considerações sobre o <i>layout</i> industrial implementadas manualmente na rede de trocadores de calor original (Seção 2.2.3) . . . . .	69
5.2.1	Cálculo do comprimento da tubulação . . . . .	70
6	MODELAGEM <i>LAYOUT</i> . . . . .	80
6.1	Considerações iniciais . . . . .	80
6.1.1	Número de posições disponíveis para alocar os trocadores de calor . . . . .	80
6.1.2	Número máximo de trocadores de calor por posição . . . . .	81
6.2	Definição das coordenadas das posições inicial e final das correntes . . . . .	81
6.3	Distância de Manhattan . . . . .	81
6.4	Comprimento inicial . . . . .	82
6.5	Comprimentos finais . . . . .	89
6.6	Comprimentos intermediários . . . . .	95
6.7	Comprimento de tubulação de utilidades . . . . .	101
6.8	Função objetivo incluindo o custo da tubulação . . . . .	102

---

6.9	Estudo de caso 1 . . . . .	103
6.9.1	Influência do custo da tubulação na síntese de rede de trocadores de calor	106
7	OUTROS ESTUDOS DE CASO . . . . .	109
7.1	Estudo de caso 2 . . . . .	109
7.1.1	Descrição do processo . . . . .	109
7.1.2	Otimização sequencial: síntese da rede e layout . . . . .	111
7.1.3	Otimização simultânea: síntese da rede e layout . . . . .	115
7.2	Estudo de caso 3 . . . . .	117
7.2.1	Descrição do processo . . . . .	117
8	CONCLUSÕES . . . . .	120
8.1	Sugestões para trabalhos futuros . . . . .	121
	REFERÊNCIAS . . . . .	122
A	CÁLCULOS DE APOIO: CAPÍTULO 2 . . . . .	125
B	CÓDIGOS / GAMS . . . . .	127
B.1	Rede otimizada do exemplo Shenoy (Capítulo 3) . . . . .	127

# 1 Introdução

A disponibilidade e o consumo de energia têm aumentado continuamente desde 1800, quando o recurso disponível para a sua obtenção era apenas a queima de madeira e de outras matérias orgânicas. Dados de 2015 mostram que, atualmente, existem diversas fontes de energia disponíveis, tais como carvão (30%), óleo cru (29%), gás natural (24%), biocombustíveis tradicionais (8%), nuclear (5%), hidroeletricidade (3%) e energias renováveis modernas (1%). Ao longo destes últimos séculos, o consumo de energia primária mundial aumentou mais de 25 vezes, o que resultou no aumento da qualidade de vida, diminuição da pobreza e crescimento econômico (RITCHIE; ROSER, 2018; INTERNATIONAL ENERGY AGENCY, 2017).

No entanto, as principais fontes de energia são não-renováveis e responsáveis pela produção de quantidades alarmantes de dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) e outros gases de efeito estufa. Logo, a redução/substituição do consumo de carvão, óleo e gás se tornou imprescindível tanto para desacelerar o esgotamento das reservas quanto para diminuir os impactos ambientais (RITCHIE; ROSER, 2018; INTERNATIONAL ENERGY AGENCY, 2017).

Dentre os setores comercial, industrial, residencial e transporte, o setor industrial é responsável por 37% do consumo mundial de energia (INTERNATIONAL ENERGY AGENCY, 2018). As indústrias de manufatura de ferro e aço, cimento, petroquímicas e papel e celulose são responsáveis por grande parte desta parcela de consumo (INTERNATIONAL ENERGY AGENCY, 2012). Em relação à perspectiva ambiental, devido à queima de combustíveis para a geração de calor e eletricidade, os processos industriais são responsáveis por 45% do total de emissões de CO<sub>2</sub> (INTERNATIONAL ENERGY AGENCY, 2013 apud OLULEYE, 2015).

Diante destas parcelas significativas, para reduzir o consumo mundial de energia é importante que ações sejam tomadas no setor industrial. Neste contexto, um marco importante foi a crise do Petróleo (1973) que provocou abruptamente o aumento dos preços e a escassez dos combustíveis (KLEMES, 2013). Como uma resposta para este período, surgiu uma área de pesquisa conhecida como integração de processos, inicialmente direcionada para a integração energética (LINNHOFF; FLOWER, 1978a).

A integração energética ocorre através da síntese (projeto de novas unidades operacionais) ou o *retrofit* (alterações nas unidades existentes) de redes de trocadores de calor (RTC). Estas redes preveem o aumento da integração entre correntes de processo a fim de aumentar as trocas térmicas entre estas e, conseqüentemente, diminuir o consumo de utilidades externas (forno, refrigeração, vapor e água) para o aquecimento e resfriamento das correntes de processo (AKPOMIEMIE; SMITH, 2016; KLEMES, 2013). Logo, a demanda por insumos energéticos e os custos operacionais diminuem, aumentando a competitividade das empresas que investem em integração energética.

Porém, a viabilidade econômica da integração energética depende do projeto das redes de trocadores de calor, que pode ser realizado por meio de métodos sequenciais ou simultâneos

(BIEGLER; GROSSMANN; WESTERBERG, 1997), e de estimativas de custo confiáveis.

O método do ponto de estrangulamento energético (MPE), método *Pinch*, é tradicionalmente utilizado e segue uma abordagem sequencial. Apesar de ser um método manual e heurístico (BIEGLER; GROSSMANN; WESTERBERG, 1997), este método tem sido amplamente utilizado para solucionar satisfatoriamente problemas industriais (POURANSARI; MARÉCHAL, 2014).

No entanto, o desenvolvimento computacional possibilitou a otimização da síntese da rede de trocadores de calor de maneira mais rápida e com maiores possibilidades de alcançar o menor custo, ou seja, o ponto ótimo. Além destas vantagens, os métodos de otimização matemática, que podem ser sequenciais ou simultâneos, facilitam que um maior número de variáveis seja considerado na etapa de síntese da rede de trocadores de calor. Consequentemente, o projeto e as estimativas de custo tornam-se mais realistas. Duas variáveis importantes são a queda de pressão nos trocadores de calor (POLLEY; PANJEH SHAHI, 1991) e o *layout*/topologia da planta industrial (POURANSARI; MARÉCHAL, 2014).

A queda de pressão no trocador de calor é uma variável fundamental no projeto destes equipamentos para determinar valores coerentes para os coeficientes de troca térmica ( $h$ ). Como o projeto de síntese de rede de trocadores de calor antecede o projeto detalhado de cada equipamento, é interessante que os valores de  $h$  sejam definidos já nesta primeira etapa para que os dois projetos não utilizem valores diferentes para a mesma variável e, logo, não fiquem inconsistentes entre si. Além disso, o valor de  $h$  interfere diretamente nas áreas dos trocadores de calor. Por isso, estes valores são fundamentais para uma boa estimativa de custo do projeto de síntese de RTC (POLLEY; PANJEH SHAHI, 1991).

Chew et al. (2013) ressaltam a topologia dentre os fatores que, se não forem considerados no projeto, podem comprometer a sua aplicabilidade e a viabilidade econômica. A topologia e, consequentemente, a posição onde os equipamentos são alocados, influencia diretamente no comprimento das tubulações. Quanto maior este comprimento, maiores os custos com a própria aquisição da tubulação e com o bombeamento dos fluidos devido às quedas de pressão.

Além disto, a posição específica para a alocação dos trocadores de calor é escolhida baseando-se em questões relacionadas à construção, processo, operação, manutenção e segurança (CHEW et al., 2013). Como ressaltado por Trifoni (2016), apenas opções limitadas de locais disponíveis na planta industrial para a alocação destes equipamentos atendem à estas especificações.

## 1.1 Objetivos

### 1.1.1 Objetivo Geral

Neste contexto, o objetivo deste trabalho foi avaliar a influência de duas variáveis (queda de pressão nos trocadores de calor e topologia industrial) na síntese de rede de trocadores de calor e nas estimativas de custo deste projeto.

### 1.1.2 Objetivos Específicos

- Considerar questões relacionadas ao projeto dos trocadores de calor, uma vez que tanto a área quanto a queda de pressão nestes equipamentos interferem no custo da rede;
- Considerar o *layout* da planta industrial (posições dos equipamentos de entrada e saída de cada corrente de processo) e calcular os comprimentos das tubulações;
- Avaliar se o custo de aquisição das tubulações foi relevante para o custo anual total da síntese de rede de trocadores de calor;
- Avaliar possibilidades para alocar os trocadores de calor em posições fixas e predefinidas como disponíveis;
- Avaliar a aplicabilidade do modelo proposto com as considerações do *layout* industrial em estudos de caso mais complexos.

## 1.2 Estrutura da dissertação

O Capítulo 2 apresenta uma revisão bibliográfica sobre eficiência energética; um primeiro estudo de caso, que será utilizado nos capítulos subsequentes acrescentando progressivamente as modificações de interesse deste trabalho; e uma comparação entre uma rede de trocadores de calor com e sem integração energética.

As redes de trocadores de calor apresentadas no Capítulo 2 foram obtidas manualmente. Já no Capítulo 3, os resultados foram obtidos computacionalmente, utilizando o *software* GAMS para solucionar o modelo de síntese de RTC proposto por Yee e Grossmann (1990). Para isto, o custo anual total da RTC, incluindo o custo de aquisição dos trocadores de calor e consumo de utilidades, foi minimizado.

O Capítulo 4 ressalta a influência do valor do coeficiente de troca térmica ( $h$ ) na estimativa de custo da RTC e a importância da otimização desta variável. O Estudo de caso 1 foi solucionado novamente, porém desta vez, incluindo as considerações sobre as quedas de pressão nos equipamentos no modelo de Yee e Grossmann (1990).

O Capítulo 5 apresenta uma revisão bibliográfica sobre as considerações a respeito do *layout* industrial na síntese da rede de trocadores de calor e, mostra detalhadamente todas as etapas necessárias para o cálculo manual do comprimento total de tubulação.

O Capítulo 6 foi dedicado exclusivamente para a modelagem necessária para a inclusão das considerações a respeito do *layout* industrial no modelo de Yee e Grossmann (1990). Esta foi a principal contribuição deste trabalho, uma vez que poucos estudos reportados na literatura detalharam o *layout* das plantas industriais. O Estudo de caso 1 foi solucionado minimizando a função custo que inclui o comprimento total da tubulação. Deste modo, o efeito desta consideração foi avaliado considerando-se diferentes valores para o metro de tubulação.

O Capítulo 7 mostra outros dois estudos de caso, com o objetivo de testar a aplicabilidade do modelo proposto para o cálculo do comprimento total de tubulação para problemas com um maior número de correntes.

O Capítulo 8 apresenta as conclusões obtidas sobre a influência das duas considerações propostas para serem consideradas na minimização da função objetivo do custo total do projeto de síntese de rede de trocadores de calor; e apresenta as sugestões para trabalhos futuros.

## 2 Integração Energética

### 2.1 Revisão de literatura

Esta revisão da literatura apresenta uma contextualização sobre integração energética, os desafios e os métodos conhecidos para a síntese de rede de trocadores de calor (RTC).

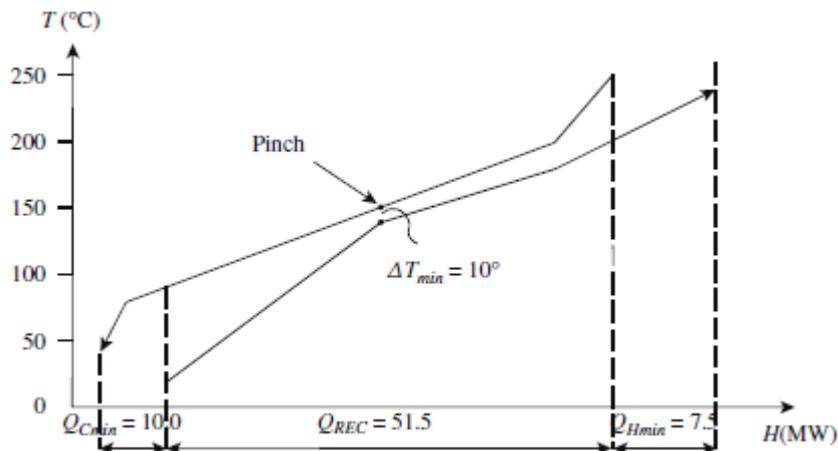
#### 2.1.1 Integração Energética

A integração de processos teve início com foco na integração energética, em consequência da crise do Petróleo que provocou a escassez e o alto custo de insumos energéticos na década de 70 (KLEMES, 2013).

A primeira contribuição foi a de Hohmann (1971) ao propor as Curvas Compostas (*Composite Curves*; entalpia *versus* temperatura). Este diagrama contém a curva composta quente, que considera todas as correntes a serem resfriadas, e a curva composta fria, que considera todas as correntes de processo a serem aquecidas. Utilizando este método gráfico foi possível estabelecer as metas de consumo de energia, uma vez que os balanços de massa e energia estavam previamente definidos para as principais operações unitárias do processo. Além disso, Hohmann (1971) definiu uma meta para o número mínimo de unidades de trocadores de calor ( $N_{\min}$ ) que pode ser calculada pela soma do número de correntes de processo ( $P$ ) com o número de correntes de utilidades ( $U$ ) menos 1 ( $N_{\min} = P + U - 1$ ) (LINNHOFF; HINDMARSH, 1983).

A partir das *Composite Curves*, estudos subsequentes determinaram o ponto de estrangulamento energético do processo, Ponto *Pinch* (LINNHOFF; FLOWER, 1978a; LINNHOFF; FLOWER, 1978b). O Ponto *Pinch* é o ponto mais próximo entre a curva composta quente e a curva composta fria (Figura 1) e representa um "gargalo" para a transferência de calor no processo.

Figura 1: Curvas compostas quente e fria com indicação do Ponto *Pinch*. Fonte: Shenoy (1995).



Metas para a área de troca térmica ("*vertical area algorithm*", Equação 2.1) (TOWNSEND; LINNHOFF, 1984 apud KLEMES, 2013) e para o valor de  $\Delta T_{\min}$  mais viável economicamente (*Supertargeting*) (AHMAD; LINNHOFF, 1989), foram propostas posteriormente.

$$A_{\min} = \sum_i \frac{1}{\Delta T_{LM,i}} \sum_k \frac{\Delta q_k}{h_k} \quad (2.1)$$

O estabelecimento de metas representou um avanço, uma vez que possibilita alterações preliminares no projeto (SMITH, 2005). Porém, apenas a determinação das metas não fornece informações suficientes e uma metodologia para a etapa de síntese das redes de trocadores de calor.

### 2.1.2 Síntese de Rede de Trocadores de Calor

O problema da síntese de uma rede de trocadores de calor consiste na escolha de uma rede de baixo custo que garanta a troca térmica requerida pelo balanço de energia entre as próprias correntes de processo quando possível e viável economicamente e, se necessário, entre utilidades externas (SHENOY, 1995).

A aquisição dos trocadores de calor para a síntese da rede implica em um custo de investimento inicial, proporcional ao número de equipamentos requeridos ( $N_{equip}$ ) e à área de troca térmica de cada um deles ( $A$ ). Por outro lado, a integração energética entre as correntes do processo (quente e fria) reduz os custos operacionais, pois diminui o consumo de utilidades externas ( $E$ ). Uma vez que a escolha da força motriz do processo ( $\Delta T_{\min}$ ) interfere de maneira contrária nos custos de investimento ( $\uparrow \Delta T_{\min}$ ;  $\downarrow A$ ;  $\downarrow$  Custo) e operacional ( $\uparrow \Delta T_{\min}$ ;  $\uparrow E$ ;  $\uparrow$  Custo), o equilíbrio entre estes fatores deve ser encontrado a fim de determinar o menor custo anual total possível.

A síntese da rede de trocadores de calor é um problema complexo visto que inúmeras combinações podem ser propostas entre as correntes tanto de processo quanto de utilidades (RAVAGNANI; SUÁREZ, 2012). Os métodos para solucioná-lo podem ser divididos basicamente em dois grupos: sequenciais e simultâneos (BIEGLER; GROSSMANN; WESTERBERG, 1997).

Os métodos sequenciais decompõem o problema (consumo mínimo de utilidades, número mínimo de unidades e custo mínimo de investimento) e, então, solucionam sequencialmente cada subproblema de maneira independente (BIEGLER; GROSSMANN; WESTERBERG, 1997). A decomposição do problema inicial proposta por estes modelos é positiva pois diminui a sua complexidade (RAVAGNANI; SUÁREZ, 2012). Por outro lado, como as principais variáveis são analisadas separadamente em cada um dos subproblemas, o custo mínimo pode não ser atingido (BIEGLER; GROSSMANN; WESTERBERG, 1997).

A abordagem simultânea não requer que o problema seja subdividido e, minimiza o custo considerando todas as suas variáveis simultaneamente (BIEGLER; GROSSMANN; WESTERBERG,

1997). No entanto, a função objetivo torna-se fortemente não-linear (SHENOY, 1995) e a solução encontrada pode representar mínimos locais, ao invés do mínimo global do custo.

O método mais tradicional para solucionar este problema, método do ponto de estrangulamento energético (MPE), é um método sequencial proposto por Linnhoff e Hindmarsh (1983). Desde então, tem sido amplamente utilizado em problemas industriais por sua simplicidade. Este método direciona a síntese da rede de trocadores de calor de modo a alcançar a meta de consumo mínimo de utilidade, definida a partir do balanço de energia do processo e uma força motriz ( $\Delta T_{\min}$ ) previamente fixada. As alternativas encontradas por este método são factíveis, pois todas as decisões para a síntese da rede foram avaliadas pelos projetistas responsáveis, levando-se em conta às condições reais do processo e da planta (KLEMES, 2013).

O estabelecimento de metas é importante para direcionar o projeto, mas de fato, o interesse principal é a minimização do custo anual total, ou seja, um equilíbrio entre os custos operacional e de investimento. Como o método *Pinch* é um procedimento manual e que avalia a alocação dos trocadores de calor por tentativa e erro, torna-se uma tarefa trabalhosa encontrar o equilíbrio ótimo entre os *trade-offs* do processo. A aplicação deste método torna-se ainda mais dispendiosa para processos complexos, que possuem múltiplos pontos *Pinch*, restrições para as trocas térmicas entre as correntes, grande número de correntes e/ou que exigem a divisão das correntes (BIEGLER; GROSSMANN; WESTERBERG, 1997; KLEMES, 2013). Além disto, como este método aborda o problema sequencialmente, o custo mínimo não necessariamente é atingido.

Outros métodos para a síntese de rede de trocadores de calor, baseados na otimização matemática, são uma alternativa à algumas destas limitações do método *Pinch*.

Em contrapartida, os métodos de otimização matemática (apresentados no Capítulo 3), que podem seguir tanto uma abordagem sequencial quanto simultânea, são uma alternativa automatizada para a síntese da rede de trocadores de calor e contornam algumas das limitações do Método *Pinch*.

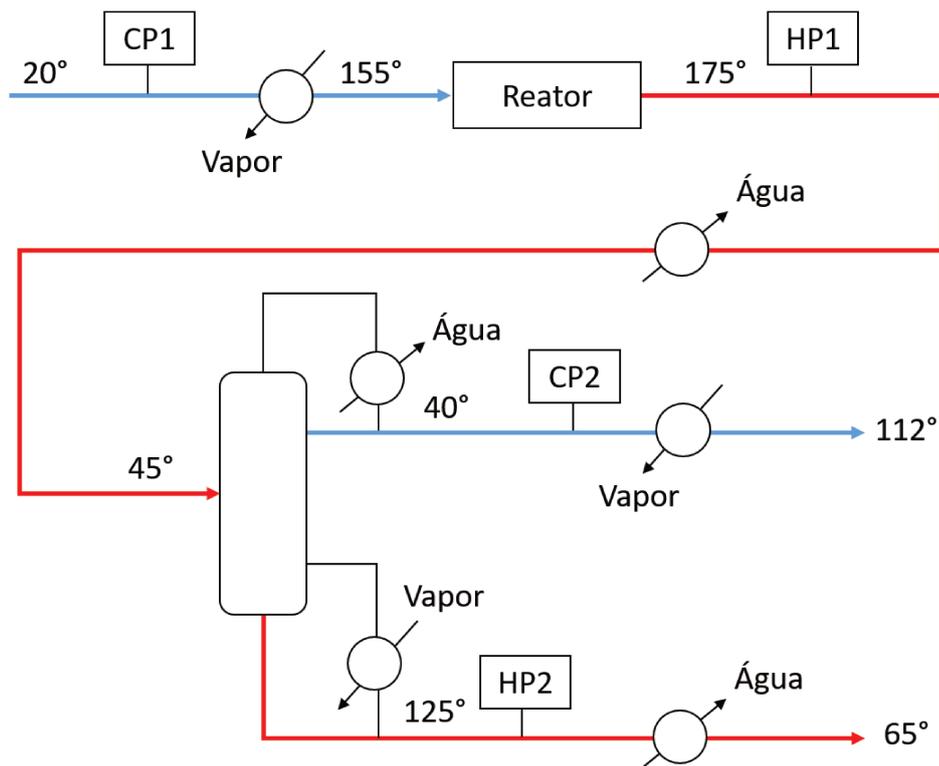
A próxima seção, Seção 2.2, delimita o primeiro estudo de caso realizado neste trabalho e tem como objetivo comparar uma RTC com e sem integração energética. Todas as considerações propostas ao longo desta dissertação foram incluídas neste problema e comparadas com as versões iniciais apresentadas neste capítulo.

## 2.2 Estudo de caso 1

### 2.2.1 Descrição do problema

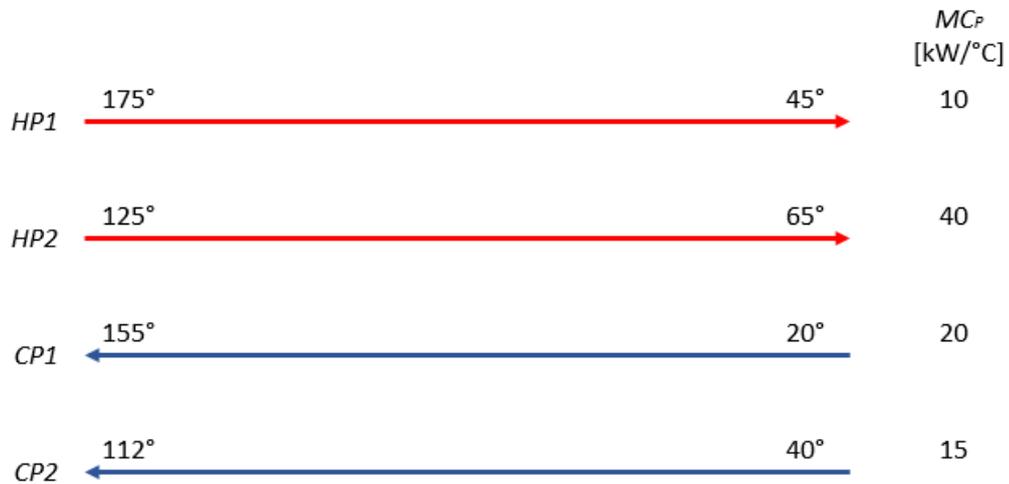
O exemplo apresentado é um processo simplificado e típico de indústrias petroquímicas (Figura 2) que contém dois equipamentos: um reator e uma coluna de destilação. A corrente de alimentação do reator, identificada como CP1, é uma corrente de processo fria, que precisa ser aquecida de 20°C até 155°C. Como a reação é exotérmica, a temperatura da corrente de saída do reator (HP1) é mais alta, igual a 175°C. Esta corrente é uma corrente de processo quente que precisa ser resfriada até 45°C. O produto de topo da coluna de destilação é a segunda corrente de processo fria (CP2), que precisa ser aquecida de 40°C até 112°C. Por fim, o produto de fundo da coluna de destilação é a segunda corrente de processo quente (HP2), que precisa ser resfriada de 125°C até 65°C.

Figura 2: Estudo de caso 1: processo simplificado e típico de indústrias petroquímicas. Fonte: adaptado de Shenoy (1995).



Logo, as correntes (quentes e frias) deste processo que possuem uma demanda térmica a ser suprida estão esquematizadas no diagrama exposto na Figura 3. Nesta figura, os equipamentos não são mostrados, mas as informações mais importantes para os balanços de energia ficam mais evidentes.

Figura 3: Correntes quentes (vermelho) e correntes frias (azul) disponíveis para integração energética no processo exposto na Figura 2.



Onde  $MC_P$  é o produto da vazão pelo calor específico de cada corrente.

Os dados relevantes deste processo estão expostos na Tabela 1. Para estas análises preliminares, assumiu-se um coeficiente de troca térmica ( $h$ ) igual para todas as correntes.

Tabela 1: Estudo de caso 1: dados de entrada.

Corrente	$T_{IN}$ [°C]	$T_{OUT}$ [°C]	$MC_P$ [kW/°C]	$h$ [kW/(m <sup>2</sup> °C)]
HP1	175	45	10	0,200
HP2	125	65	40	0,200
CP1	20	155	20	0,200
CP2	40	112	15	0,200
Utilidade quente (vapor)	180	179	-	-
Utilidade fria (água)	15	25	-	-

Onde:

HP: Corrente de processo quente;

CP: Corrente de processo fria;

$T_{IN}$ : Temperatura inicial de cada corrente;

$T_{OUT}$ : Temperatura final de cada corrente;

A Tabela 2 mostra os valores necessários para o cálculo dos custos operacionais e de investimento inicial das possíveis redes de trocadores de calor para este processo.

Tabela 2: Estudo de caso 1: dados para análise econômica (SHENOY, 1995).

Item	Valor
Vapor/ [\$/kW ano]	120
Água/ [\$/kW ano]	10
Custo de investimento - trocador de calor/ [\$]	$30.000+750 \cdot A^{0,81}$
Tempo de vida útil da planta/ [ano]	5
Fator de anualização [AF]	$(1, 1^5)/5$

### 2.2.2 Rede de trocadores de calor sem integração energética

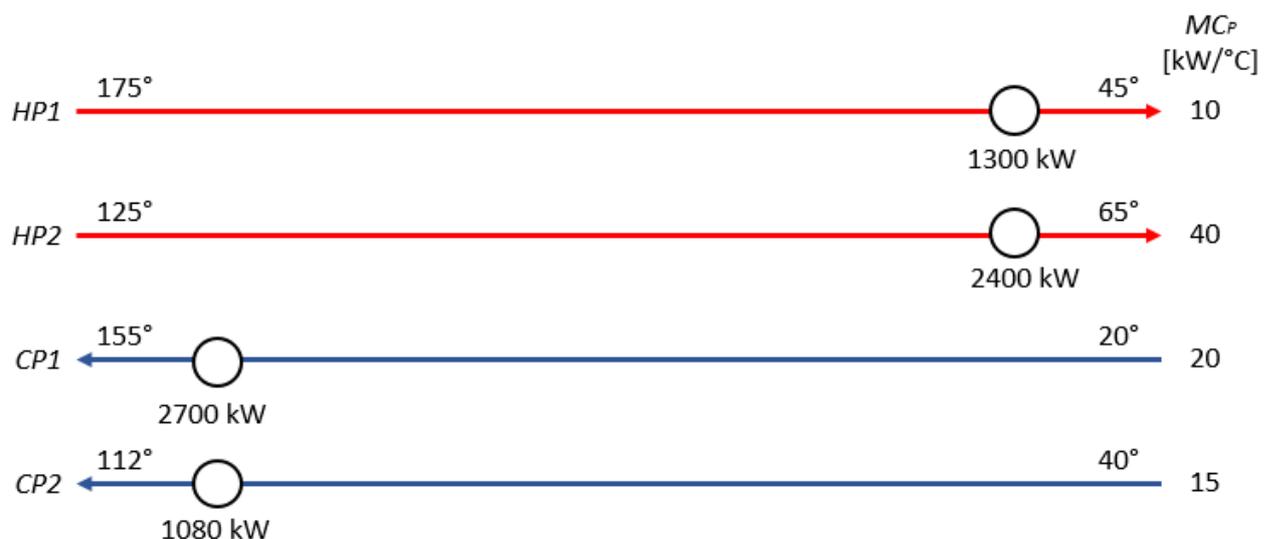
A alternativa mais simples para suprir a demanda energética das quatro correntes do processo mostrado na Figura 2 consiste em utilizar utilidades externas.

A Figura 4 mostra esta rede de trocadores de calor que considera que não há integração energética, ou seja, que o resfriamento das correntes quentes foi feito exclusivamente por utilidade fria ( $q_{cu} = 3700$  kW) e o aquecimento das correntes quentes foi feito exclusivamente por utilidade quente ( $q_{hu} = 3780$  kW).

A carga térmica ( $q$ ) e área de troca térmica de cada trocador de calor ( $A$ ) mostrado na Figura 4, assim como os valores de  $\Delta T_{\min}$ ,  $\Delta T_{ML}$  e o custo de investimento inicial de cada equipamento ( $C_{TC}$ ) estão mostrados na Tabela 3. Os cálculos foram realizados com os dados apresentados nas Tabelas 1 e 2.

Conforme mostrado na Tabela 3, o custo anual total desta rede de trocadores de calor foi igual a 612 k\$/ano, sendo que k\$ corresponde a 1000 unidades monetárias.

Figura 4: Estudo de caso 1: rede constituída apenas por trocadores de calor de utilidades para o processo industrial mostrado na Figura 2.



Com o objetivo de analisar a viabilidade econômica da integração energética, comparou-se a rede inicialmente proposta para este processo (Figura 4), que não permite a integração energética,

Tabela 3: Estudo de caso 1: análise econômica para a rede de trocadores de calor sem integração energética.

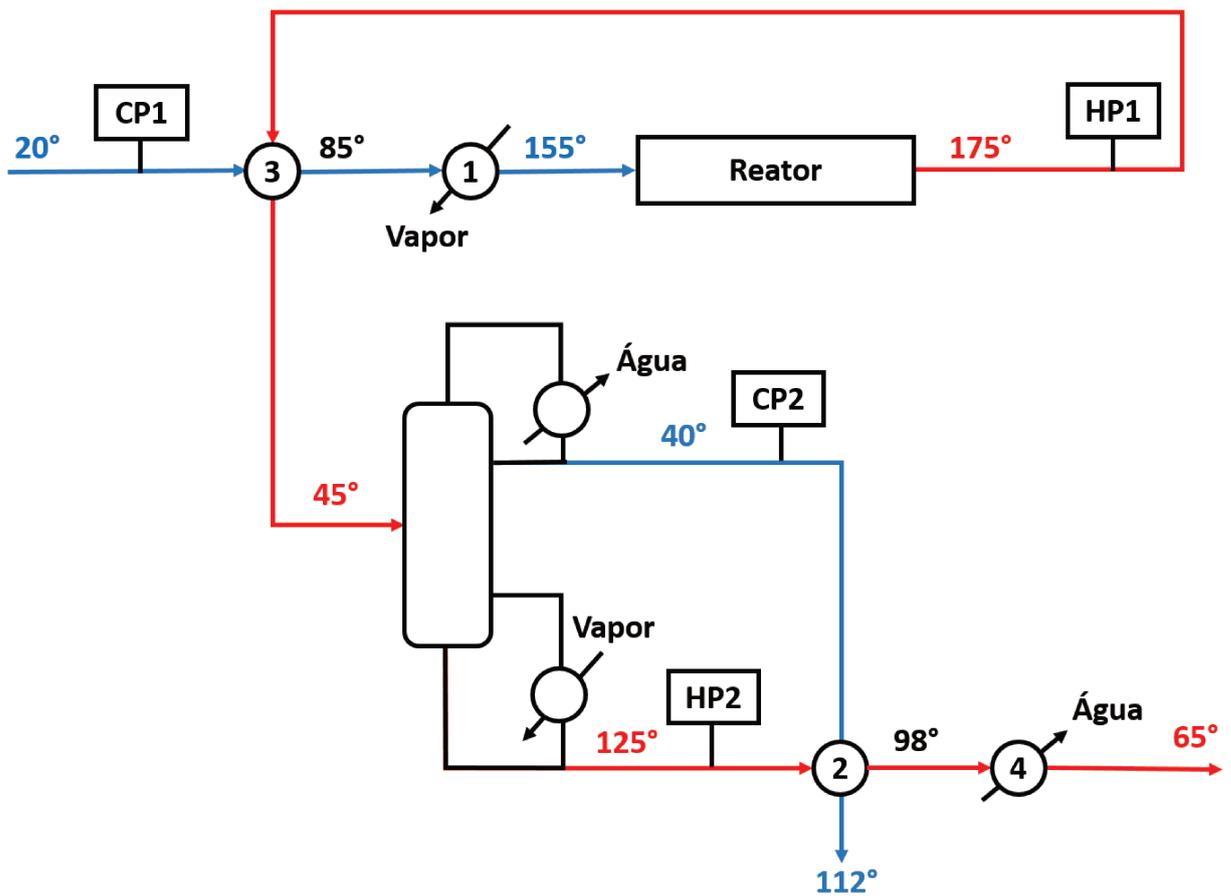
Trocador de calor	$q$ / [kW]	$A$ / [m <sup>2</sup> ]	$\Delta T_{ML}$ / [°C]	$\Delta T_{min}$ / [°C]	$C_{TC}$ / [k\$]
1	2700	373,0	72,4	25	121
2	1080	108,8	99,3	68	63
3	1300	174,3	74,6	30	79
4	2400	332,7	72,1	50	113
Custo de investimento inicial total/ [k\$]					376
Custo operacional com utilidade fria/ [k\$/ano]					37
Custo operacional com utilidade quente/ [k\$/ano]					453,6
Custo anual total/ [k\$/ano]					612

e uma alternativa de rede com trocadores de calor integrados.

### 2.2.3 Rede de trocadores de calor com integração energética

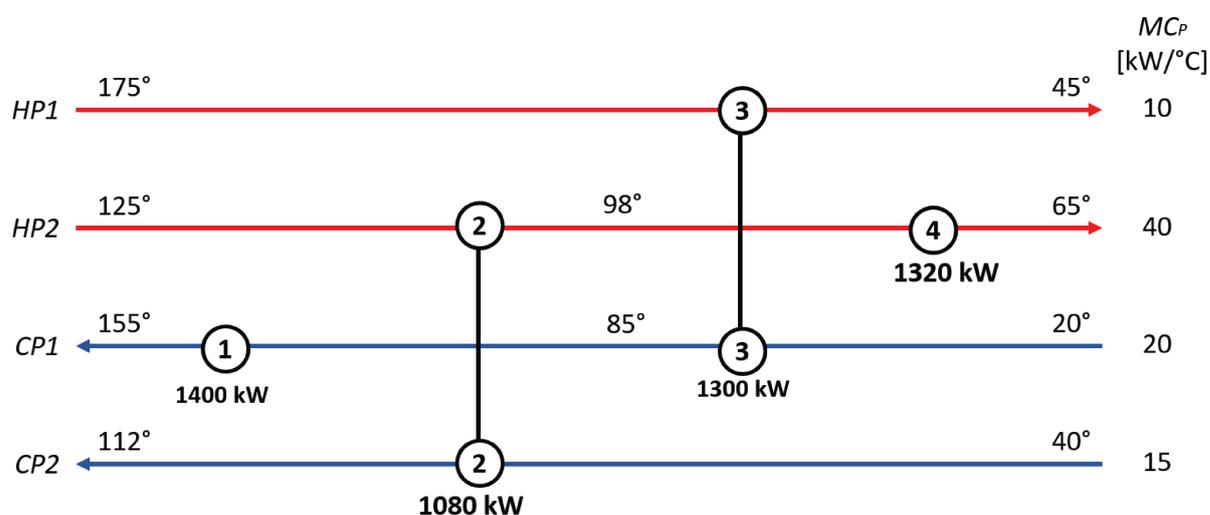
A Figura 5 mostra o diagrama do processo do estudo de caso 1 com trocadores integrados entre as correntes de processo. Neste caso, a alimentação do reator, que precisa ser aquecida de 20°C até 155°C, começou a ser aquecida em um trocador de calor integrado (3) entre esta corrente e a corrente de saída do reator, até que 85°C fossem atingidos. Posteriormente, um trocador de calor (1) com utilidade externa (vapor) foi utilizado para alcançar a temperatura final (155°C). A reação foi exotérmica e a corrente deixou o reator a 175°C. Esta é a corrente quente utilizada no trocador de calor 3, que resfriou e entrou na coluna de destilação a 45°C. Outro trocador de calor integrado (2) entre as correntes de produto de topo e produto de fundo foi utilizado para aquecer o produto de topo de 40°C até 112°C e resfriar o produto de fundo de 125°C até 98°C. Por fim, o produto de fundo foi resfriado de 98°C até 65°C em um trocador (4) com utilidade externa (água) (SHENOY, 1995).

Figura 5: Estudo de caso 1: processo simplificado e típico de indústrias petroquímicas com integração energética. Fonte: adaptado de Shenoy (1995).



O processo apresentado na Figura 5 possui uma proposta inicial de uma rede de trocadores de calor constituída por 4 equipamentos: dois trocadores de calor integrados e dois trocadores de calor de utilidade (Figura 6).

Figura 6: Rede de trocadores de calor com integração energética para o processo industrial mostrado na Figura 2.



A Tabela 4 mostra a área de troca térmica de cada trocador de calor mostrado na Figura 6, assim como os valores de  $\Delta T_{\min}$  e o custo de investimento inicial de cada equipamento. Os cálculos foram realizados com os dados apresentados nas Tabelas 1 e 2, conforme mostrado no Apêndice A. O custo anual total desta rede de trocadores de calor foi igual a 311 k\$/ano.

Tabela 4: Análise econômica para a rede de trocadores de calor original do estudo de caso 1.

Trocador de calor	$q$ / [kW]	$A$ / [m <sup>2</sup> ]	$\Delta T_{ML}$ / [°C]	$\Delta T_{\min}$ / [°C]	$C_{TC}$ / [k\$]
1	1400	268,7	52,1	25	99
2	1080	358,9	30,1	13	118
3	1300	256,2	50,7	25	97
4	1320	217,2	60,8	50	89
Custo de investimento inicial total/ [k\$]					403
Custo operacional com utilidade fria/ [k\$/ano]					13,2
Custo operacional com utilidade quente/ [k\$/ano]					168
Custo anual total/ [k\$/ano]					311

O custo anual total desta rede (311 k\$/ano, Tabela 4) foi praticamente a metade do custo da rede de trocadores de calor mostrada na Figura 4 (612 k\$/ano, conforme mostrado na Tabela 3).

É importante notar que ambas as redes são constituídas por quatro trocadores de calor. Por este motivo, os custos de investimento inicial foram próximos. A pequena diferença entre eles deve-se à menor área total requerida pelos equipamentos da rede constituída apenas por trocadores de calor de utilidades (988,8 m<sup>2</sup>) comparativamente à rede com trocadores de calor integrados (1101 m<sup>2</sup>). As menores áreas de troca térmica são consequência da maior diferença entre as temperaturas das correntes que trocam calor, já que a temperatura da utilidade quente

é superior às temperaturas das correntes quentes do processo e a temperatura da utilidade fria é inferior às temperaturas das correntes frias de processo. Ao observar a equação utilizada no cálculo do custo de investimento inicial (mostrada na Tabela 2), pode-se perceber que os valores das áreas de troca térmica podem ser mais significativos, o que causaria uma maior diferença entre os custos de investimento das duas redes que estão sendo comparadas, se o valor fixo de cada unidade fosse menor do que o valor utilizado (igual a 30.000).

Por outro lado, os custos operacionais reduziram significativamente quando as correntes de processo trocaram calor entre si e, portanto, reduziram o consumo de utilidades externas quente (453,6 → 168 k\$/ano) e fria (37 → 13,2 k\$/ano). Este resultado enfatiza a importância econômica da integração energética.

## 3 Otimização matemática aplicada à síntese de redes de trocadores de calor

### 3.1 Revisão de literatura

Ao contrário do método *Pinch*, os métodos de otimização matemática solucionam o problema da síntese de rede de trocadores de calor computacionalmente. Como citado anteriormente, estes métodos podem seguir uma abordagem sequencial ou simultânea.

Na abordagem sequencial, o problema é decomposto em três subproblemas. O primeiro deles refere-se à minimização do consumo de utilidades ( $E$ ) e é formulado como um problema de programação linear (PL). Como a abordagem é sequencial, esta primeira solução obtida é transferida como uma constante para a formulação (programação inteira mista linear - MILP) do segundo problema que refere-se à minimização do número de unidades ( $U$ ) (MEGÅRD, 2016). A programação é do tipo MILP devido a presença de variáveis binárias, cuja quantidade corresponde ao produto do número de correntes/utilidades quentes pelo número de correntes/utilidades frias (KLEMES, 2013). Nesta etapa, as cargas térmicas são definidas e, então, transferidas como constantes para a formulação de programação não linear (PNL) do terceiro problema: minimização do custo pela minimização das áreas dos trocadores de calor (MEGÅRD, 2016). Com os recursos computacionais disponíveis, sabe-se que a solução de problemas com mais de 30 correntes é complicada (KLEMES, 2013).

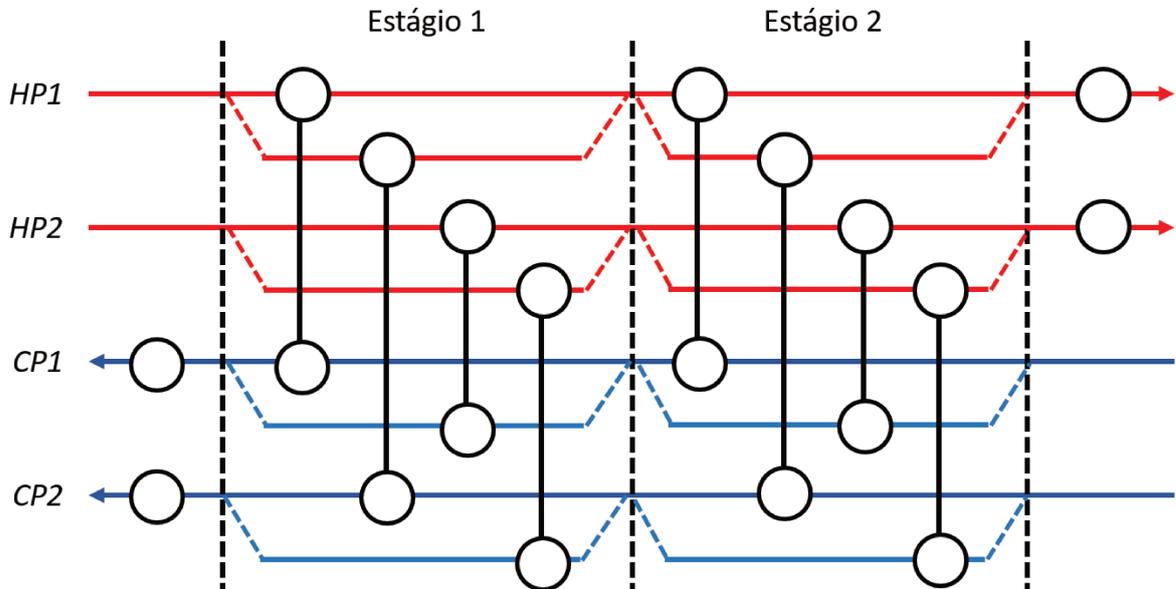
Na abordagem simultânea, proposta inicialmente por Yee e Grossmann (1990) e Ciric e Floudas (1991), o problema é formulado como de programação inteira mista não linear (MINLP). A não linearidade deve-se à função exponencial no cálculo do custo anual total. Como os métodos simultâneos não subdividem o problema, as chances de alcançar o custo mínimo aumentam; porém, devido às relações não-convexas presentes no modelo, a solução pode ser direcionada para mínimos locais.

Nos métodos simultâneos e para a etapa de alocação das cargas térmicas nos métodos sequenciais, um diagrama (superestrutura) é utilizado para formular o problema e representar todas as alternativas de ligações entre as correntes de processo e utilidades. A Figura 7 ilustra a superestrutura proposta por Yee e Grossmann (1990) para a solução de um problema MINLP, com quatro correntes e dois estágios, que assume as seguintes considerações:

- A mistura na junção das correntes que foram divididas em cada estágio é isotérmica. Consequentemente, a carga térmica ( $q$ ) de cada trocador de calor será proporcional à vazão direcionada para cada subdivisão da corrente, o que elimina uma variável, a temperatura final da corrente, no cálculo da área de troca térmica;
- Os trocadores de calor não podem ser alocados em série quanto estiverem na mesma

corrente e no mesmo intervalo (estágio).

Figura 7: Superestrutura proposta por Yee e Grossmann (1990). HP: correntes quentes; CP: correntes frias. Fonte: adaptada de Shenoy (1995).



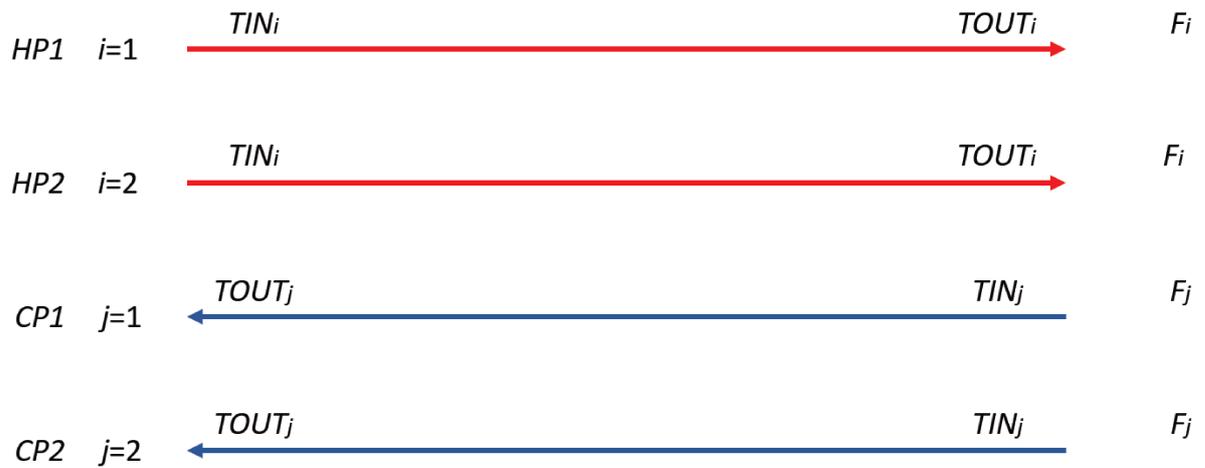
Este trabalho segue a abordagem simultânea para a síntese de rede de trocadores de calor. A Seção 3.2 mostra detalhadamente a modelagem proposta por Yee e Grossmann (1990), pois neste modelo foram acrescentadas as considerações propostas neste trabalho.

### 3.2 Modelo de Yee e Grossman (1990)

Como exposto na revisão bibliográfica (seção 3.1), Yee e Grossmann (1990) propuseram uma superestrutura que representa todos os possíveis trocadores de calor que podem ser alocados entre as correntes de processo e utilidades. Porém, não necessariamente todos estes possíveis trocadores de calor constituem a rede. A solução do modelo proposto pelos autores é necessária para determinar quais destes equipamentos e com quais especificações (carga térmica e área) são necessários para satisfazer a demanda térmica das correntes de processo com a melhor viabilidade econômica possível.

O equacionamento a seguir foi desenvolvido de maneira generalista e pode ser aplicado para processos com diferentes quantidades de correntes. Apenas com o intuito de ilustrar a nomenclatura utilizada, a Figura 8 mostra uma estrutura contendo 4 correntes (2 correntes quentes e 2 frias) e a Figura 9 mostra a mesma superestrutura apresentada anteriormente (Figura 7), porém contendo a nomenclatura necessária para a modelagem a seguir.

Figura 8: Nomenclatura básica do diagrama de correntes para o modelo de Yee e Grossmann (1990).



Onde:

*HP*: corrente quente;

*CP*: corrente fria;

*i*: índice que representa cada corrente quente  $HP_i$ ;

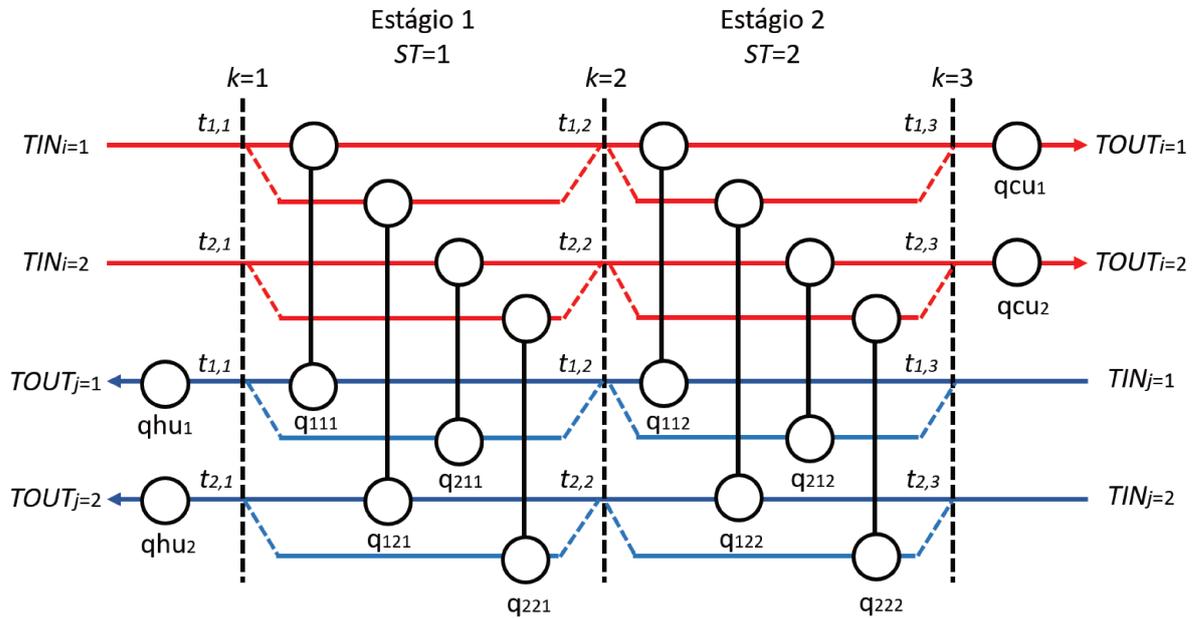
*j*: índice que representa cada corrente fria  $CP_j$ ;

*TIN*: temperatura inicial das correntes;

*TOUT*: temperatura final das correntes;

*F*: capacidade térmica de cada corrente;

Figura 9: Superestrutura proposta por Yee e Grossmann (1990) com nomenclatura para a modelagem. Fonte: adaptada de Shenoy (1995).



Onde:

$t_{i,k}$ : temperatura da corrente quente  $i$  em  $k$ ;

$t_{j,k}$ : temperatura da corrente fria  $j$  em  $k$ ;

$q_{ijk}$ : carga térmica entre a corrente quente  $i$  e a corrente fria  $j$  em  $k$ ;

$qcu_i$ : carga térmica entre a corrente quente  $i$  e a corrente de utilidade fria;

$qhu_j$ : carga térmica entre a corrente fria  $j$  e a corrente de utilidade quente;

### 3.2.1 Balanço de energia global para cada corrente

Inicialmente, um balanço de energia global para cada uma das correntes é realizado separadamente para que uma das restrições do problema garanta que a carga térmica requerida por cada uma das correntes seja satisfeita. Esta troca de calor requerida inclui tanto aquelas realizadas entre as correntes de processo quanto as trocas térmicas com utilidades.

Por exemplo, a corrente quente  $i=1$  pode trocar calor entre as correntes frias  $j=1$  e  $j=2$  e entre a utilidade fria ( $qcu$ ), como mostrado na Equação 3.1. De maneira similar, a Equação 3.2 calcula o balanço energético para cada corrente fria.

$$(TIN_i - TOUT_i)F_i = \sum_{k \in ST} \sum_{j \in CP} q_{ijk} + qcu_i \quad i \in HP \quad (3.1)$$

$$(TOUT_j - TIN_j)F_j = \sum_{k \in ST} \sum_{i \in HP} q_{ijk} + qhu_j \quad j \in CP \quad (3.2)$$

### 3.2.2 Balanço de energia para cada estágio

Para determinar as temperaturas de cada corrente nos pontos intermediários  $k=1$ ,  $k=2$  e  $k=3$ , ou seja, nos pontos entre as temperaturas conhecidas de entrada e saída, balanços de energia são realizados em cada um dos estágios para as correntes quentes (Equação 3.3) e para as correntes frias (Equação 3.4).

$$(t_{i,k} - t_{i,k+1}) F_i = \sum_{j \in CP} q_{ijk} \quad k \in ST, i \in HP \quad (3.3)$$

$$(t_{j,k} - t_{j,k+1}) F_j = \sum_{i \in HP} q_{ijk} \quad k \in ST, j \in CP \quad (3.4)$$

### 3.2.3 Determinação das temperaturas de entrada

Como observado na estrutura proposta (Figura 9), que possui 2 estágios ( $NOK=2$ ), nas correntes quentes não há trocadores de utilidade no estágio  $k=1$ . Portanto, a temperatura  $t_{i,1}$ , em  $k=1$ , é igual a temperatura inicial conhecida ( $TIN_i$ ), como mostrado na Equação 3.5. O mesmo ocorre para as correntes frias, porém no último estágio, em  $k=3$ , onde não há trocadores de calor com utilidade (Equação 3.6).

$$TIN_i = t_{i,1} \quad (3.5)$$

$$TIN_j = t_{j,NOK+1} \quad (3.6)$$

### 3.2.4 Confiabilidade das temperaturas

Para garantir que a temperatura de todas as correntes decresça sucessivamente da esquerda para a direita do diagrama (Figura 9), ou seja, que as correntes quentes resfriem da esquerda para a direita e que as correntes frias aqueçam da direita para a esquerda, existem quatro restrições (Equações 3.7- 3.10).

$$t_{i,k} \geq t_{i,k+1} \quad k \in ST, i \in HP \quad (3.7)$$

$$t_{j,k} \geq t_{j,k+1} \quad k \in ST, j \in CP \quad (3.8)$$

$$TOUT_i \leq t_{i,NOK+1} \quad i \in HP \quad (3.9)$$

$$TOUT_j \geq t_{j,1} \quad j \in CP \quad (3.10)$$

### 3.2.5 Carga térmica dos trocadores de utilidade quente e fria

As cargas térmicas dos trocadores de calor de utilidades são determinadas nas extremidades das correntes de processo, por meio da variação entre a temperatura em que a corrente alcançou o último estágio ( $k = NOK + 1$  para as correntes quentes e  $k=1$  para as correntes frias) e a meta a ser atingida ( $TOUT$ ), de acordo com as Equações 3.11 e 3.12.

$$(t_{i,NOK+1} - TOUT_i) F_i = qcu_i \quad i \in HP \quad (3.11)$$

$$(TOUT_j - t_{j,1}) F_j = qhu_j \quad j \in CP \quad (3.12)$$

### 3.2.6 Restrições lógicas

Estas restrições lógicas são necessárias para determinar se existe ou não cada trocador de calor (alocado entre as diferentes combinações possíveis entre as correntes).

As variáveis  $z_{ijk}$ ,  $zcu_i$ ,  $zhu_j$  são binárias e, portanto, assumem apenas valores iguais a 0 ou 1. Nesta aplicação, estas variáveis correlacionam a existência do trocador de calor com a carga térmica das correntes quente e fria que trocam calor entre si.

Considerando uma troca térmica entre a corrente quente  $HP1$  e a corrente fria  $CP1$ , o valor de  $\Omega$  será igual a menor carga térmica requerida entre estas duas correntes. Logo, a multiplicação de  $\Omega$  pela variável binária correspondente apenas será aceita pela restrição lógica quando o valor de  $q_{ijk}$ ,  $qcu_i$  ou  $qhu_j$  assumir o valor mínimo de carga térmica entre as correntes que trocam calor.

$$q_{ijk} - \Omega \cdot z_{ijk} \leq 0 \quad i \in HP, j \in CP, k \in ST \quad (3.13)$$

$$qcu_i - \Omega \cdot zcu_i \leq 0 \quad i \in HP \quad (3.14)$$

$$qhu_j - \Omega \cdot zhu_j \leq 0 \quad j \in CP \quad (3.15)$$

Onde:

$z_{ijk}$ : variável binária referente às trocas térmicas entre as correntes de processo;

$zcu_i$ : variável binária referente às trocas térmicas entre cada corrente de processo quente e utilidade fria;

$zhu_j$ : variável binária referente às trocas térmicas entre cada corrente de processo fria e utilidade quente;

### 3.2.7 Cálculo dos valores de $\Delta T$ nos trocadores de calor

Uma vez que a área dos equipamentos é considerada no cálculo do custo anual total da rede de trocadores de calor, restrições foram adicionadas para garantir forças motrizes ( $\Delta T$ ) viáveis nos trocadores de calor (Equações 3.16 - 3.19).

O valor de  $\Gamma$  deve ser grande o suficiente para garantir que o valor de  $dt_{ijk}$ ,  $dt_{ijk+1}$ ,  $dtcu_i$  ou  $dthu_j$  seja ilimitado caso o trocador de calor não exista ( $z_{ijk}$ ,  $zcu_i$  ou  $zhu_j = 0$ ). Caso contrário ( $z_{ijk}$ ,  $zcu_i$  ou  $zhu_j = 1$ ), o produto de  $\Gamma$  pela unidade menos a variável binária é nulo e os valores de  $dt_{ijk}$ ,  $dt_{ijk+1}$ ,  $dtcu_i$  e  $dthu_j$  ficam restritos a valores inferiores à diferença entre as temperaturas das correntes que trocam calor entre si.

$$dt_{ijk} \leq t_{i,k} - t_{j,k} + \Gamma(1 - z_{ijk}) \quad k \in ST, i \in HP, j \in CP \quad (3.16)$$

$$dt_{ijk+1} \leq t_{i,k+1} - t_{j,k+1} + \Gamma(1 - z_{ijk}) \quad k \in ST, i \in HP, j \in CP \quad (3.17)$$

$$dtcu_i \leq t_{i,NOK+1} - TOUT_{CU} + \Gamma(1 - zcu_i) \quad i \in HP \quad (3.18)$$

$$dthu_j \leq TOUT_{HU} - t_{j,1} + \Gamma(1 - zhu_j) \quad j \in CP \quad (3.19)$$

### 3.2.8 Cálculo da área de troca térmica

De maneira geral, a área de troca térmica ( $A$ ) de cada equipamento é calculada de acordo com a Equação 3.20.

$$A = \frac{q}{U \cdot \Delta T_m} \quad (3.20)$$

Onde  $U$  é o coeficiente global de troca térmica.

Assumindo que o fluxo nos trocadores de calor é em contracorrente, a temperatura média ( $\Delta T_m$ ) pode ser calculada pela média logaritmica ( $\Delta T_{ML}$ ), de acordo com a Equação 3.21.

$$\Delta T_m = \Delta T_{ML} = \frac{dt1 - dt2}{\ln \frac{dt1}{dt2}} \quad (3.21)$$

Onde:

$dt1$ : diferença entre a temperatura inicial da corrente quente e a temperatura final da corrente fria;

$dt2$ : diferença entre a temperatura final da corrente quente e a temperatura inicial da corrente fria;

Porém, existe a possibilidade dos termos  $dt1$  e  $dt2$  serem iguais, e logo, o denominador da Equação 3.21 ser nulo. Por isto, com o objetivo de evitar problemas numéricos na resolução do modelo, a temperatura média logaritmica foi calculada pela aproximação de Chen, conforme Equação 3.22 (BIEGLER; GROSSMANN; WESTERBERG, 1997).

$$\Delta T_m = \Delta T_{ML} \approx \left[ \frac{(dt1 \cdot dt2) \times (dt1 + dt2)}{2} \right]^{1/3} \quad (3.22)$$

Logo, a área de cada trocador de calor integrado pode ser calculada pela Equação 3.23a, e as áreas dos trocadores de utilidade quente e fria pelas Equações 3.24a e 3.25a, respectivamente.

$$A_{ijk} = \frac{q_{ijk}}{U_{ij} \cdot \Delta T_{PP}} \quad (3.23a)$$

$$\frac{1}{U_{ij}} = \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_j} \quad (3.23b)$$

$$\Delta T_{PP} = \left[ \frac{(dt_{ijk} \cdot dt_{ijk+1}) \times (dt_{ijk} + dt_{ijk+1})}{2} \right]^{1/3} \quad (3.23c)$$

Onde:

$U_{ij}$ : Coeficiente de troca térmica global para os trocadores de calor entre as correntes de processo;

$\Delta T_{PP}$ : Aproximação de Chen para as correntes processo-processo;

$$Ahu_j = \frac{qhu_j}{Uhu_j \cdot \Delta T_{PHU}} \quad (3.24a)$$

$$\frac{1}{Uhu_j} = \frac{1}{h_j} + \frac{1}{h_{hu}}; \quad (3.24b)$$

$$\Delta T_{PHU} = \left[ \frac{(dthu_j) \cdot (TIN_{HU} - TOUT_j) \cdot (dthu_j + (TIN_{HU} - TOUT_j))}{2} \right]^{1/3} \quad (3.24c)$$

Onde:

$Uhu$ : Coeficiente de troca térmica global para os trocadores de calor entre uma corrente de processo fria e utilidade quente;

$\Delta T_{PHU}$ : Aproximação de Chen para uma corrente processo fria e utilidade quente;

$$Acu_i = \frac{qcu_i}{Ucu_i \cdot \Delta T_{PCU}} \quad (3.25a)$$

$$\frac{1}{Ucu_i} = \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_{cu}}; \quad (3.25b)$$

$$\Delta T_{PCU} = \left[ \frac{(dtku_i)(TOUT_i - TIN_{CU})(dtku_i + (TOUT_i - TIN_{CU}))}{2} \right]^{1/3} \quad (3.25c)$$

Onde:

$Ucu$ : Coeficiente de troca térmica global para os trocadores de calor entre uma corrente de processo quente e utilidade fria;

$\Delta T_{PCU}$ : Aproximação de Chen para uma corrente de processo quente e utilidade fria;

### 3.2.9 Função objetivo

A função objetivo deste modelo minimiza o custo anual total, que corresponde ao somatório do custo de investimento inicial e dos custos operacionais.

O custo de investimento inicial ( $C_{TC}$ ) refere-se à aquisição dos trocadores de calor e pode ser calculado pela Equação 3.26.

$$C_{TC} = CF + C \cdot Area^\beta \quad (3.26)$$

Onde:

$CF$ : Custo fixo de um trocador de calor;

$C$ : coeficiente do custo referente à área do trocador de calor;

$\beta$ : expoente do custo referente à área do trocador de calor;

Os custos operacionais são referentes ao consumo de utilidade quente (Equação 3.27) e utilidade fria (Equação 3.28).

$$\sum_{i \in HP} CCU \cdot qcu_i \quad (3.27)$$

$$\sum_{j \in CP} CHU \cdot qhu_j \quad (3.28)$$

Onde:  $CCU$  e  $CHU$  correspondem ao custo de aquisição de utilidade fria e quente [\$ kW/ano], respectivamente.

Logo, a função objetivo do modelo pode ser expressa pela Equação 3.29.

$$\begin{aligned} \min \sum_{i \in HP} CCU \cdot qcu_i + \sum_{j \in CP} CHU \cdot qhu_j \\ + AF \times \left[ \sum_{i \in HP} \sum_{j \in CP} \sum_{k \in ST} CF_{ij} \cdot z_{ijk} + \sum_{i \in HP} CF_{i,CU} \cdot zcu_i + \sum_{j \in CP} CF_{j,HU} \cdot zhu_j \right] \\ + AF \times \left[ \sum_{i \in HP} \sum_{j \in CP} \sum_{k \in ST} C_{ij} \cdot (A_{ijk})^{\beta_{ij}} + \sum_{i \in HP} C_{i,CU} \cdot (A_{cu_i})^{\beta_{i,CU}} + \sum_{j \in CP} C_{HU,j} \cdot (A_{hu_j})^{\beta_{j,HU}} \right] \end{aligned} \quad (3.29)$$

Onde  $AF$  é o fator de anualização.

Apenas para facilitar a convergência do problema, uma restrição para o valor de utilidade quente ( $HULIMIT$ ) foi utilizada por Shenoy (1995) (Equação 3.30). Uma varredura assumindo diferentes valores de  $HULIMIT$  foi feita para aumentar as chances de encontrar o mínimo global, ao invés de mínimos locais.

$$\sum_j qhu_j \leq HULIMIT \quad (3.30)$$

### 3.3 Implementação do modelo

Este modelo matemático é um problema de programação não linear inteira mista (PNLIM ou MINLP, do inglês *Mixed Integer Nonlinear Programming*), uma vez que possui tanto variáveis contínuas quanto variáveis inteiras em sua função objetivo não linear (EDGAR; HIMMELBLAU; LASDON, 2001).

O software GAMS (*General Algebraic Modeling System*) possui solvers, como o DICOPT e o ALPHAECP, implementados para a solução de problemas MINLP, e foi utilizado neste trabalho.

### 3.3.1 DICOPT

O *solver* DICOPT (Discrete and Continuous OPTimizer) é uma adaptação do algoritmo de Aproximação Externa (AE ou OA do inglês *outer-approximation*) para a resolução de problemas MINLP. O algoritmo de aproximação externa pertence à classe de algoritmos de aproximação linear. O problema é aproximado por uma sequência de subproblemas de programação não linear (PNL) e de programação inteira mista (MIP) (VISWANATHAN; GROSSMANN, 1990).

O DICOPT gera esta sequência de subproblemas de programação não linear (PNL) e de programação inteira mista (MIP), que representa uma aproximação do problema MINLP inicial. Uma vez geradas, cada sequência pode ser solucionada por qualquer outro *solver* do GAMS para problemas PNL (como o MINOS e o CONOPT) e MIP (como, por exemplo, o CPLEX e o OSL).

O algoritmo do *solver* DICOPT é fundamentado em três ideias principais: aproximação externa, relaxamento das igualdades e penalidade aumentada (GAMS, 2012).

De modo que, a primeira tentativa é a resolução do problema original não linear permitindo que variáveis binárias sejam relaxadas. Se a solução encontrada for uma solução inteira, esta é a solução final e a busca acaba; caso contrário, a segunda tentativa é a resolução de uma sequência alternada de programas não-lineares (subproblemas) e programas lineares inteiro-misto (problemas-mestre). Os subproblemas são resolvidos pela combinação das variáveis fixas 0-1 que são previstas pelo problema-mestre a cada iteração. Se as soluções dos subproblemas começam a piorar, a solução imediatamente anterior a esta piora é definida como a solução ótima para o problema. Este é um dos critérios de parada do DICOPT, relacionada com o uso da penalidade aumentada. Outro possível critério de parada está relacionado com os limites estabelecidos pelos problemas-mestre, que podem ser um limite inferior (caso a função esteja sendo minimizada) ou limite superior (caso a função esteja sendo maximizada) (GAMS, 2012).

### 3.3.2 AlphaECP

O *solver* AlphaECP é baseado no método do Plano de Corte Estendido (PCE ou ECP, do inglês *Extended Cutting Plane method*), um algoritmo que também pertence a classe de aproximação linear (GAMS, 2012; WESTERLUND; PETTERSSON, 1995).

A principal diferença entre os métodos PCE e AE, caso do *solver* anterior (DICOPT), é que os métodos PCE não resolvem problemas de Programação Não Linear (PNL) ao longo de sua execução (MELO, 2012). Uma vez que os problemas de programação linear inteira mista (PLIM) são mais fáceis de serem solucionados e existem *solvers* consolidados para esta aplicação (como Cplex, Gurobi e Xpress), a abordagem do método ECP propõe uma sequência de problemas PLIM para solucionar o problema original, de programação inteira mista não-linear (MELO; FAMPA; RAUPP, 2017). Assim, a ideia do algoritmo PCE é, resolver o problema PLIM e avaliar se a solução ótima obtida é viável para o problema original PNLIM. Uma das principais desvantagens desse método é que a sua convergência pode ser muito lenta (MELO, 2012).

### 3.4 Estudo de Caso 1: síntese de rede de trocadores de calor otimizada

O capítulo anterior mostrou a viabilidade econômica da integração energética ao comparar uma alternativa de rede que permite a troca térmica entre as próprias correntes de processo e outra rede constituída apenas por trocadores de calor de utilidades. Porém, a rede original, mostrada na Figura 6, não é uma alternativa otimizada.

O objetivo a partir deste etapa do trabalho é encontrar alternativas de rede de trocadores de calor ainda mais viáveis economicamente. Para isto, prevê-se a otimização matemática da síntese de RTC segundo uma abordagem simultânea. A função objetivo a ser minimizada é o custo anual total.

Uma variável determinante para as estimativas de custo da rede de trocadores de calor é o  $\Delta T_{\min}$ . Portanto, é importante que o valor desta variável esteja fixo para que as comparações entre as alternativas de redes seja coerente.

A rede original de trocadores de calor (Figura 6) foi projetada para um valor de  $\Delta T_{\min}$  igual a 13 °C (Tabela 4). Logo, uma restrição adicional na formulação do problema de otimização foi utilizada para otimizar a rede para valores de  $\Delta T_{\min}$  iguais ou superiores a 13 °C (Equações 3.31 e 3.31).

$$dt_{ijk} \geq 13 \cdot z_{ijk} \quad (3.31)$$

$$dt_{ijk+1} \geq 13 \cdot z_{ijk} \quad (3.32)$$

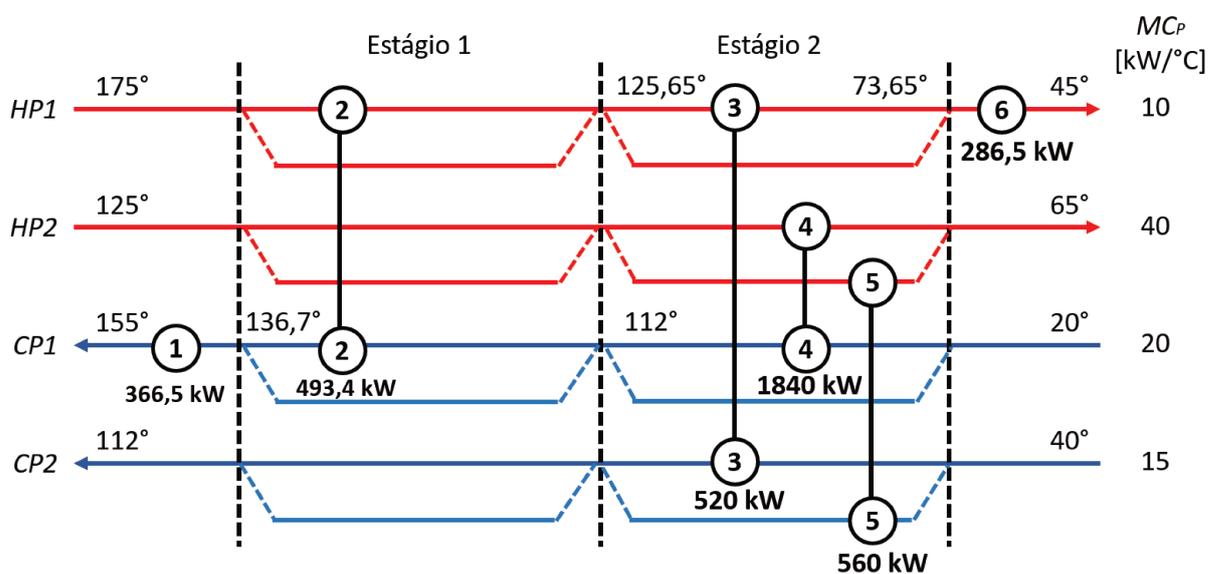
Como o método utilizado para a otimização do problema é um método determinístico, a variação do valor do custo anual total foi analisada variando-se as estimativas iniciais da quantidade de vapor máxima disponível para trocas térmicas (*HULIMIT*) dentro da faixa de 360 a 850 kW (Tabela 5). Este valor mínimo foi definido como meta mínima do consumo de utilidade quente pelo algoritmo tabular das correntes deste processo com  $\Delta T_{\min}$  igual a 13 °C.

O custo anual total mínimo (TAC) foi igual a 236 k\$/ano e o consumo de utilidade quente igual a 366,5 kW.

Tabela 5: Varredura dos valores de custo anual total (TAC) obtidos a partir de estimativas iniciais diferentes da quantidade máxima de utilidade quente disponível (*HULIMIT*).

<i>HULIMIT</i> (kW)	360	400	450	500	550	700	850
Utilidade quente (kW)	360	383	366,5	366,5	383	383	383
TAC (k\$/ano)	240	240	236	236	239	240	240

Para estes dados de entrada, a solução do modelo de Yee e Grossmann (1990), que minimiza o custo anual total, foi a rede mostrada na Figura 10.

Figura 10: Rede de trocadores de calor otimizada para o processo industrial mostrado na Figura 2 para  $\Delta T_{\min}=13\text{ }^{\circ}\text{C}$ .


A rede de trocadores de calor mostrada Figura 10 possui 2 trocadores de calor a mais do que a rede anterior (Figura 6). Consequentemente, o custo de investimento inicial desta rede (588 k\$/ano, conforme mostrado na Tabela 6) foi 45% maior do que na rede original (403 k\$/ano). No entanto, o custo anual total reduziu consideravelmente (311  $\rightarrow$  236 k\$/ano) devido ao aumento da integração energética entre as correntes de processo, e logo, a diminuição dos custos operacionais.

 Tabela 6: Análise econômica para a rede de trocadores de calor do estudo de caso 1 otimizada e com integração energética e  $\Delta T_{\min}=13\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

Trocador de calor	$q$ / [kW]	$A$ / [m <sup>2</sup> ]	$\Delta T_{ML}$ / [°C]	$\Delta T_{\min}$ / [°C]	$C_{TC}$ / [k\$]
1	366,5	111,4	32,91	25	64
2	493,4	206,3	23,9	13,6	86
3	520	234,5	22,17	13,6	92
4	1840	713,4	25,77	13	182
5	560	305,1	18,35	13	107
6	286,5	74,3	38,58	30	54
Custo de investimento inicial total/ [k\$]					588
Custo operacional com utilidade fria/ [k\$/ano]					2,8
Custo operacional com utilidade quente/ [k\$/ano]					44
Custo anual total/ [k\$/ano]					236

### 3.4.1 Otimização do valor do $\Delta T_{\min}$

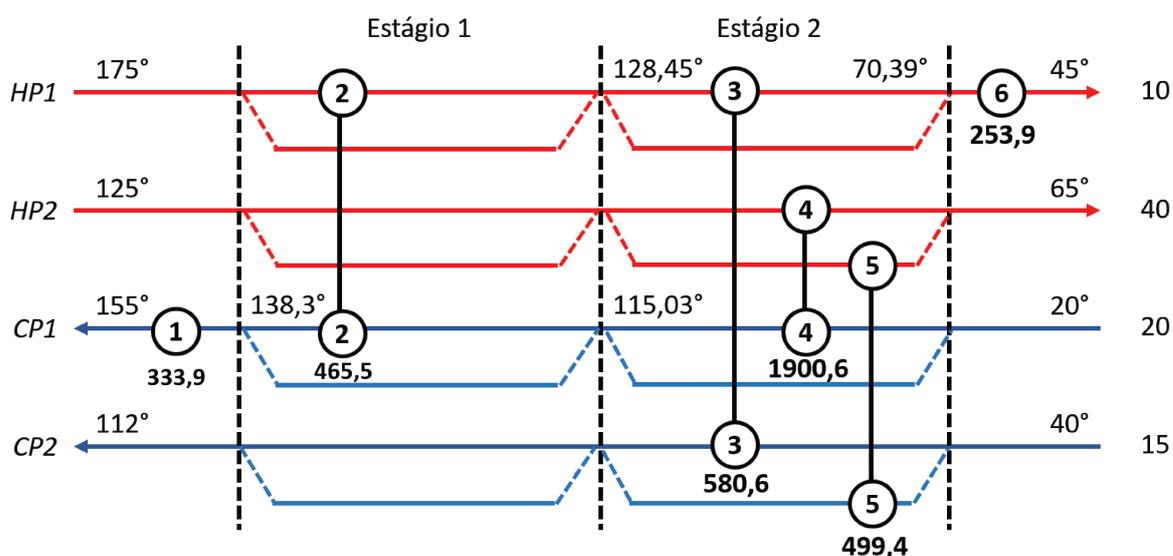
Outra possível otimização que pode ser feita é a do valor do  $\Delta T_{\min}$ , ao invés de estabelecer que esta variável deve ser maior ou igual a 13°C. Excluindo-se estas restrições do modelo, Equações 3.31 e 3.31, a varredura do valor adequado de *HULIMIT* foi realizada novamente, conforme mostrado na Tabela 7.

Tabela 7: Varredura dos valores de custo anual total (TAC) obtidos a partir de estimativas iniciais diferentes da quantidade máxima de utilidade quente disponível (*HULIMIT*).

<i>HULIMIT</i> (kW)	250	300	350	400	450	500	550	700	850
Utilidade quente (kW)	250	300	333,9	333,9	333,9	500	508,8	700	726
TAC (k\$/ano)	239	236	235	235	235	244	244	253	253

Com o valor mínimo de *HULIMIT* fixado e igual a 400 kW, a alternativa de rede encontrada foi a mostrada na Figura 11.

Figura 11: Rede de trocadores de calor otimizada, com  $\Delta T_{\min}$  minimizado, para o processo industrial mostrado na Figura 2.



Observando a Tabela 8, o valor do  $\Delta T_{\min}$  otimizado foi igual a 9,97 °C e a diminuição do custo anual total não foi muito significativa. Conclui-se então que  $\Delta T_{\min}=13$  °C foi uma boa estimativa inicial. Os resultados encontrados nesta seção são compatíveis com a solução deste mesmo problema apresentada no livro do Shenoy (1995).

Porém, como é possível otimizar também esta variável utilizando métodos de programação matemática, o valor de  $\Delta T_{\min}$  não será fixado nas análises subsequentes.

Portanto, a partir deste modelo matemático mostrado neste capítulo para a síntese da RTC, o próximo capítulo apresenta a inclusão da primeira variável de interesse deste trabalho: as quedas de pressão nos trocadores de calor.

Tabela 8: Análise econômica para a rede de trocadores de calor do estudo de caso 1 otimizada e com integração energética.

Trocador de calor	$q$ / [kW]	$A$ / [m <sup>2</sup> ]	$\Delta T_{ML}$ / [°C]	$\Delta T_{min}$ / [°C]	$C_{TC}$ / [k\$]
1	333,8	103,6	32,2	25	62
2	465,5	201,1	23,1	13,4	85
3	580,6	255,7	22,7	16,4	97
4	1900,6	816,3	23,2	9,97	201
5	499,4	272,1	18,3	13	100
6	253,9	68,3	37,2	30	53
Custo de investimento inicial total/ [k\$]					599
Custo operacional com utilidade fria/ [k\$/ano]					2,5
Custo operacional com utilidade quente/ [k\$/ano]					40
Custo anual total/ [k\$/ano]					235

## 4 Queda de pressão nos trocadores de calor

### 4.1 Revisão da literatura

Diversos estudos reportados na literatura mostram os avanços que o uso da otimização matemática garantiu na área de integração energética, facilitando a inclusão de variáveis como: utilidades múltiplas, restrições entre as correntes (*match*) e divisão de correntes (BIEGLER; GROSSMANN; WESTERBERG, 1997). Além destas, outras variáveis que tornam a formulação do problema mais realista podem ser citadas, tais como as quedas de pressão nos trocadores de calor (KLEMES, 2013) e as considerações a respeito do *layout* industrial (Capítulo 5).

Considerar as quedas de pressão nos trocadores de calor na etapa da síntese de RTC é importante para garantir que valores coerentes para os coeficiente de troca térmica ( $h$ ) sejam utilizados. Até então, na etapa de síntese de RTC, o cálculo da área dos trocadores de calor assumia valores fixos e pré-definidos para estes coeficientes. Porém, como ressalta Polley e Panjeh Shahi (1991), estes valores de  $h$  só podem ser determinados durante o projeto detalhado dos trocadores de calor, que considera também as quedas de pressão nestes equipamentos. O valor deste coeficiente precisa ser otimizado, uma vez que valores maiores de  $h$  acarretam uma redução nos custos totais devido à redução da área de troca térmica requerida, mas também um aumento nos custos totais em decorrência do aumento da queda de pressão ( $\uparrow h \downarrow A \downarrow \text{Custo}$ ;  $\uparrow h \uparrow \Delta P \uparrow \text{Custo}$ ).

Como o projeto dos trocadores de calor é realizado depois do projeto da síntese de RTC, o valor de  $h$  inicialmente assumido pode ser diferente do valor calculado posteriormente. Logo, apesar de estarem relacionados diretamente, os projetos estarão inconsistentes entre si. Esta inconsistência interfere na otimização da rede e nas estimativas de custo. Diante desta constatação, Polley e Panjeh Shahi (1991) sugeriram que as quedas de pressão nos trocadores de calor ( $\Delta P$ ) fossem consideradas na síntese de RTC para que um valor mais pertinente para o coeficiente de troca térmica fosse utilizado nesta etapa.

Seguindo as propostas de Polley e Panjeh Shahi (1991), Frausto-Hernández et al. (2003) desenvolveram um modelo MINLP (abordagem simultânea) acrescentando o equacionamento referente às quedas de pressão nos trocadores de calor na modelagem proposta por Yee e Grossmann (1990). Da mesma maneira, neste trabalho, as considerações sobre as quedas de pressão nos trocadores de calor foram implementadas no modelo de Yee e Grossmann (1990). Porém, Frausto-Hernández et al. (2003) determinaram a queda de pressão em cada estágio por meio de uma percentagem da queda de pressão total na linha relacionada à percentagem da área de troca térmica por estágio e a área total da linha (Equação 4.1).

Em contrapartida, nós propusemos uma modelagem que calcula a queda de pressão para cada equipamento separadamente e, então, soma as quedas de pressão na linha (exceto quando

os trocadores de calor estão em paralelo). O modelo está apresentado em detalhes na Seção 4.4.

$$\Delta P_{ijk} = \frac{\sum_j A_{ijk}}{\sum_k \sum_j A_{ijk} + A_{icu}} \Delta P_i \quad (4.1)$$

Porém, antes do desenvolvimento do modelo automatizado, a Seção 4.2 reforça o impacto do valor do coeficiente de troca térmica na estimativa de custo da RTC ao comparar manualmente redes com diferentes valores de  $h$  e ressalta a importância de otimizar esta variável.

## 4.2 Estudo de caso 1: análise da variação do valor do coeficiente de troca térmica

Nos capítulos anteriores, assumiu-se um valor constante para o coeficiente de troca térmica,  $h=0,200 \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ . Nesta Seção, substituímos este valor por  $0,800 \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$  e recalculamos todas as áreas e, conseqüentemente, os custos de investimento inicial da rede mostrada na Figura 11. O consumo de utilidades foi o mesmo uma vez que as cargas térmicas dos trocadores de calor foram mantidas. As áreas e custos atualizados estão mostrados na Tabela 9.

Conforme mostrado na Tabela 9, nota-se que o aumento no valor do coeficiente de troca térmica diminuiu as áreas de todos os equipamentos, resultando em um custo de investimento inicial de 144 k\$/ano, ou seja, 39% menor do que o mostrado na Tabela 8 (235 k\$/ano).

Tabela 9: Análise econômica para a rede de trocadores de calor otimizada do estudo de caso 1 com  $h=0,800 \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ .

Trocador de calor	$q$ / [kW]	$A$ / [m <sup>2</sup> ]	$\Delta T_{ML}$ / [°C]	$\Delta T_{min}$ / [°C]	$C_{TC}$ / [k\$]
1	333,9	25,92	32,2	25	40
2	465,5	50,38	23,1	13,4	48
3	580,6	63,94	22,7	16,4	52
4	1900,6	204,81	23,2	9,97	86
5	499,4	68,22	18,3	13	53
6	253,9	17,06	37,2	30	37
Custo de investimento inicial total/ [k\$]					316
Custo operacional com utilidade fria/ [k\$/ano]					2,5
Custo operacional com utilidade quente/ [k\$/ano]					40
Custo anual total/ [\$/ano]					144

Estas modificações foram manuais e feitas a partir da otimização que considerou  $h=0,200 \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ . Se o valor de  $h$  igual a 0,200 for substituído por 0,800 e, então, otimizar a síntese da RTC com este novo valor, a rede encontrada (Figura 12) é ligeiramente diferente da mostrada na Figura 11. A varredura dos valores de  $HULIMIT$  necessária para esta otimização está mostrada na Tabela 10.

Figura 12: Rede de trocadores de calor otimizada para o processo industrial mostrado na Figura 2 e  $h=0,800 \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ .

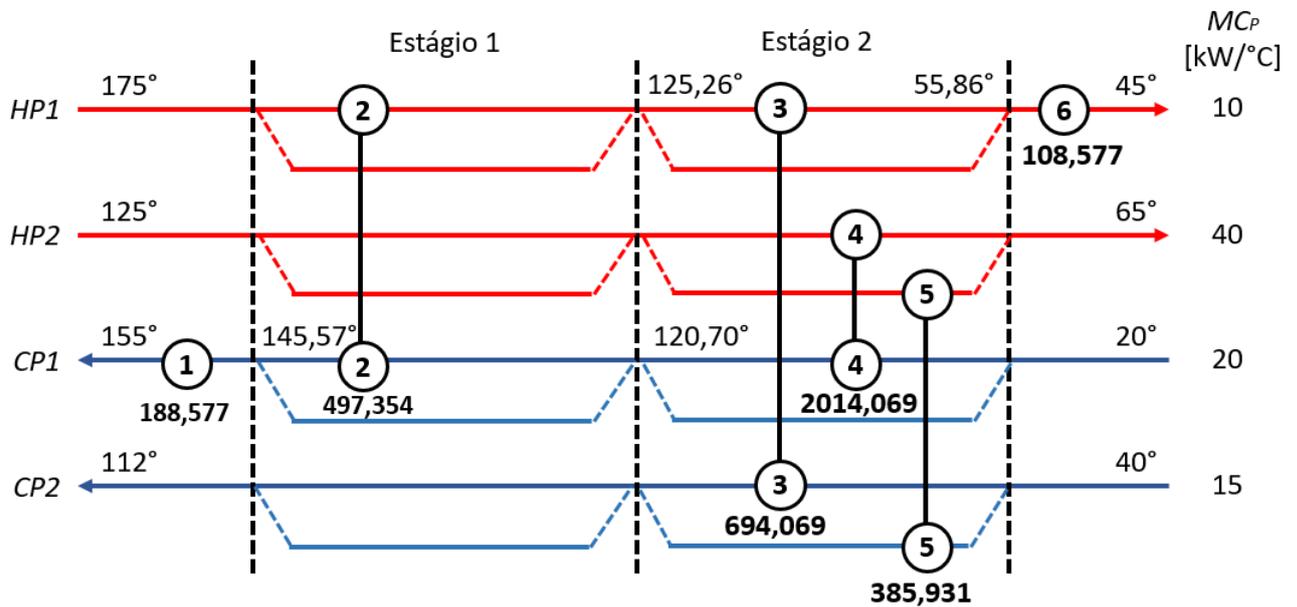


Tabela 10: Varredura dos valores de custo anual total (TAC) obtidos a partir de estimativas iniciais diferentes da quantidade máxima de utilidade quente disponível ( $HULIMIT$ ).

$HULIMIT$ (kW)	200	300	350	400	450	500	550	700	850
Utilidade quente (kW)	188,6	188,6	188,6	188,6	188,6	190,6	190,6	420,5	420,5
TAC (k\$/ano)	136	136	136	136	136	138	138	151	151

Observa-se que o custo anual da rede (136 k\$/ano, conforme mostrado na Tabela 11) é inferior ao da rede anterior (144 k\$/ano, mostrado na Tabela 9), pois o consumo de utilidade foi reduzido.

Estes resultados mostram que valores maiores de  $h$  reduzem o custo de investimento por diminuir as áreas de troca térmica.

Valores mais altos de  $h$  podem ser obtidos aumentando-se as velocidades dos fluidos. Porém, maiores velocidades também aumentam as quedas de pressão nos trocadores de calor, o que acarreta maiores custos operacionais com o bombeamento. É interessante, sob este ponto de vista, reduzir as quedas de pressão e, para isto, reduzir os valores dos coeficientes de troca térmica.

Deste modo, como esta variável interfere de maneira contrária nos custos de investimento e operacional, os valores de  $h$  precisam ser otimizados. Até então, este valor foi considerado um parâmetro, valor fixo, na otimização da RTC e igual para todas as correntes. Além disto, os custos operacionais adicionais devido às quedas de pressão nos trocadores de calor ainda não foram contabilizados.

Tabela 11: Análise econômica para a rede de trocadores de calor do estudo de caso 1 otimizada e  $h=0,800 \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ .

Trocador de calor	$q$ / [kW]	$A$ / [m <sup>2</sup> ]	$\Delta T_{ML}$ / [°C]	$\Delta T_{\min}$ / [°C]	$C_{TC}$ / [k\$]
1	188,6	16,3	29,0	25	37
2	497,4	92,9	13,3	4,56	59
3	694,1	119,5	14,5	13,3	66
4	2014,1	288,0	17,3	4,3	104
5	385,9	52,6	19,6	13	49
6	108,6	8,9	30,4	30	34
Custo de investimento inicial total/ [k\$]					349
Custo operacional com utilidade fria/ [k\$/ano]					1,1
Custo operacional com utilidade quente/ [k\$/ano]					23
Custo anual total/ [\$/ano]					136

Para otimizar também esta variável, algumas equações precisam ser adicionadas ao modelo inicialmente proposto por Yee e Grossmann (1990), que foi utilizado para obter as redes otimizadas mostradas até esta seção.

Para isto, a Seção 4.3 apresenta uma breve fundamentação teórica e dedução das principais equações necessárias e, então, a Seção 4.4 mostra todas as modificações necessárias para a inclusão da consideração da queda de pressão nos trocadores de calor no modelo de Yee e Grossmann (1990).

### 4.3 Fundamentação teórica

#### 4.3.1 Relação entre $\Delta P_t$ e $h_t$ no lado do tubo:

A queda de pressão nos tubos devido à fricção ( $\Delta P_{tf}$ ) é dada pela Equação 4.2 (SHENOY, 1995).

$$\Delta P_{tf} = \frac{2 \cdot f_t \cdot G_t^2 \cdot L \cdot NT \cdot NS}{\left[ D \cdot \rho_t \cdot \left( \frac{\mu_t}{\mu_{tw}} \right)^{ac} \right]} \quad (4.2)$$

Sendo:  $ac = 0,35(Re_t \leq 2100)$ ;  $ac = 0,14(Re_t > 2100)$

Onde:

$f_t$ : fator de fricção para tubos lisos (Shenoy, 1995, p. 269);

$G_t$ : velocidade mássica;

$L$ : comprimento do tubo;

$NT$ : número de passes no tubo;

$NS$ : número de passes no casco;

$D$ : diâmetro interno do tubo;

$\rho_t$ : densidade do fluido que passa no tubo;

$\mu_t$ : viscosidade do fluido que passa no tubo;

$\mu_{tw}$ : viscosidade do fluido que passa no tubo em contato com a parede do tubo;

Substituindo os termos  $f_t$  e  $G_t$  pelas Equações 4.3 e 4.4, respectivamente, e desprezando as perdas de retorno, tem-se a Equação 4.5.

$$f_t = 0,046 \cdot Re_t^{-0,2} \quad Re_t > 2100 \quad (4.3)$$

$$G_t = \rho_t \cdot v_t \quad (4.4)$$

Onde:

$Re$ : número de Reynolds ( $Re = \rho \cdot D \cdot v / \mu$ );

$v_t$ : velocidade do fluido;

$$\Delta P_t = \frac{2 \cdot \left[ 0,046 \cdot \frac{\rho_t^{-0,2} \cdot D^{-0,2} \cdot v_t^{-0,2}}{\mu_t^{-0,2}} \right] \cdot (\rho_t \cdot v_t)^2 \cdot L \cdot NT \cdot NS}{\left[ D \cdot \rho_t \cdot \left( \frac{\mu_t}{\mu_{tw}} \right)^{0,14} \right]} \quad (4.5)$$

Rearranjando a Equação 4.5, tem-se a Equação 4.6.

$$\Delta P_t = \frac{2 \cdot (0,046) \cdot \left( \frac{\rho_t \cdot D \cdot v_t}{\mu_t} \right)^{-0,2} \cdot \rho_t \cdot v_t^2 \cdot L \cdot NT \cdot NS}{\left[ D \cdot \left( \frac{\mu_t}{\mu_{tw}} \right)^{0,14} \right]} \quad (4.6)$$

A fim de eliminar o termo  $L.NS.NT$  da Equação 4.6, substitui-se a Equação 4.7 na Equação 4.8, obtendo-se então a Equação 4.9.

$$N_t = \frac{A}{\pi \cdot D_t \cdot L \cdot NS} \quad (4.7)$$

$$G_t = \rho_t \cdot v_t = \frac{M_t}{\left[ \left( \frac{\pi \cdot D^2}{4} \right) \left( \frac{N_t}{NT} \right) \right]} \quad (4.8)$$

$$G_t = \rho_t \cdot v_t = \frac{M_t}{\left[ \left( \frac{\pi \cdot D^2}{4} \right) \left( \frac{A}{\pi \cdot D_t \cdot L \cdot NS \cdot NT} \right) \right]} \quad (4.9)$$

Eliminando  $\pi$  e rearranjando a Equação 4.9, tem-se a Equação 4.10.

$$G_t = \rho_t \cdot v_t = \frac{M_t}{\left[ \frac{A \cdot D^2}{4 \cdot D_t \cdot L \cdot NS \cdot NT} \right]} \quad (4.10)$$

Finalmente, é possível isolar o termo  $L.NS.NT$ , conforme Equação 4.11.

$$L.NS.NT = \frac{A \cdot D^2 \cdot \rho_t \cdot v_t}{4 \cdot M_t \cdot D_t} \quad (4.11)$$

Substituindo a Equação 4.11 na Equação 4.6, o termo  $L \cdot NS \cdot NT$  é então eliminado:

$$\Delta P_t = \frac{2 \cdot (0,046) \cdot \left( \frac{\rho_t \cdot D \cdot v_t}{\mu_t} \right)^{-0,2} \cdot \rho_t \cdot v_t^2 \cdot \left( \frac{A \cdot D^2 \cdot \rho_t \cdot v_t}{4 \cdot M_t \cdot D_t} \right)}{\left[ D \cdot \left( \frac{\mu_t}{\mu_{tw}} \right)^{0,14} \right]} \quad (4.12)$$

Colocando em evidência os termos contendo  $v_t$  e rearranjando a equação 4.12, tem-se a equação 4.13:

$$\Delta P_t = \frac{0,023 \cdot \left( \frac{D \cdot \rho_t}{\mu_t} \right)^{-0,2} \cdot (\rho_t^2 \cdot D) \cdot (A \cdot v_t^{2,8})}{D_t \cdot M_t \cdot \left( \frac{\mu_t}{\mu_{tw}} \right)^{0,14}} \quad (4.13)$$

A equação de Dittus-Boelter pode ser escrita como:

$$h_t = 0,023 \cdot \frac{k_t}{D} \cdot \left( \frac{D \cdot v_t \cdot \rho_t}{\mu_t} \right)^{0,8} \cdot \left( \frac{C_p \cdot \mu_t}{k_t} \right)^{1/3} \cdot \left( \frac{\mu_t}{\mu_{tw}} \right)^{0,14} \quad (4.14)$$

Isolando a velocidade ( $v_t$ ) na equação 4.14, tem-se a Equação 4.15.

$$v_t = \frac{\mu_t}{D \cdot \rho_t} \cdot \left( \frac{h_t}{0,023 \cdot \frac{k_t}{D} \cdot \left( \frac{C_p \cdot \mu_t}{k_t} \right)^{1/3} \cdot \left( \frac{\mu_t}{\mu_{tw}} \right)^{0,14}} \right)^{1/0,8} \quad (4.15)$$

Substituindo a Equação 4.15 na Equação 4.13, tem-se:

$$\Delta P_t = \frac{0,023 \cdot \left(\frac{D \cdot \rho_t}{\mu_t}\right)^{-0,2} \cdot (\rho_t^2 \cdot D)}{D_t \cdot M_t \cdot \left(\frac{\mu_t}{\mu_{tw}}\right)^{0,14}} \cdot A \cdot \left( \frac{\mu_t^{2,8}}{D^{2,8} \cdot \rho_t^{2,8}} \cdot \frac{h_t^{\frac{2,8}{0,8}}}{\left[0,023 \cdot \frac{k_t}{D} \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu_t}{k_t}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu_t}{\mu_{tw}}\right)^{0,14}\right]^{\frac{2,8}{0,8}}} \right) \quad (4.16)$$

A Equação 4.16 pode ser escrita simplificadamente de acordo com a Equação 4.17, sendo a constante  $K_t$  expressa pela Equação 4.18.

$$\Delta P_t = K_t \cdot A \cdot h_t^{3,5} \quad (4.17)$$

$$K_t = \frac{1}{(0,023)^{2,5}} \cdot D^{1/2} \cdot \mu_t^{11/6} \cdot \frac{1}{M_t \cdot \rho_t \cdot k_t^{7/3} \cdot C_{pt}^{7/6}} \cdot \left(\frac{D}{D_t}\right) \left[\left(\frac{\mu_t}{\mu_{tw}}\right)^{-0,14}\right]^{4,5} \quad (4.18)$$

Ressaltando que  $K_t$  é dependente do diâmetro do tubo, das propriedades físicas e da vazão do fluido no lado do tubo (Shenoy, 1995).

Nomenclatura:

$A$ : área de troca térmica [m];

$C_{pt}$ : calor específico do fluido do lado do tubo [J/kg °C];

$D$ : diâmetro interno dos tubos [m];

$D_t$ : diâmetro externo dos tubos [m];

$h_t$ : coeficiente de troca térmica;

$K_t$ : parâmetro da equação de  $\Delta P$  vs.  $h$  no lado do tubo;

$k_t$ : condutividade térmica [W/m °C];

$M_t$ : vazão mássica [kg/h];

$\Delta P_t$ : queda de pressão no lado do tubo [kPa];

$\mu_t$ : viscosidade [kg/m.s];

$\mu_{tw}$ :

$\rho_t$ : densidade [kg/m<sup>3</sup>];

### 4.3.2 Relação entre $\Delta P_s$ e $h_s$ no lado do casco:

O Método de Kern para o lado do casco, proposto em 1950, fornece previsões razoáveis quando o corte da chicana é igual a 25% e a relação entre o espaçamento da chicana e o diâmetro do casco é igual a 1.

A queda de pressão devido à fricção no lado do casco ( $\Delta P_s$ ) é dada pela Equação 4.19.

$$\Delta P_s = \frac{2 \cdot f_s \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N_b + 1) \cdot NS}{\left[ D_e \cdot \rho_s \cdot \left(\frac{\mu_s}{\mu_{sw}}\right)^{0,14} \right]} \quad (4.19)$$

Onde:

$N_b$ : número de chicanas (baffles) necessárias;

$D_e$ : diâmetro equivalente;

Substituindo 4.20 e 4.21 em 4.19, tem-se a Equação 4.22.

$$f_s = 0,04475 \cdot Re_s^{-0,19} \quad (4.20)$$

$$G_s = \rho_s \cdot v_s \quad (4.21)$$

$$\Delta P_s = 2 \cdot 0,4475 \cdot \left( \frac{D_e \cdot v_s \cdot \rho_s}{\mu_s} \right)^{-0,19} \cdot \frac{(\rho_s \cdot v_s^2) \cdot D_s \cdot (N_b + 1) \cdot NS}{D_e \cdot \left( \frac{\mu_s}{\mu_{sw}} \right)^{0,14}} \quad (4.22)$$

Sabendo-se que o número de tubos necessários ( $N_t$ ) é dado pela Equação 4.23, o comprimento dos tubos ( $L$ ) pode ser isolado, conforme Equação 4.24.

$$N_t = \frac{A}{\pi \cdot D_t \cdot L \cdot NS} \quad (4.23)$$

$$L = \frac{A}{\pi \cdot D_t \cdot NS \cdot N_t} \quad (4.24)$$

A velocidade mássica no lado do casco ( $G_s$ ) é calculada baseando-se no fluxo na linha central do casco, de acordo com a Equação 4.25.

$$G_s = \rho_s \cdot v_s = \frac{M_s}{L_{bc} \cdot (L_{tp} - D_t) \cdot \left( \frac{D_s}{L_{tp}} \right)} \quad (4.25)$$

Onde:

$M_s$ : vazão mássica;

$L_{bc}$ : espaçamento entre as chicanas (*baffles*);

$L_{tp}$ : tube pitch;

$D_t$ : diâmetro externo do tubo;

$D_s$ : diâmetro do casco;

Assumindo espaçamentos equidistantes entre as chicanas, o comprimento do tubo também pode ser expresso pelo número de chicanas e o espaçamento entre elas, conforme Equação 4.26.

$$L = (N_b + 1) \cdot L_{bc} \quad (4.26)$$

Isolando  $L_{bc}$  na Equação 4.26, obtém-se a Equação 4.27.

$$L_{bc} = \frac{L}{(N_b + 1)} \quad (4.27)$$

Substituindo a Equação 4.27 na Equação 4.25, tem-se a Equação 4.28.

$$\rho_s \cdot v_s = \frac{M_s}{\left( \frac{L}{(N_b + 1)} \right) \cdot (L_{tp} - D_t) \cdot \left( \frac{D_s}{L_{tp}} \right)} \quad (4.28)$$

Substituindo a Equação 4.24 na Equação 4.28, tem-se a Equação 4.29.

$$\rho_s \cdot v_s = \frac{M_s}{\left(\frac{1}{(N_b+1)}\right) \cdot \left(\frac{A}{\pi \cdot D_t \cdot NS \cdot N_t}\right) \cdot (L_{tp} - D_t) \cdot \left(\frac{D_s}{L_{tp}}\right)} \quad (4.29)$$

Substituindo o termo  $N_t$  definido pela Equação 4.23 na Equação 4.29, tem-se a Equação 4.30.

$$\rho_s \cdot v_s = \frac{M_s}{\left(\frac{1}{(N_b+1)}\right) \cdot \left(\frac{A}{\pi \cdot D_t \cdot NS}\right) \cdot \left(\frac{4 \cdot L_{tp}^2}{\pi \cdot D_s^2}\right) \cdot (L_{tp} - D_t) \cdot \left(\frac{D_s}{L_{tp}}\right)} \quad (4.30)$$

A Equação 4.30 pode ser rearranjada e reescrita conforme mostrado na Equação 4.31.

$$\rho_s \cdot v_s = \frac{M_s \cdot (N_b + 1) \cdot (\pi \cdot D_t \cdot NS) \cdot (\pi \cdot D_s^2)}{(4 \cdot L_{tp}^2) \cdot A \cdot (L_{tp} - D_t) \cdot \left(\frac{D_s}{L_{tp}}\right)} \quad (4.31)$$

Isolando  $(N_b + 1) \cdot NS \cdot D_s = \frac{\rho_s \cdot v_s \cdot (4 \cdot L_{tp}^2) \cdot A \cdot (L_{tp} - D_t) \cdot \left(\frac{D_s}{L_{tp}}\right)}{M_s \cdot (\pi \cdot D_t) \cdot (\pi \cdot D_s)}$  na equação 4.31 e substituindo em 4.22:

$$\Delta P_s = 2 \cdot (0,4475) \cdot \left(\frac{D_e \cdot v_s \cdot \rho_s}{\mu_s}\right)^{-0,19} \cdot \frac{(\rho_s \cdot v_s^2)}{D_e \cdot \left(\frac{\mu_s}{\mu_{sw}}\right)^{0,14}} \cdot \frac{\rho_s \cdot v_s \cdot (4 \cdot L_{tp}^2) \cdot A \cdot (L_{tp} - D_t) \cdot \left(\frac{D_s}{L_{tp}}\right)}{M_s \cdot (\pi \cdot D_t) \cdot (\pi \cdot D_s)} \quad (4.32)$$

Rearranjando a Equação 4.32 e agrupando os termos  $v_t$ , tem-se a Equação 4.33.

$$\Delta P_s = 2 \cdot (0,4475) \cdot \left(\frac{D_e \cdot \rho_s}{\mu_s}\right)^{-0,19} \cdot \frac{(\rho_s)}{D_e \cdot \left(\frac{\mu_s}{\mu_{sw}}\right)^{0,14}} \cdot v_s^{2,81} \cdot \frac{\rho_s \cdot (4 \cdot L_{tp}^2) \cdot A \cdot (L_{tp} - D_t)}{M_s \cdot \pi^2 \cdot D_t} \quad (4.33)$$

Isolando-se o termo  $h_s$  da correlação do número de Nusselt ( $Nu_s = h_s \cdot D_e / k_s$ ), tem-se a Equação 4.34.

$$h_s = 0,36 \cdot \left(\frac{K_s}{D_e}\right) \cdot \left(\frac{D_e \cdot v_s \cdot \rho_s}{\mu_s}\right)^{0,55} \cdot \left(\frac{C_{ps} \cdot \mu_s}{K_s}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu_s}{\mu_{sw}}\right)^{0,14} \quad (4.34)$$

Isolando-se  $v_s$  na Equação 4.34:

$$v_s = \left( \frac{h_s \cdot D_e \cdot \mu_s^{0,55} \cdot k_s^{1/3}}{0,36 \cdot k_s \cdot (D_e \cdot \rho_s)^{0,55} \cdot C_{ps}^{1/3} \cdot \mu_s^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu_s}{\mu_{sw}}\right)^{0,14}} \right)^{1/0,55} \quad (4.35)$$

Como o expoente do termo  $v_s$  na Equação 4.33 é 2,8, tem-se a Equação 4.36.

$$v_s = \left( \frac{h_s \cdot D_e \cdot \mu_s^{0,55} \cdot k_s^{1/3}}{0,36 \cdot k_s \cdot (D_e \cdot \rho_s)^{0,55} \cdot C_{ps}^{1/3} \cdot \mu_s^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu_s}{\mu_{sw}}\right)^{0,14}} \right)^{\frac{1}{0,55} \cdot 2,81 = 5,1} \quad (4.36)$$

A Equação 4.33 pode ser reescrita de acordo com a Equação 4.37, sendo a constante  $K_s$  definida pela Equação 4.38.

$$\Delta P_s = K_s \cdot A \cdot h^{5,1} \quad (4.37)$$

$$K_s = 2 \cdot (0,4475) \cdot \left( \frac{D_e \cdot \rho_s}{\mu_s} \right)^{-0,19} \cdot \frac{\rho_s}{D_e \cdot \left( \frac{\mu_s}{\mu_{sw}} \right)^{0,14}} \cdot \frac{\rho_s \cdot (4 \cdot L_{tp}) \cdot (L_{tp} - D_t)}{M_s \cdot \pi^2 \cdot D_t} \cdot \left( \frac{D_e \cdot \mu_s^{0,55} \cdot k_s^{1/3}}{0,36 \cdot k_s \cdot (D_e \cdot \rho_s)^{0,55} \cdot C_p^{1/3} \cdot \mu_s^{1/3} \cdot \left( \frac{\mu_s}{\mu_{sw}} \right)^{0,14}} \right)^{5,1} \quad (4.38)$$

Analisando cada termo separadamente para determinar os expoentes da equação de  $K_s$ :

- $2 \cdot (0,4475) \cdot \left( \frac{4}{\pi^2} \right) \cdot \left( \frac{1}{0,36} \right)^{5,1} = 67,06 = 67$
- $L_{tp} \cdot (L_{tp} - D_t)$
- $D_e^{-0,19} \cdot \frac{1}{D_e} \cdot D_e^{5,1} \cdot \left( \frac{1}{D_e^{0,55}} \right)^{5,1} = 1,1 \rightarrow D_e^{1,1}$
- $\left( \frac{1}{\mu_s} \right)^{-0,19} \cdot \left( \mu_s^{0,55} \right)^{5,1} \cdot \frac{1}{\mu_s} \cdot \mu_s^{5,1} = 1,2969 \rightarrow \mu_s^{1,3}$
- $-0,19 + 1 + 1 - (0,55 \cdot 5,1) = -0,99 \rightarrow \rho_s^{-1}$
- $M_s^{-1}$
- $D_t^{-1}$
- $\left( \frac{-1}{3} \right) \cdot 5,1 = -1,7 \rightarrow C_p^{-1,7}$
- $\left( \frac{1}{3} - 1 \right) \cdot 5,1 = -3,4 \rightarrow C_p^{-3,4}$
- $\left( \frac{\mu_s}{\mu_{sw}} \right)^{-0,14} \cdot \left[ \left( \frac{\mu_s}{\mu_{sw}} \right)^{-0,14} \right]^{5,1} = \left[ \left( \frac{\mu_s}{\mu_{sw}} \right)^{-0,14} \right]^{6,1}$

Logo:

$$K_s = \frac{67 \cdot L_{tp} \cdot (L_{tp} - D_t) \cdot D_e^{1,1} \cdot \mu_s^{1,3}}{D_t \cdot M_s \cdot \rho_s \cdot k_s^{3,4} \cdot C_p^{1,7} \cdot \left[ \left( \frac{\mu_s}{\mu_{sw}} \right)^{0,14} \right]^{6,1}} \quad (4.39)$$

## 4.4 Modelo de Yee e Grossmann (1990) incluindo as considerações sobre as quedas de pressão nos trocadores de calor

Para que o coeficiente de troca térmica ( $h$ ) seja considerado como uma variável a ser otimizada na síntese de rede de trocadores de calor, inicialmente é necessário declarar  $h$  como variável no modelo de Yee e Grossmann (1990). No modelo original,  $h$  havia sido declarado como um parâmetro e inicializado, portanto, com um valor fixo para todas as correntes (Seção 3.2).

Conforme deduzido na Seção 4.3, as duas equações que relacionam  $\Delta P$ ,  $A$  e  $h$  nos tubos e no casco de cada trocador de calor são as Equações 4.17 e 4.37, respectivamente. Então, a variável  $h$  está presente nestas equações e nas equações do cálculo das áreas de troca térmica (Seção 3.2.8).

Estas quedas de pressão referem-se a cada trocador de calor. Cada corrente de processo pode passar por mais de um trocador de calor de calor integrado e por um trocador de utilidade. Existe um limite máximo para a queda de pressão total em cada corrente. Portanto, restrições (Equações 4.42 e 4.43, para as correntes quentes e frias, respectivamente) precisam ser adicionadas ao modelo de Yee e Grossmann (1990) para limitar a pressão total na linha ( $\Delta P_{total,i}$  ou  $\Delta P_{total,j}$ ) à pressão máxima permitida ( $\Delta P_{máximo,i}$  ou  $\Delta P_{máximo,j}$ ).

$$\Delta P_{total,i} \leq \Delta P_{máximo,i} \quad (4.40)$$

$$\Delta P_{total,j} \leq \Delta P_{máximo,j} \quad (4.41)$$

A pressão total na linha corresponde à soma das quedas de pressão dos trocadores de calor em série (um ou mais trocadores de calor integrados e trocador de calor de utilidade). A Equação 4.42 mostra a queda de pressão total nas correntes quentes ( $\Delta P_{total,i}$ ) e a Equação 4.43, nas correntes frias ( $\Delta P_{total,j}$ ).

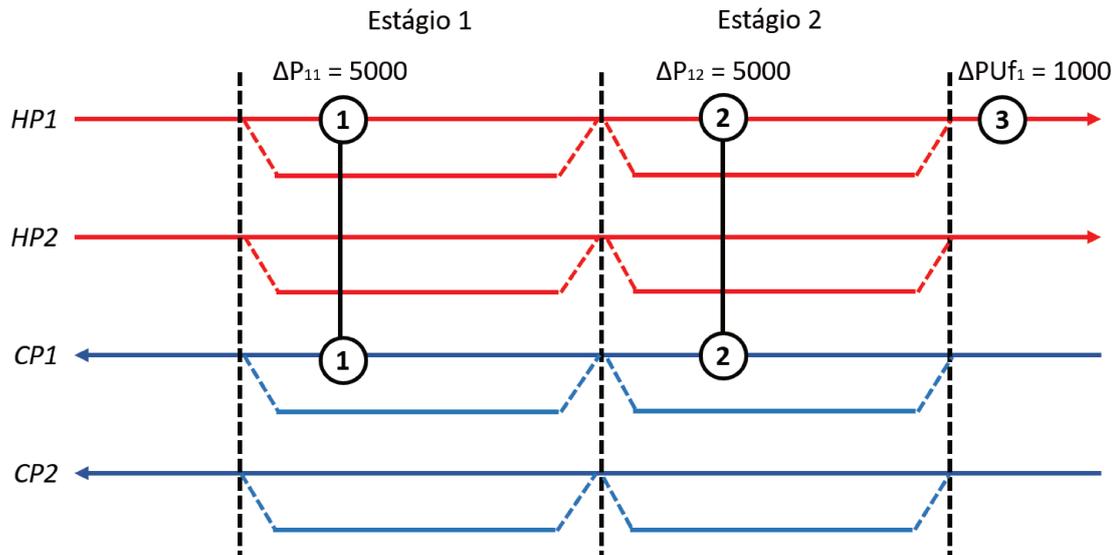
$$\Delta P_{total,i} = \sum_k \Delta P_{ik} \quad (4.42)$$

$$\Delta P_{total,j} = \sum_k \Delta P_{jk} \quad (4.43)$$

A Figura 13 e a Equação 4.44 mostram um exemplo para a corrente quente  $HP1$  em uma superestrutura com 2 estágios.

$$\Delta P_{total,1} = \Delta P_{11} + \Delta P_{12} + \Delta P_{Uf_1} = 5000 + 5000 + 1000 = 11.000 \quad (4.44)$$

Figura 13: Queda de pressão total em cada corrente (trocadores de calor em série).



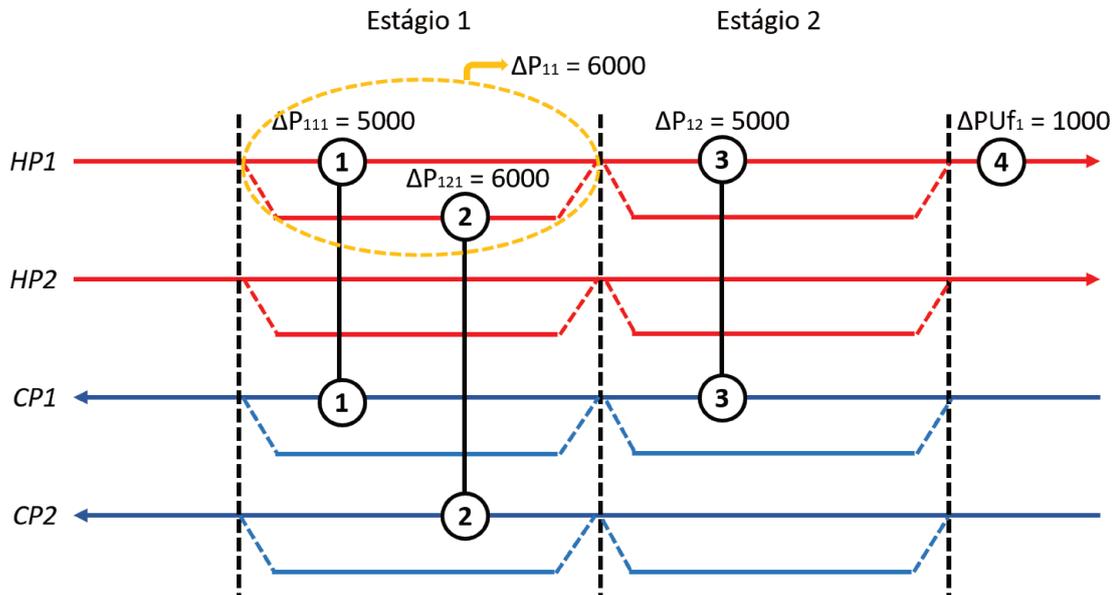
Quando há divisão de corrente e, logo, há trocadores de calor em paralelo, as quedas de pressão destes equipamentos não podem ser somadas. Neste caso, a maior das quedas de pressão destes trocadores de calor em paralelo é considerada como a queda de pressão desse trecho (Figura 14).

Portanto, o primeiro passo é calcular a queda de pressão em cada estágio de cada corrente e depois somar as quedas de pressão em todos os estágios. As Equações 4.45 e 4.46 mostram as quedas de pressão por estágio para as correntes de processo quentes e frias, respectivamente.

$$\Delta P_{ik} = \max_j \Delta P_{ijk} \quad (4.45)$$

$$\Delta P_{jk} = \max_i \Delta P_{ijk} \quad (4.46)$$

Figura 14: Queda de pressão por estágio (trocadores de calor em paralelo).



#### 4.4.1 Custo operacional com o bombeamento dos fluidos através dos trocadores de calor

O custo devido ao bombeamento dos fluidos através dos trocadores de calor ( $Cb_{TC}$ ) foi calculado pela Equação 4.47.

$$Cb_{TC} = \frac{m \cdot \Delta P_{TC}}{\rho} \times \frac{PC \cdot tow}{eff} \quad (4.47)$$

Onde:

$m$ : vazão [kg/s]

$\Delta P_{TC}$ : queda de pressão no trocador de calor [kPa]

$\rho$ : densidade [ $\text{kg/m}^3$ ]

$PC$ : custo da energia [\$/kWh]

$tow$ : tempo de operação da planta [h/ano]

$eff$ : eficiência da bomba [%]

#### 4.4.2 Função objetivo com considerações sobre as quedas de pressão nos trocadores de calor

A função objetivo a ser minimizada inclui, então, os custos operacionais com o bombeamento dos fluidos, conforme Equação 4.48.

$$\begin{aligned}
& \min \sum_{i \in HP} CCU \cdot qcu_i + \sum_{j \in CP} CHU \cdot qhu_j \\
& \quad + AF \times \left[ \sum_{i \in HP} \sum_{j \in CP} \sum_{k \in ST} CF_{ij} \cdot z_{ijk} + \sum_{i \in HP} CF_{i,CU} \cdot zcu_i + \sum_{j \in CP} CF_{j,HU} \cdot zhu_j \right] \\
& \quad + AF \times \left[ \sum_{i \in HP} \sum_{j \in CP} \sum_{k \in ST} C_{ij} \cdot (A_{ijk})^{\beta_{ij}} + \sum_{i \in HP} C_{i,CU} \cdot (A_{cu_i})^{\beta_{i,CU}} + \sum_{j \in CP} C_{HU,j} \cdot (A_{hu_j})^{\beta_{j,HU}} \right] \\
& \quad + \frac{PC \cdot tow}{eff} \cdot \left( \sum_i \frac{m_i \cdot \Delta P_i}{\rho_i} + \sum_j \frac{m_j \cdot \Delta P_j}{\rho_j} \right) \quad (4.48)
\end{aligned}$$

## 4.5 Estudo de caso 1: Otimização do valor do coeficiente de troca térmica

Para incluir as considerações sobre as quedas de pressão nos trocadores de calor no Estudo de caso 1, informações extras sobre as propriedades dos fluidos e quedas de pressão máximas permitidas são necessárias. Frausto-Hernández et al. (2003) estudaram este mesmo processo e apresentaram estas informações para cada uma das correntes, conforme exposto na Tabela 12.

Tabela 12: Propriedades das correntes de processo da Figura 2. Adaptado de Frausto-Hernández et al. (2003).

Corrente	HP1	HP2	CP1	CP2
$\Delta P_{\text{permitida}}$ [kPa]	30	25	10	10
$C_p$ [J/kg °C]	1658	2684	2456	2270
$\rho$ [kg/m <sup>3</sup> ]	716	777	700	680
$\mu$ [kg/m s]	$0,24 \cdot 10^{-3}$	$0,23 \cdot 10^{-3}$	$0,23 \cdot 10^{-3}$	$0,23 \cdot 10^{-3}$
$k$ [W/m °C]	1,1	0,24	0,12	0,011

Para a análise econômica da rede de trocadores de calor, as informações necessárias estão expostas na Tabela 13.

Tabela 13: Dados econômicos (SHENOY, 1995).

Item	Valor
Custo da energia (PC) [\$/kWh]	0,05
Eficiência da bomba ( <i>eff</i> ) [%]	70
Tempo de vida útil da planta [ano]	5
Operação da planta ( <i>tow</i> ) [h/ano]	8000

A partir dos valores mostrados na Tabela 12 e assumindo que as correntes quentes passam pelo casco e as correntes frias pelos tubos, os valores das constantes  $K_t$  (Equação 4.18) e  $K_s$  (Equação 4.39) foram calculados e estão mostrados na Tabela 14.

Vale ressaltar que os valores das propriedades dos fluidos necessárias para os cálculos destas constantes variam com a temperatura; porém, nesta abordagem, estas variações são consideradas desprezíveis e os valores utilizados consideram as temperaturas médias de cada corrente.

Tabela 14: Valores calculados para as constantes  $K_s$  e  $K_t$ .

Corrente	$K_s$	$K_t$
HP1	$1,02 \cdot 10^{-16}$	-
HP2	$2,82 \cdot 10^{-15}$	-
CP1	-	$7,30 \cdot 10^{-10}$
CP2	-	$2,68 \cdot 10^{-7}$

A partir destes valores de  $K_t$  e  $K_s$  e das Equações 4.17, 4.37 e 3.20, os valores de  $h$  foram otimizados. Nestas equações, a pressão, o coeficiente de troca térmica e a área devem ser inseridos em kPa,  $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$  e  $m^2$ , respectivamente (SHENOY, 1995).

A Figura 15 mostra a rede de trocadores de calor otimizada nestas condições com a carga térmica de cada equipamento; e a Figura 16 mostra a mesma rede, porém destacando as quedas de pressão em cada uma das correntes e devido a cada um destes equipamentos. Estes resultados foram obtidos utilizando o solver Alpha ECP do software GAMS. A queda de pressão total em cada corrente, ou seja, a somatória das quedas de pressão devido a todos os trocadores de calor em série em cada corrente, estão apresentadas na Tabela 15, bem como os valores otimizados do coeficiente de troca térmica.

Figura 15: Estudo de caso 1 considerando as quedas de pressão nos trocadores de calor.

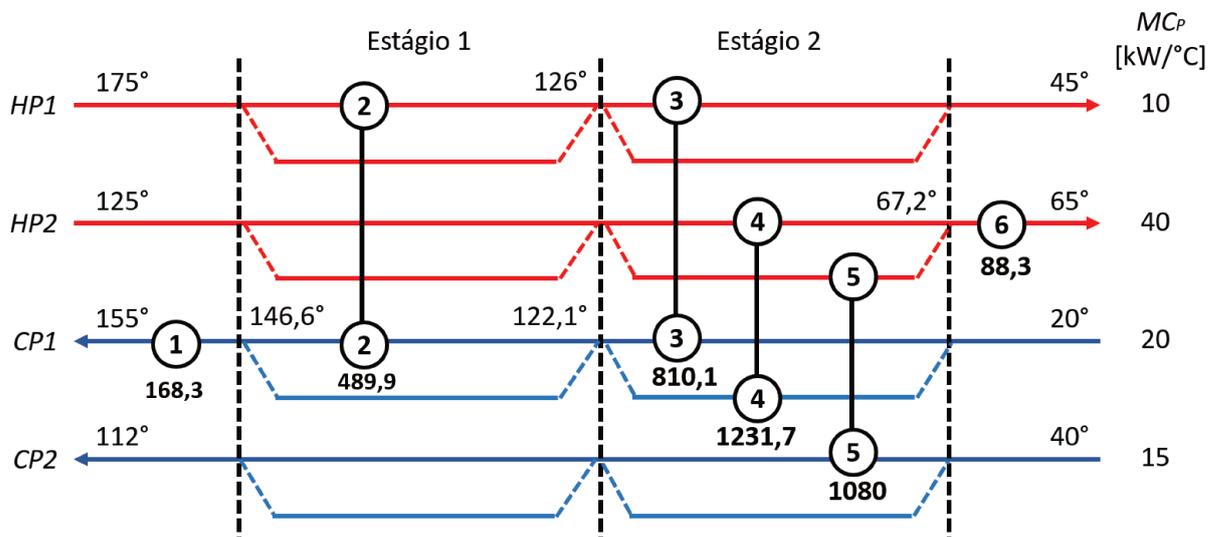
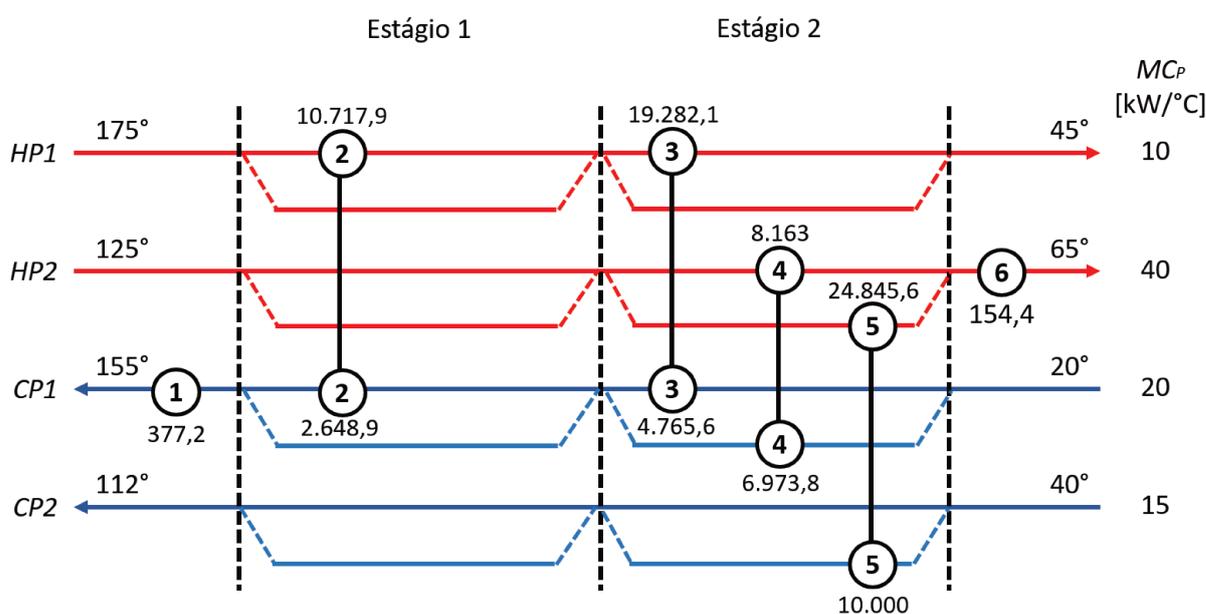


Tabela 15: Valores de  $h$  otimizados e quedas de pressão para as correntes de processo do Estudo de caso 1.

Corrente	$\Delta P$ [kPa]	$h$ [kW/(m <sup>2</sup> °C)]
HP1	30	4,058
HP2	25	1,662
CP1	10	1,365
CP2	10	0,204
Utilidade quente (vapor)	-	Parâmetro: 5,000
Utilidade fria (água)	-	Parâmetro: 2,500

Note que os valores dos coeficientes de troca térmica das utilidades não foram otimizados. Estes valores foram inseridos como parâmetros nas simulações, ou seja, com valores fixos. Estes valores foram escolhidos baseando-se no trabalho de Frausto-Hernández et al. (2003). Os autores ressaltaram que a metodologia proposta para a otimização dos valores de  $h$  não é válida para as correntes que passam por mudança de fase, como é o caso da utilidade quente (vapor).

Figura 16: Estudo de caso 1 considerando as quedas de pressão nos trocadores de calor.



O custo operacional devido ao bombeamento dos fluidos foi calculado pela Equação 4.47 e com os dados apresentados na Tabela 13 e está apresentado na Tabela 16.

O custo anual total da rede apresentada nas Figuras 15 e 16 (128 k\$/ano / Tabela 16) é inferior ao custo de todas as outras redes apresentadas anteriormente. A otimização dos valores de  $h$  garantiram menores áreas de troca térmica que implicaram em menores custos de investimento. Nota-se que mesmo acrescentando o custo operacional relativo ao bombeamento dos fluidos (0,54 k\$/ano), as redes encontradas foram mais viáveis economicamente comparativamente

Tabela 16: Análise econômica para a rede de trocadores de calor do estudo de caso 1 considerando as quedas de pressão nos trocadores de calor.

Trocador de calor	$q$ / [kW]	$A$ / [m <sup>2</sup> ]	$\Delta T_{ML}$ / [°C]	$\Delta T_{min}$ / [°C]	$C_{TC}$ / [k\$]
1	168,3	5,5	28,5	25,0	33
2	489,9	38,6	12,4	3,9	44
3	810,1	69,4	11,4	3,9	53
4	1231,7	101,6	15,9	2,9	62
5	1080,0	309,4	10,9	13	108
6	88,3	1,9	46,0	42,2	31
Custo de investimento inicial total/ [k\$]					331
Custo operacional com utilidade fria/ [k\$/ano]					0,9
Custo operacional com utilidade quente/ [k\$/ano]					20
Custo operacional com o bombeamento/ [k\$/ano]					0,54
Custo anual total/ [k\$/ano]					128

àquelas com valores fixos de  $h$ .

Portanto, a principal conclusão a partir destes resultados é que a consideração sobre as quedas de pressão foi indispensável para a estimativa de custo do projeto de síntese de rede de trocadores de calor, visto que o custo encontrado foi 39% menor do que a rede otimizada mostrada no Capítulo 3 (236  $\rightarrow$  144 k\$/ano). É importante enfatizar que a inclusão desta variável não garante alternativas de rede economicamente mais viáveis e sim estimativas de custo mais realistas. Se, por exemplo, o valor de  $h$  tivesse sido superestimado nos capítulos anteriores, esta rede teria um custo maior. Além disso, uma vez que a rede encontrada ao minimizar a função objetivo que inclui as quedas de pressão nos trocadores de calor (Figura 15) foi diferente da rede mostrada na Figura 11, conclui-se que a variável  $h$  de fato deve ser otimizada simultaneamente na síntese da RTC.

Na rede das Figuras 15 e 16, a queda de pressão em cada uma das correntes foi igual ao valor máximo permitido (Tabela 12). A Seção 4.5.1 avalia as alternativas de RTC encontradas quando custos de energia mais elevados foram considerados. O objetivo é checar se as quedas de pressão nas linhas diminuem, como esperado.

### 4.5.1 Custo de bombeamento mais elevado

A Figura 17 mostra a RTC e as cargas térmicas dos equipamentos quando considerou-se um custo de energia 8 vezes maior (0,4 ao invés de 0,05 \$/kWh] / Tabela 13). Nestas condições, as quedas de pressão das correntes quentes (HP1 e HP2) não atingiram o limite máximo (Figura 18 e Tabela 17).

Os valores mostrados nas Tabelas 16 e 18 são bem parecidos, sendo que a diferença no custo anual total foi resultado do maior custo de bombeamento (3,3 → 0,54 k\$/ano). Note que pequenos rearranjos nas cargas térmicas dos trocadores de calor tenderam a evitar que este aumento nos custos fosse ainda maior, o que teria acontecido se o limite de queda de pressão nas linhas tivesse sido alcançado.

Figura 17: RTC para o Estudo de caso 1 considerando as quedas de pressão nos trocadores de calor com custo de energia mais elevado.

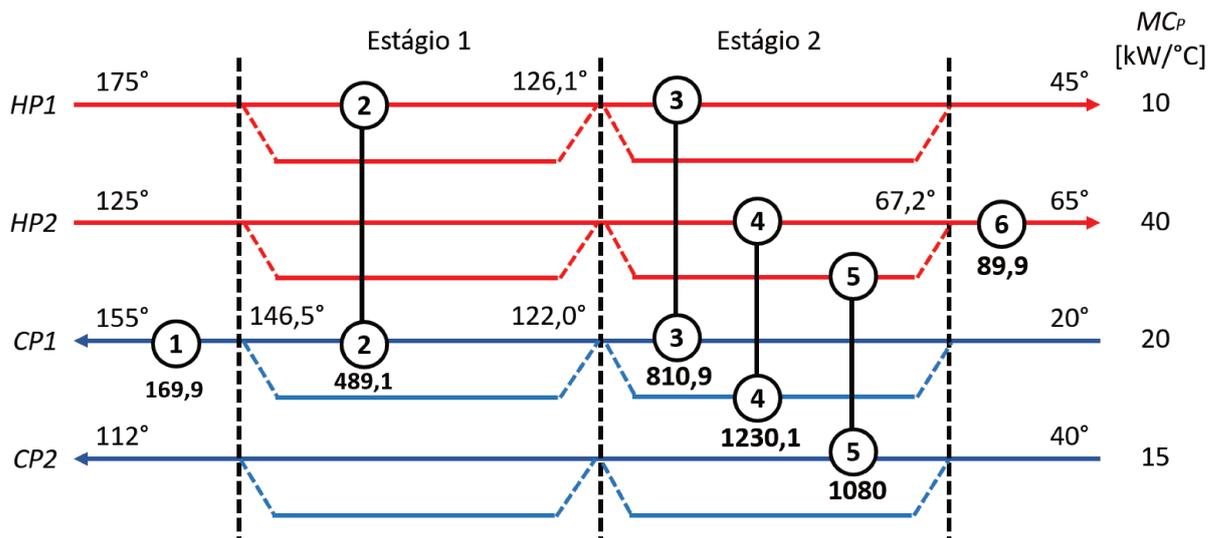


Figura 18: Estudo de caso 1 considerando as quedas de pressão nos trocadores de calor com custo de energia elevado.

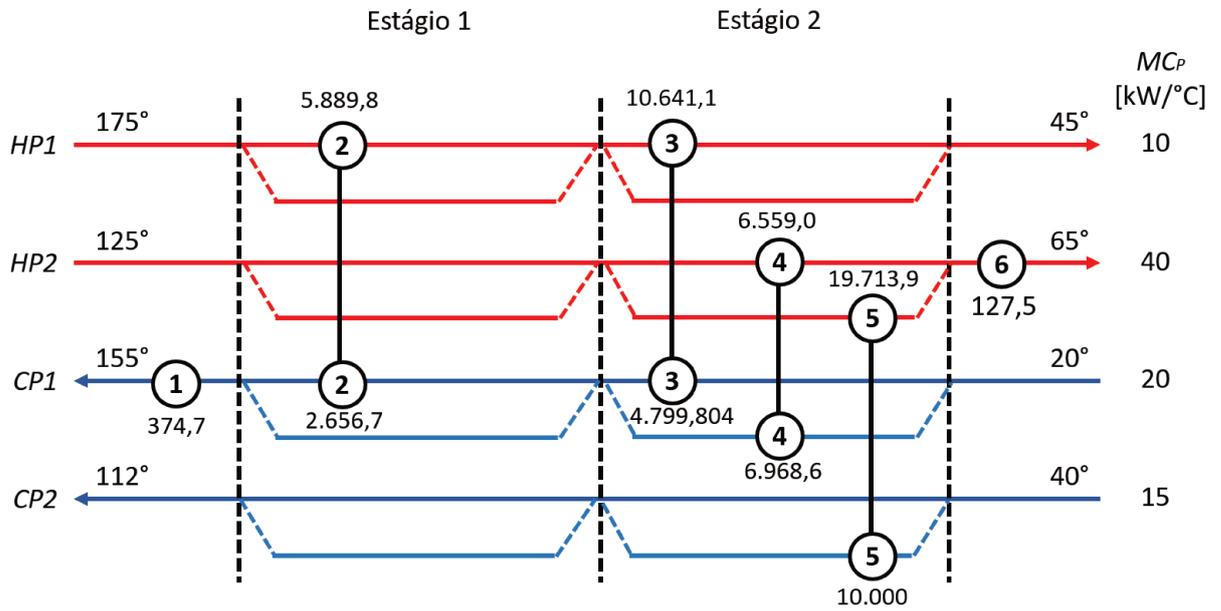


Tabela 17: Valores de  $h$  otimizados para as correntes de processo do Estudo de caso 1.

Corrente	$\Delta P$ [kPa]	$h$ [kW/(m <sup>2</sup> °C)]
HP1	16,5	3,594
HP2	19,8	1,587
CP1	10,0	1,358
CP2	10,0	0,203
Utilidade quente (vapor)	-	Parâmetro: 5,000
Utilidade fria (água)	-	Parâmetro: 2,500

Tabela 18: Análise econômica para a rede de trocadores de calor do estudo de caso 1 considerando as quedas de pressão nos trocadores de calor e um custo de bombeamento elevado.

Trocador de calor	$q$ / [kW]	$A$ / [m <sup>2</sup> ]	$\Delta T_{ML}$ / [°C]	$\Delta T_{min}$ / [°C]	$C_{TC}$ / [k\$]
1	169,9	5,6	28,6	25,0	33
2	489,1	39,5	12,5	4,0	43
3	810,9	71,3	11,5	4,0	54
4	1230,1	103,5	16,0	3,0	62
5	1080	311,2	26,5	13	108
6	89,9	2,0	46,0	42,2	31
Custo de investimento inicial total/ [k\$]					331
Custo operacional com utilidade fria/ [k\$/ano]					0,9
Custo operacional com utilidade quente/ [k\$/ano]					20
Custo operacional com o bombeamento/ [k\$/ano]					3,3
Custo anual total/ [k\$/ano]					132

# 5 Considerações sobre o layout industrial e o posicionamento dos trocadores de calor

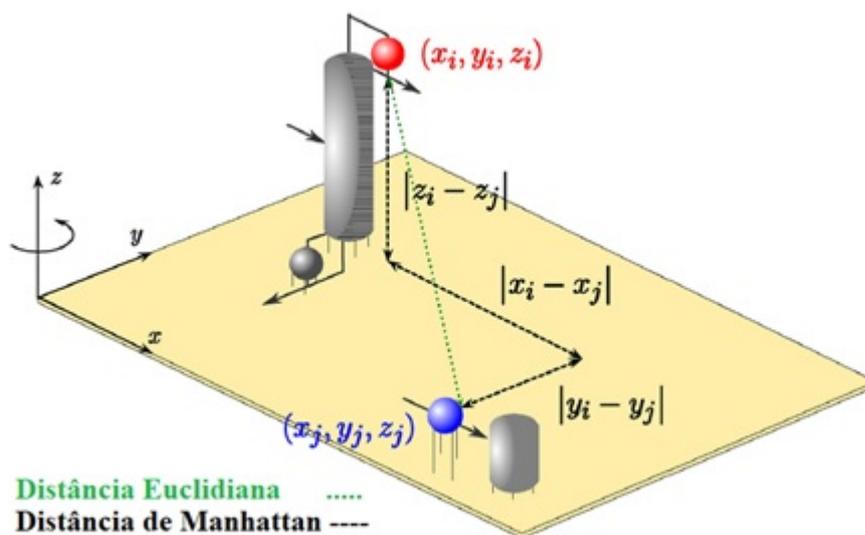
## 5.1 Revisão de literatura

Chew et al. (2013) destacaram a importância de considerar a topologia/*layout* na etapa de projeto de plantas industriais devido aos custos com a aquisição da tubulação. De fato, Peters (1991) estima que 10-80% dos custos de investimento com a aquisição de equipamentos são reverentes à tubulação.

Suaysompol e Wood (1993) também ressaltaram que, além das áreas dos trocadores de calor, outras variáveis relacionadas à instrumentação, fundações, controle e tubulação devem ser consideradas para uma estimativa mais realista do custo da rede. Os resultados de suas simulações mostraram como estes acréscimos na função objetivo alteraram as redes obtidas comparativamente aos resultados com apenas as estimativas das áreas de troca térmica. Porém, para estimar os custos das tubulações, os autores basearam-se apenas nos diâmetros das mesmas.

Neste contexto, Pouransari e Maréchal (2014) contribuíram com o detalhamento do *layout* da planta industrial ao considerar a posição espacial dos equipamentos e, conseqüentemente, a posição inicial das correntes de processo. Com isto, os autores propuseram restrições para favorecer ou não as associações (*matches*) entre as correntes baseando-se na distância entre as coordenadas iniciais destas correntes. O fator utilizado com este intuito foi proporcional à distância Euclidiana e/ou de Manhattan (Figura 19) entre estas coordenadas iniciais. Neste estudo, Pouransari e Maréchal (2014) não calcularam o comprimento total de tubulação requerido para a síntese da rede de trocadores de calor e não incluíram estes custos adicionais na função objetivo a ser minimizada.

Figura 19: Comprimento da tubulação de acordo com a distância Euclidiana e a distância de Manhattan. Adaptado de Pouransari e Maréchal (2014).



Posteriormente, Souza, Khanam e Mohanty (2016) calcularam o comprimento da tubulação necessária para instalar um trocador de calor em uma posição intermediária entre as posições iniciais de duas correntes usando a distância Manhattan. Além disso, adicionaram na função objetivo os custos relativos ao bombeamento dos fluidos.

No entanto, a posição específica para a alocação dos trocadores de calor é escolhida baseando-se em questões relacionadas à construção, processo, operação, manutenção e segurança (CHEW et al., 2013). Sabendo-se que apenas opções limitadas disponíveis na planta industrial atendem a estas especificações, Trifoni (2016) propôs o *retrofit* de redes de trocadores de calor considerando posições predefinidas para a alocação destes equipamentos. Nestas posições, os equipamentos podem ser, dentro do limite estabelecido, organizados em série e/ou paralelo. O problema foi solucionado simultaneamente por métodos de otimização tanto determinísticos quanto estocásticos.

Diante do exposto, esta dissertação propõe um procedimento para a síntese de rede de trocadores de calor incluindo uma segunda variável: o *layout* da planta industrial. Além disto, um número limitado de posições disponíveis para a alocação dos trocadores de calor foi definido, assim como as coordenadas destas posições.

## 5.2 Estudo de caso 1: Considerações sobre o layout industrial implementadas manualmente na rede de trocadores de calor original (Seção 2.2.3)

O custo da rede de trocadores de calor mostrada na Figura 6 foi calculado considerando apenas os custos de investimento inicial com a aquisição dos trocadores de calor e custos

operacionais devido ao consumo de utilidades.

Porém, outros custos podem ser significativos e, por isto, incluí-los na estimativa de custo garante que um valor mais realista seja encontrado. O custo com a aquisição da tubulação, por exemplo, pode chegar a 80% dos custos totais com a aquisição de equipamentos, conforme destaca Peters (1991). Além disto, quanto maior o comprimento da tubulação, maiores os custos operacionais com o bombeamento dos fluidos.

### 5.2.1 Cálculo do comprimento da tubulação

Com o objetivo de facilitar a visualização da disposição das correntes na planta industrial, o mesmo processo mostrado na Figura 2 está apresentado em 3D (Figura 20) e em 2D no *layout* adaptado da proposta inicial feita por Souza, Khanam e Mohanty (2016) (Figura 21).

Figura 20: Processo industrial tridimensional.

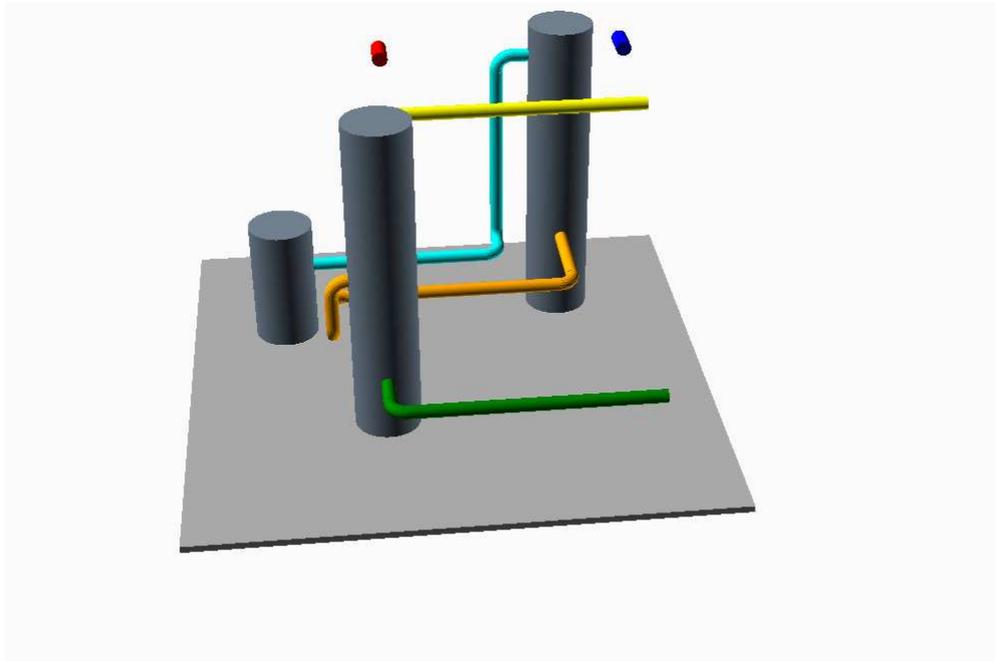
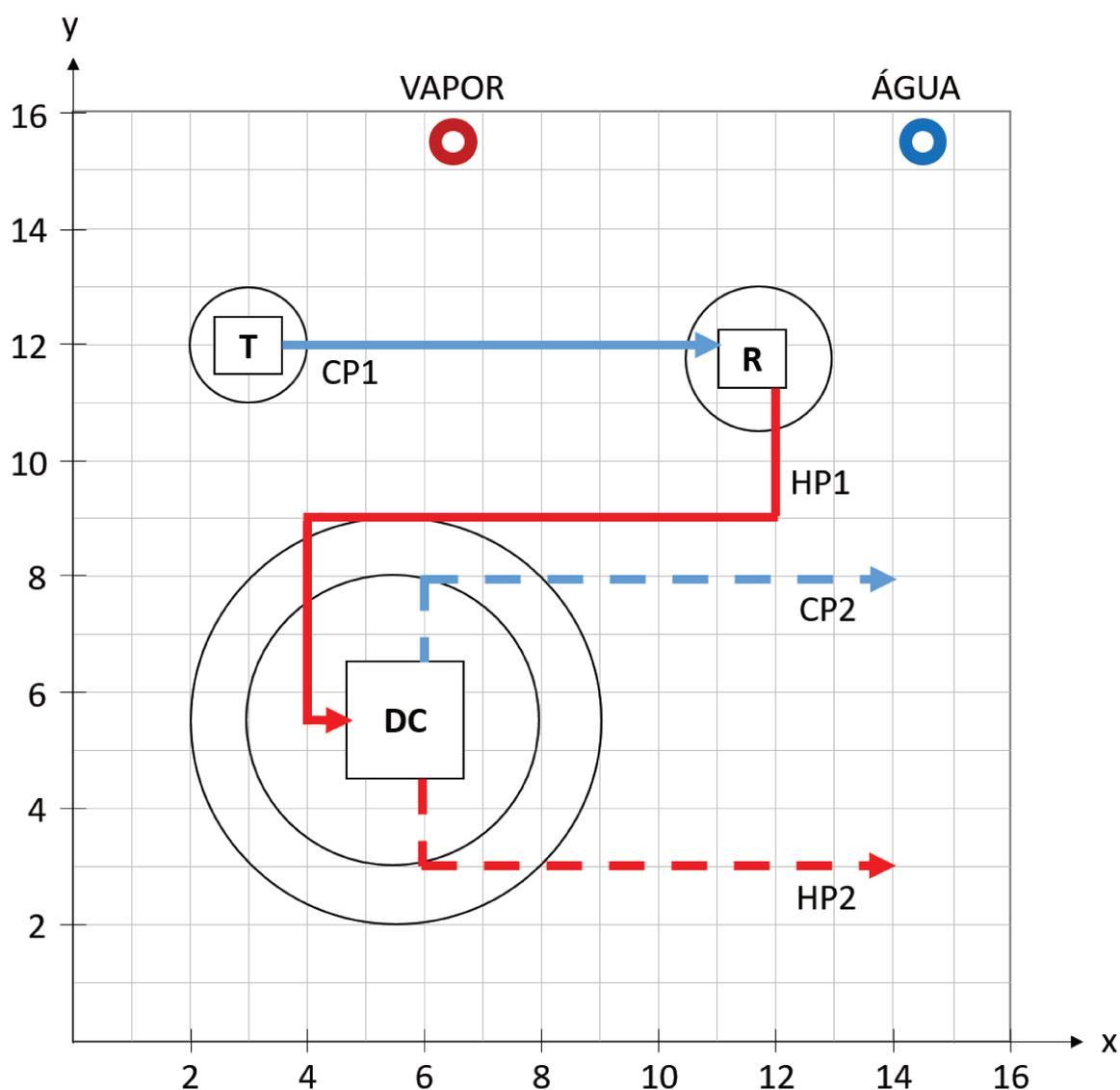


Figura 21: *Layout* da planta industrial com as correntes de processo. Fonte: adaptado de Souza, Khanam e Mohanty (2016).



Onde:

T: tanque de alimentação;

R: reator;

DC: coluna de destilação.

Pode-se calcular o comprimento da tubulação necessária para a síntese da rede de trocadores de calor pela distância de Manhattan ou distância Euclidiana (Figura 19).

Assim como no trabalho de Trifoni (2016), optou-se por utilizar a distância de Manhattan. Comparativamente à distância Euclidiana, que assume uma linha reta entre dois pontos, a distância de Manhattan é a soma das projeções em cada eixo de coordenadas. Dessa forma, esta opção representa melhor os desvios e a disposição da tubulação na planta industrial (cotovelos  $90^\circ$  e  $t\acute{e}s\ 90^\circ$ ).

Para este cálculo, as coordenadas (x,y,z) iniciais e finais de cada corrente precisam ser definidas. A partir deste *layout*, determinaram-se as coordenadas das posições iniciais e finais de cada corrente de processo e de utilidade (Tabela 19).

Tabela 19: Coordenadas iniciais e finais das correntes de processo. Adaptado de Souza, Khanam e Mohanty (2016).

Corrente	$x_i$ [m]	$y_i$ [m]	$z_i$ [m]	$x_f$ [m]	$y_f$ [m]	$z_f$ [m]
HP <sub>1</sub>	12	11,25	3	4,5	5,5	3
HP <sub>2</sub>	6	4,5	2	14	3	2
CP <sub>1</sub>	3,5	12	2,5	11	12	9
CP <sub>2</sub>	6	6,5	9	14	8	9
Vapor	6,5	15,5	15	6,5	15,5	15
Água	14,5	15,5	15	14,5	15,5	15

A partir destas coordenadas, mostradas na Tabela 19, os comprimentos das tubulações puderam ser calculados pela distância de Manhattan, conforme mostrado nas Equações 5.2-5.5.

$$L_{HP1} = |x_f - x_i| + |y_f - y_i| + |z_f - z_i| \quad (5.1)$$

$$L_{HP1} = |12 - 4,5| + |11,25 - 5,5| + |3 - 3| = 13,25 \text{ metros} \quad (5.2)$$

$$L_{HP2} = |6 - 14| + |4,5 - 3| + |2 - 2| = 9,5 \text{ metros} \quad (5.3)$$

$$L_{CP1} = |3,5 - 11| + |12 - 12| + |2,5 - 9| = 14 \text{ metros} \quad (5.4)$$

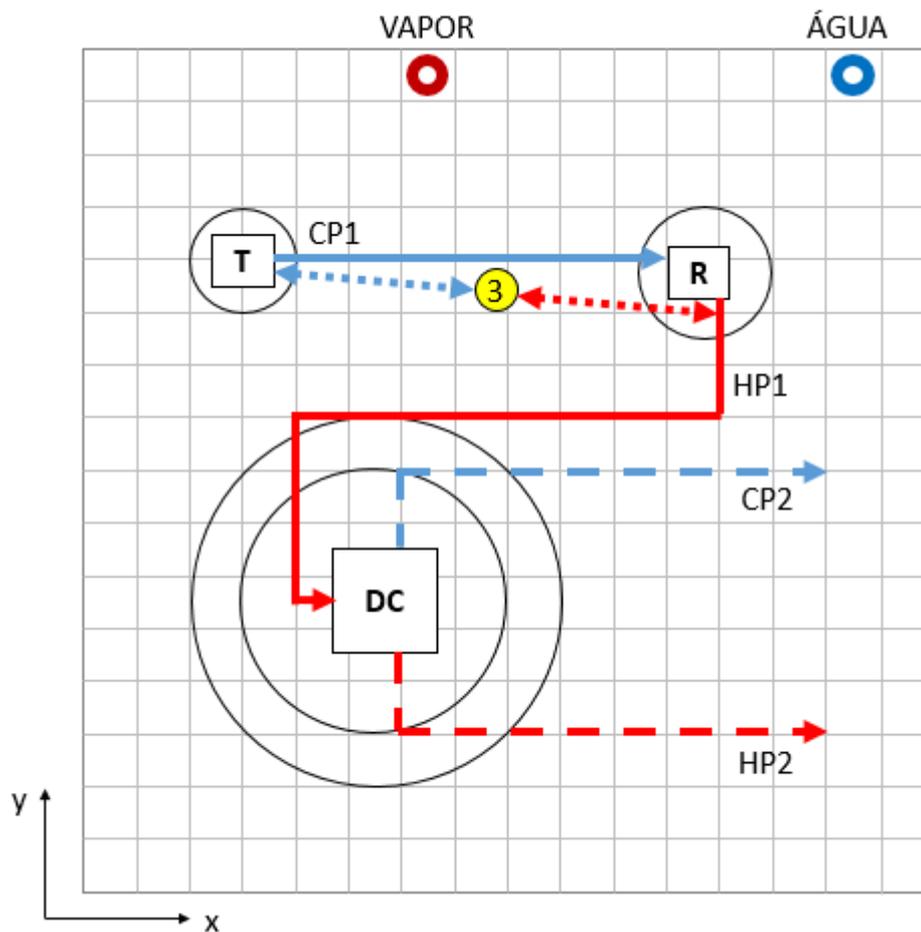
$$L_{CP2} = |6 - 14| + |6,5 - 8| + |9 - 9| = 9,5 \text{ metros} \quad (5.5)$$

No entanto, para que as correntes troquem calor entre si ou com as utilidades, elas devem ser desviadas até um trocador de calor para então, após a troca térmica, seguirem para o seu destino final. Conseqüentemente, há um aumento nos comprimentos das tubulações calculadas anteriormente.

Souza, Khanam e Mohanty (2016) incluíram os custos com a aquisição e bombeamento através das tubulações. Para isto, os autores assumiram que o trocador de calor seria alocado em uma posição intermediária entre a posição inicial da corrente quente e a posição inicial da corrente fria. Por exemplo, conforme ilustrado na Figura 22, a corrente quente HP1 troca calor com a corrente fria CP1 (trocador de calor número 3, Figura 2). Os autores consideraram que a corrente quente é desviada até o trocador de calor, retorna para a posição inicial (- - -), e então segue o percurso original até o seu destino final (\_\_\_). Os autores incluíram na função objetivo que minimiza o custo anual total apenas os trechos das tubulações que desviaram até os trocadores de calor. O comprimento original das correntes não são incluídos, o que em um estudo de síntese de rede deveria ser considerado.

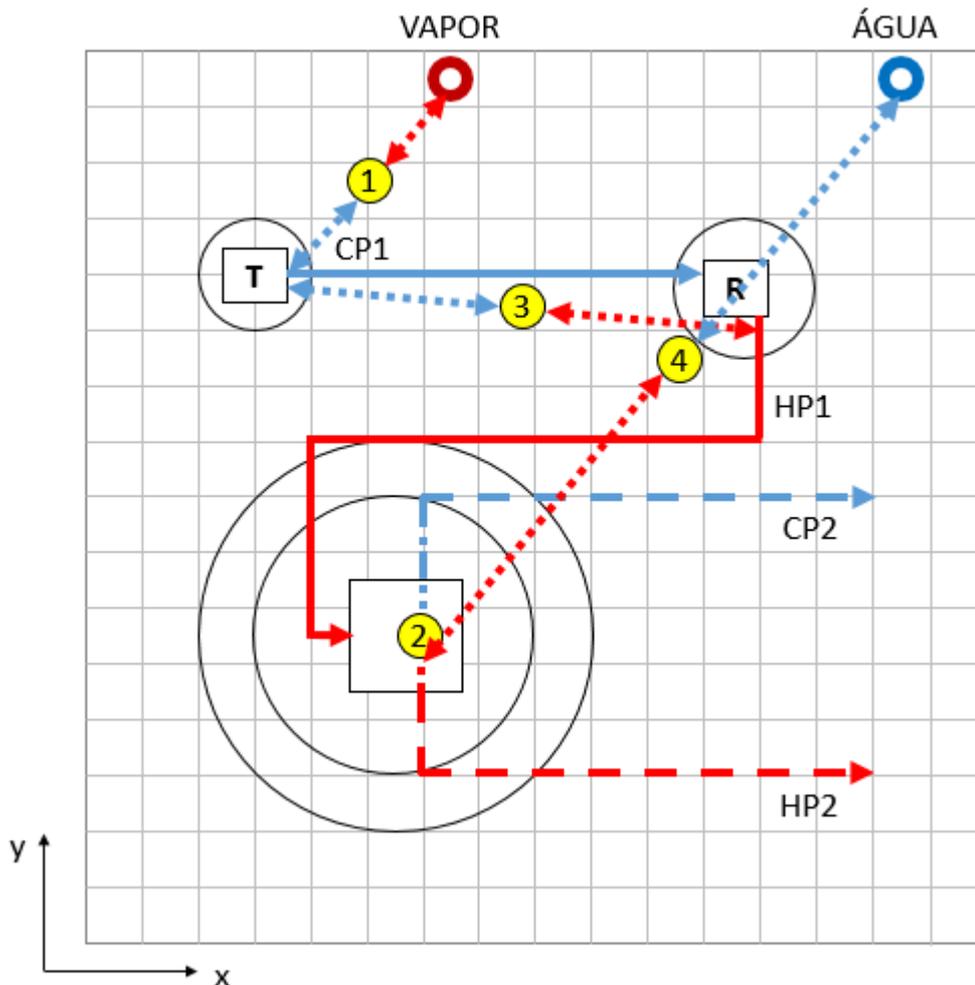
Outra crítica que pode ser feita em relação à abordagem proposta por Souza, Khanam e Mohanty (2016) é que, por exemplo para o trocador de calor 3 (em destaque na Figura 22), seria visivelmente mais viável a corrente CP1 seguir para o seu destino final após o desvio até o trocador de calor, que para esta troca térmica (HP1 e CP1) foi posicionado na metade do percurso entre os pontos inicial e final da corrente CP1. Sob a consideração dos autores, a corrente percorreu o mesmo percurso três vezes, ao invés de apenas uma.

Figura 22: *Layout* da planta industrial com trocador de calor 3 posicionado em uma posição intermediária entre as correntes HP1 e CP1, de acordo com a abordagem de Souza, Khanam e Mohanty (2016).



Nesta abordagem proposta por Souza, Khanam e Mohanty (2016), cada trocador de calor foi instalado na posição intermediária entre as duas correntes que trocam calor entre si. Ou seja, os autores consideraram que estes equipamentos podem ser alocados em posições aleatórias da planta industrial. Dificilmente, esta posição intermediária entre as correntes estará disponível, ou mesmo será viável economicamente ou operacionalmente para a instalação de um trocador de calor. Isto pode ser observado na Figura 23 que ilustra os 4 trocadores de calor alocados no *layout* industrial. O trocador de calor 2, por exemplo, ficaria sobreposto à outro equipamento, a coluna de destilação.

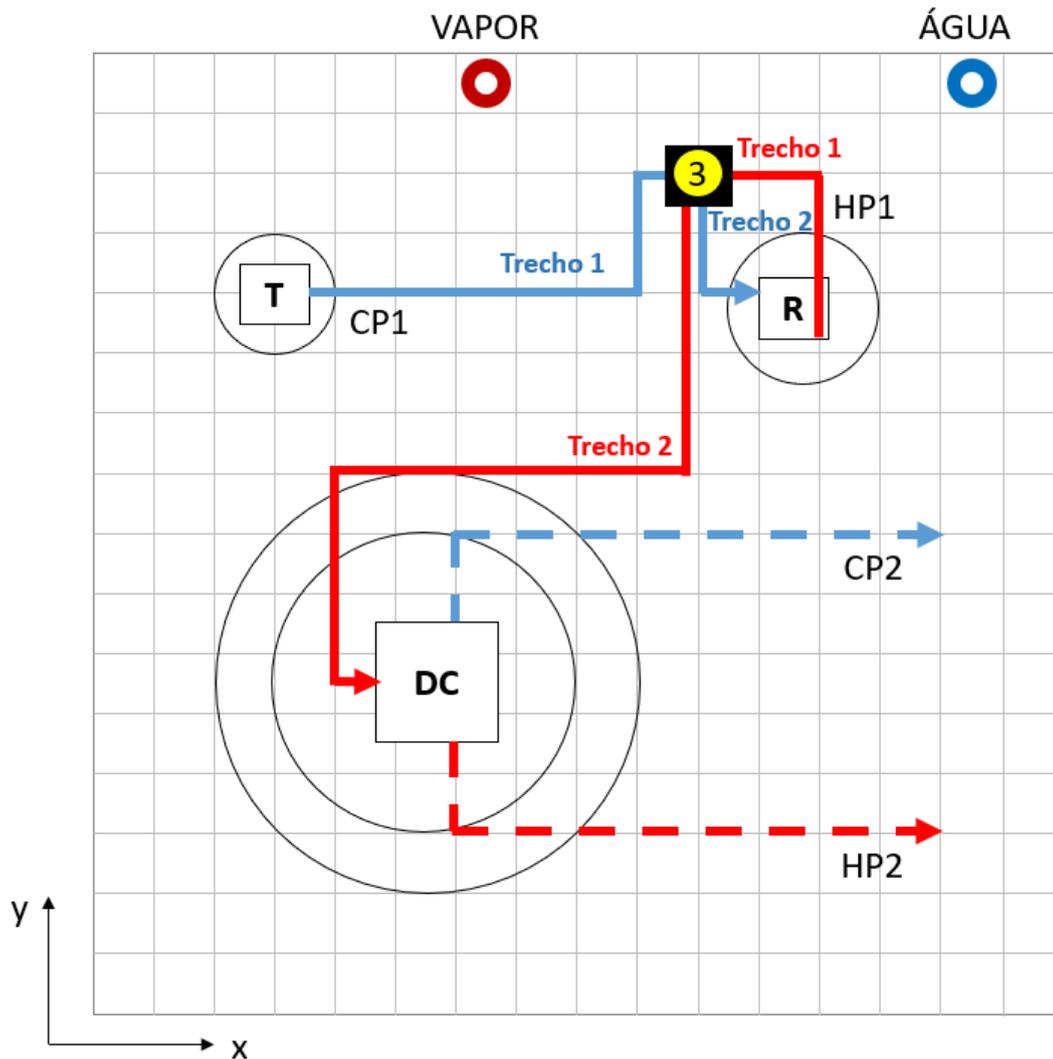
Figura 23: *Layout* da planta industrial com todos os 4 trocadores de calor posicionados nas posições intermediárias entre as correntes, de acordo com a abordagem de Souza, Khanam e Mohanty (2016).



Ao contrário do que foi proposto por Souza, Khanam e Mohanty (2016), este trabalho não limita a alocação dos trocadores de calor em posições intermediárias às correntes que trocam calor entre si. Nós permitimos que as coordenadas de posições específicas como disponíveis para instalar os equipamentos sejam declaradas. Deste modo, a alocação dos trocadores de calor só será feita em posições consideradas como apropriadas. Esta consideração deve-se a uma limitação real, visto que apenas posições limitadas da planta industrial estão disponíveis e atendem às especificações necessárias para alocar estes equipamentos. Portanto, este trabalho sugere que os trocadores de calor sejam alocados em posições predefinidas.

Por exemplo, a Figura 24 ilustra o trocador de calor 3 alocado em uma posição predefinida como disponível para alocar este equipamento (posição destacada em preto, com coordenadas (10; 14; 3)).

Figura 24: *Layout* da planta industrial com o trocador de calor 3 alocado em uma posição predefinida (P1).



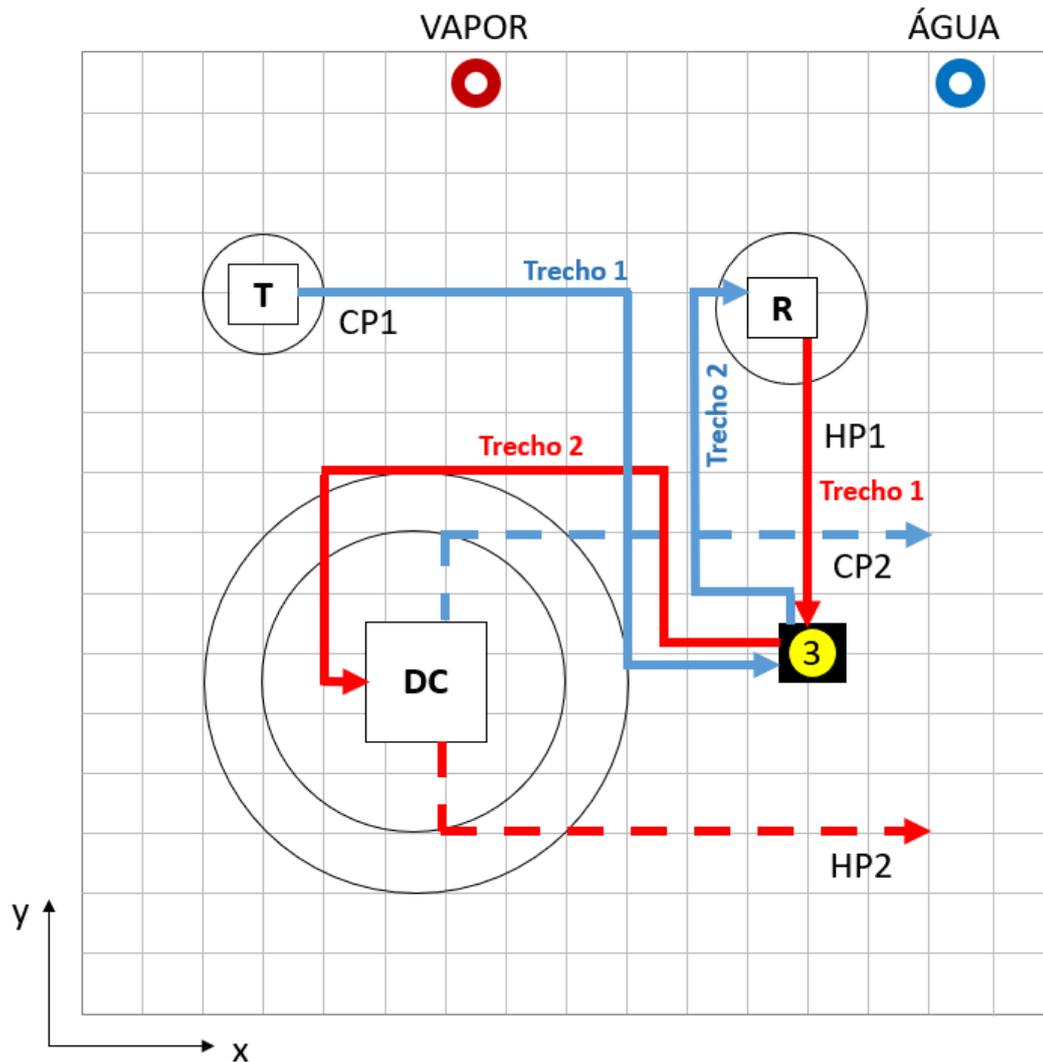
Neste trocador de calor (3) ocorre a troca térmica entre as correntes HP1 e CP1. Portanto, o comprimento de tubulação atrelado ao funcionamento/existência deste equipamento é a soma dos comprimentos das tubulações HP1 e CP1. O cálculo do comprimento de cada uma delas é realizado separadamente e corresponde à soma de um primeiro trecho, que começa no ponto inicial da corrente e termina no trocador de calor (Equação 5.6), e um segundo trecho, que começa no trocador de calor e termina no ponto final da corrente (Equação 5.7).

$$\text{Trecho 1} = |x_i - x_{TC}| + |y_i - y_{TC}| + |z_i - z_{TC}| \quad (5.6)$$

$$\text{Trecho 2} = |x_{TC} - x_f| + |y_{TC} - y_f| + |z_{TC} - z_f| \quad (5.7)$$

A Figura 25 mostra uma segunda possibilidade de posição, com coordenadas (12; 6; 3), para alocar o trocador de calor 3.

Figura 25: *Layout* da planta industrial com o trocador de calor 3 alocado em uma segunda posição predefinida (P2).



Quando há mais de uma posição disponível para alocar o equipamento, a posição escolhida deverá ser aquela que demanda um menor comprimento de tubulação.

É importante ressaltar que esta análise não é trivial, uma vez que esta deve considerar os trocadores de calor em série e em paralelo que podem estar presentes em cada corrente e, também, considerar a RTC como um todo.

Vamos manter, por enquanto, a análise para cada corrente isoladamente.

Com o objetivo de escolher a melhor posição dentre as duas propostas apresentadas para alocar cada um dos quatro trocadores de calor que constituem esta rede, a Tabela 20 mostra o comprimento de cada corrente até a posição 1 e até a posição 2.

Se trocador de calor 3, por exemplo, for alocado na primeira posição, será necessário 18,75 metros de tubulação para a corrente HP1 mais 18 metros da corrente CP1, totalizando 36,75 metros. Se este mesmo equipamento for alocado na segunda alternativa de posição disponível, serão necessários 13,25 metros de tubulação para HP1 mais 28 metros para a corrente CP1 ,

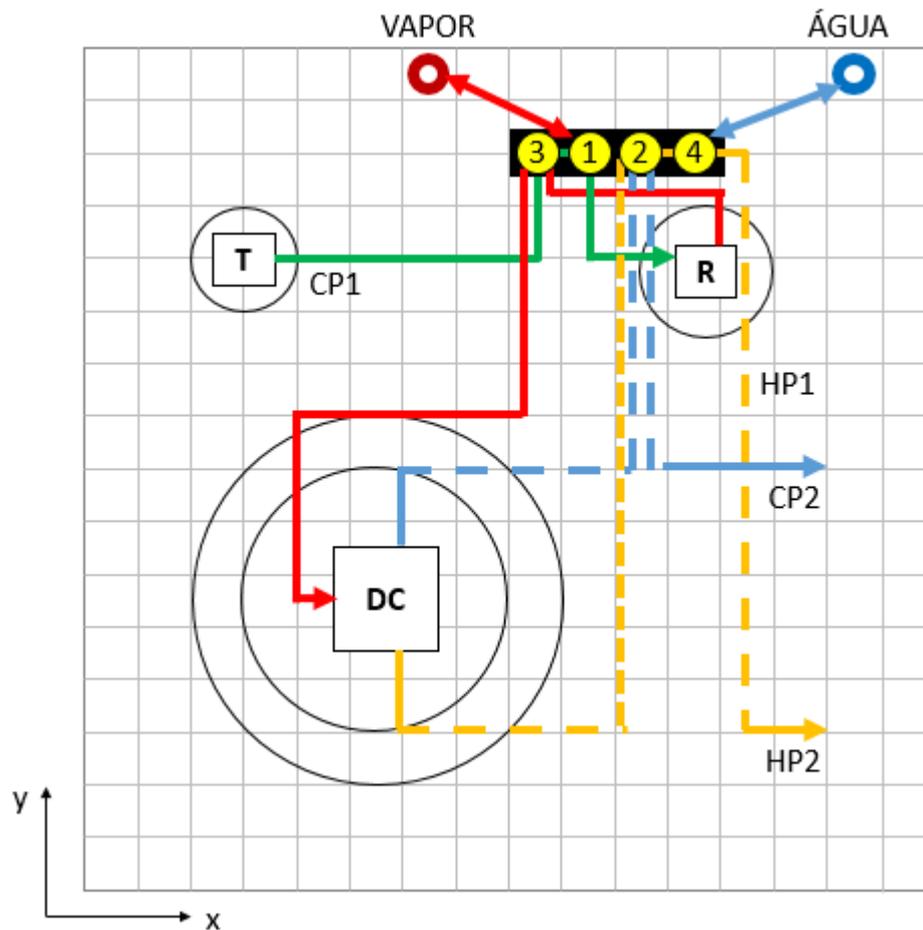
totalizando 41,25 metros de tubulação. Note que o comprimento da corrente HP1 foi menor na posição 2 e o comprimento da corrente CP1 foi menor na posição 1. Porém, como estas correntes devem ser desviadas para o mesmo local, o que importa para determinar a posição para alocar o trocador de calor é a soma dos dois comprimentos. Deste modo, a trocador de calor 3 deve ser alocado na posição 1 e 36,75 metros de tubulação serão necessários.

Tabela 20: Comprimento das tubulações considerando apenas uma possível posição para alocar os trocadores de calor.

Corrente	Posição 1			Posição 2		
	Trecho 1 [m]	Trecho 2 [m]	Comprimento total [m]	Trecho 1 [m]	Trecho 2 [m]	Comprimento total [m]
HP1	4,75	14	18,75	5,25	8	13,25
HP2	14,5	16	30,5	8,5	6	14,5
CP1	9	9	18	15	13	28
CP2	17,5	16	33,5	12,5	10	22,5
Vapor	17	17	34	27	27	54
Água	18	18	36	24	24	48

Quando há dois ou mais trocadores de calor em série na mesma corrente, é interessante que estes sejam alocados na mesma posição. Por isto, o somatório dos comprimentos de tubulação de todos os trocadores em série deve ser analisado para definir a posição destes. Nesta rede, as correntes que possuem trocadores de calor em série são as correntes CP1 (trocadores 1 e 3) e HP2 (trocadores 2 e 4). A Figura 26 mostra os quatro trocadores de calor alocados na posição 1 apenas para facilitar a visualização dos trocadores que estão em série. Note que a posição é considerada pontual. Apenas na ilustração, para facilitar a visualização do percurso de cada corrente é que a posição disponível ocupou uma área maior.

Figura 26: *Layout* da planta industrial com os quatro trocadores de calor alocados em uma posição predefinida.



A Tabela 21 mostra os comprimentos de tubulação por trocador de calor e o somatório para os trocadores de calor que estão em série. Analisando estes valores (última linha da tabela), conclui-se que os trocadores 1 e 3 devem ser alocados na posição 1 (comprimento total por posição igual a 70,75 ao invés de 95,25) e os trocadores 2 e 4, na posição 2 (comprimento total por posição igual a 85 ao invés de 100).

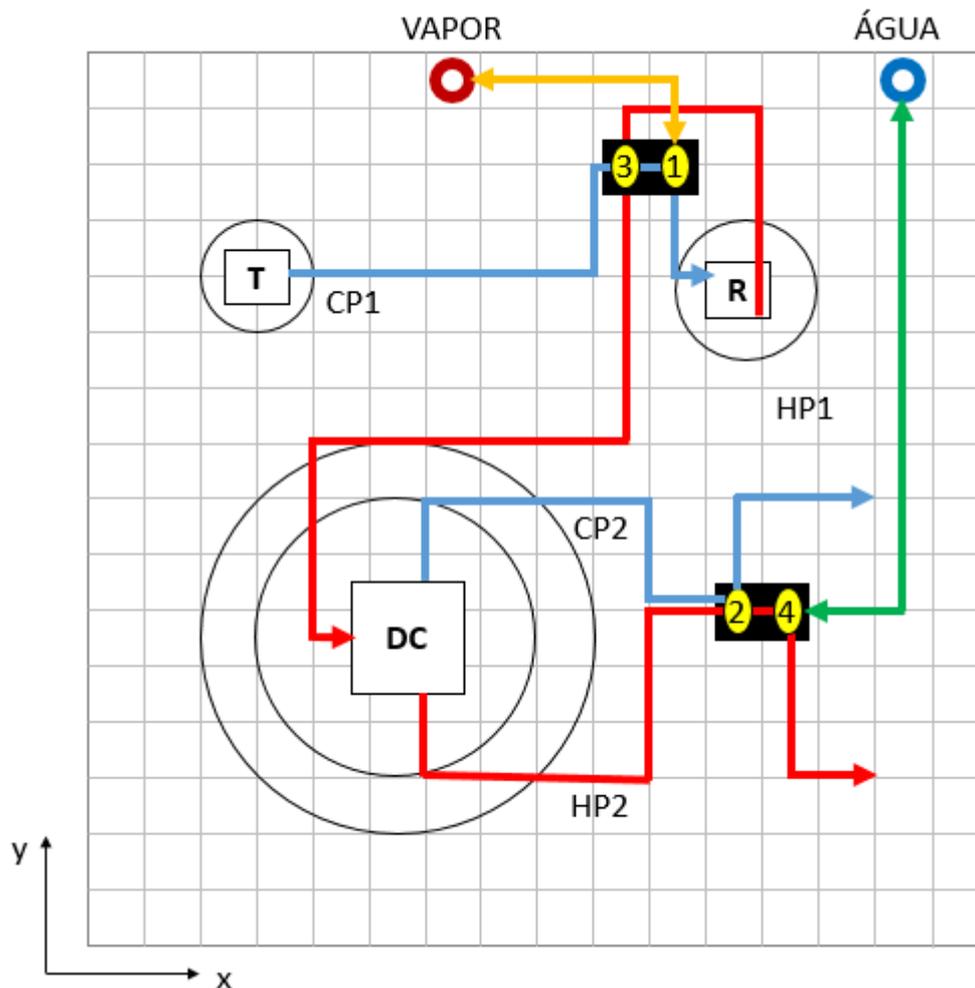
A última linha da Tabela 21 evidencia que o comprimento inicial da corrente que possui trocadores em série até a posição onde o TC está instalado é contabilizado apenas uma vez se os dois equipamentos estiverem na mesma posição.

A Figura 27 ilustra *layout* final para esta rede de trocadores de calor.

Tabela 21: Cálculo dos comprimentos de tubulação por posição (com e sem assumir trocadores em série).

Corrente	Posição 1				Posição 2			
	TC1	TC3	TC2	TC4	TC1	TC3	TC2	TC4
HP1	-	18,75	-	-	-	13,25	-	-
HP2	-	-	30,5	30,5	-	-	14,5	14,5
CP1	18	18	-	-	28	28	-	-
CP2	-	-	33,5	-	-	-	22,5	-
Vapor	34	-	-	-	54	-	-	-
Água	-	-	-	36	-	-	-	48
Total por TC/ [m]	52	36,75	64	66,5	82	41,25	37	62,5
Total por posição/ [m]	70,75		100		95,25		85	

Figura 27: Layout da planta industrial com os trocadores de calor alocados nas posições que demandam um menor comprimento de tubulação.



## 6 Modelagem layout

No capítulo anterior, os comprimentos das tubulações necessárias para interligar os equipamentos da RTC do Estudo de caso 1 (rede original/ Figura 6) foram calculados manualmente.

O objetivo deste capítulo é desenvolver um procedimento, um modelo matemático, para otimizar o *layout* industrial, minimizando o comprimento total da tubulação necessária em uma rede de trocadores de calor. A automatização desta etapa do projeto de síntese de RTC é interessante principalmente para projetos maiores, em que a escolha da posição de cada equipamento torna-se trabalhosa e a otimização do comprimento total representa a redução de um valor mais significativo do custo anual total.

Além disso, a otimização do *layout* torna-se necessária a partir no momento em que existe mais de uma posição disponível para alocar os trocadores de calor. Com apenas uma posição disponível, há um acréscimo no comprimento da tubulação, já que todas as correntes precisam ser desviadas até a posição onde estão os trocadores de calor para que suas demandas térmicas sejam supridas. Porém, este valor adicional é fixo. Por outro lado, se existe mais de uma posição onde cada trocador de calor pode ser alocado, é possível escolher em qual delas é necessário um menor comprimento de tubulação para interligar os equipamentos.

A escolha desta posição pode parecer simples analisando-se apenas uma ou duas correntes, mas não para a síntese de uma RTC mais complexa, com mais correntes e equipamentos.

Este capítulo dedica-se exclusivamente para esta etapa, uma vez que esta é a principal contribuição deste trabalho.

### 6.1 Considerações iniciais

#### 6.1.1 Número de posições disponíveis para alocar os trocadores de calor

Este trabalho assume que existem duas possíveis posições para alocar os trocadores de calor ( $m=2$ ).

Para a alocação de cada equipamento, uma posição é sempre determinada como a mais viável. A escolha da melhor posição é definida pelas seguintes variáveis binárias:

$P1_{ijm}$ : variável binária dos trocadores de calor integrados do estágio 1;

$P2_{ijm}$ : variável binária dos trocadores de calor integrados do estágio 2;

$Puq_{jm}$ : variável binária do trocador de calor de utilidade quente;

$Puf_{jm}$ : variável binária do trocador de calor de utilidade fria;

As restrições que garantem que cada trocador seja alocado apenas uma vez e apenas em uma das posições disponíveis estão representadas pela Equações 6.1-6.4.

$$\sum_m P1_{ijm} = 1; \quad (6.1)$$

$$\sum_m P2_{ijm} = 1; \quad (6.2)$$

$$\sum_m PUq_{jm} = 1; \quad (6.3)$$

$$\sum_m PUf_{im} = 1 \quad (6.4)$$

### 6.1.2 Número máximo de trocadores de calor por posição

Mais de um trocador de calor pode ser alocado em cada uma destas posições; porém, o número máximo de equipamentos por posição ( $N_{\max}$ ) será restringido nas últimas etapas da modelagem, devido à limitação física de espaço.

$$\sum_{i,j,k=1} z_{ijk} \cdot P1_{ijm} + \sum_{i,j,k=2} z_{ijk} \cdot P2_{ijm} + \sum_i z_{cu_i} \cdot PUf_{im} + \sum_j z_{hu_j} \cdot PUq_{jm} = N_{\max} \quad (6.5)$$

## 6.2 Definição das coordenadas das posições inicial e final das correntes

Inicialmente, três conjuntos de posições, coordenadas (x,y,z), precisam ser definidas:

- posição inicial de cada corrente, ou seja, a posição do equipamento de onde sai cada corrente ( $x_{in}, y_{in}, z_{in}$ );
- posição final de cada corrente, ou seja, a posição do equipamento de destino ( $x_{out}, y_{out}, z_{out}$ );
- posição disponível para alocar o trocador de calor ( $x_{TC}, y_{TC}, z_{TC}$ ).

## 6.3 Distância de Manhattan

A modelagem do comprimento da tubulação pode ser dividida basicamente em três partes:

1) a primeira delas é referente ao primeiro trecho, ou seja, o comprimento inicial ( $LH_{in}$  e  $LC_{in}$ ) que a corrente percorre entre o equipamento que libera a corrente ( $x_{in}, y_{in}, z_{in}$ ) e o trocador de calor ( $x_{TC}, y_{TC}, z_{TC}$ ) (Seção 6.4);

2) a segunda parte corresponde ao segundo trecho, ou seja, o comprimento final ( $LH_{out}$  e  $LC_{out}$ ), a partir do trocador de calor ( $x_{TC}, y_{TC}, z_{TC}$ ) até o equipamento de destino final da corrente ( $x_{out}, y_{out}, z_{out}$ ) (Seção 6.5);

3) além dos comprimentos inicial e final de cada corrente, há também um comprimento intermediário que conecta as duas posições disponíveis para alocar os trocadores de calor. Caso uma corrente passe por um trocador se calor alocado na primeira posição e depois passe por

outro trocador de calor alocado na segunda posição, este comprimento intermediário deve ser contabilizado.

A partir das coordenadas definidas na seção anterior, todos os possíveis comprimentos entre elas são calculados e definidos como parâmetros do modelo.

$$L_{P1-P2} = |x_{TC_{m=1}} - x_{TC_{m=2}}| + |y_{TC_{m=1}} - y_{TC_{m=2}}| + |z_{TC_{m=1}} - z_{TC_{m=2}}| \quad (6.6)$$

Para as correntes de processo quentes:

$$LH_{in_{im}} = |x_{in_i} - x_{TC_m}| + |y_{in_i} - y_{TC_m}| + |z_{in_i} - z_{TC_m}| \quad (6.7)$$

$$LH_{out_{im}} = |x_{TC_m} - x_{out_i}| + |y_{TC_m} - y_{out_i}| + |z_{TC_m} - z_{out_i}| \quad (6.8)$$

Para as correntes de processo frias:

$$LC_{in_{jm}} = |x_{in_j} - x_{TC_m}| + |y_{in_j} - y_{TC_m}| + |z_{in_j} - z_{TC_m}| \quad (6.9)$$

$$LC_{out_{jm}} = |x_{TC_m} - x_{out_j}| + |y_{TC_m} - y_{out_j}| + |z_{TC_m} - z_{out_j}| \quad (6.10)$$

Para as correntes de utilidade:

$$LCu_{cu,m} = 2 \times [|x_{cu} - x_{TC_m}| + |y_{cu} - y_{TC_m}| + |z_{cu} - z_{TC_m}|] \quad (6.11)$$

$$Lhu_{hu,m} = 2 \times [|x_{hu} - x_{TC_m}| + |y_{hu} - y_{TC_m}| + |z_{hu} - z_{TC_m}|] \quad (6.12)$$

Onde:

$LH_{in_{HP,m}}$ : Comprimento inicial para as correntes quentes;

$LC_{in_{CP,m}}$ : Comprimento inicial para as correntes frias;

$LH_{out_{m,HP}}$ : Comprimento final para as correntes quentes;

$LC_{out_{m,CP}}$ : Comprimento final para as correntes frias;

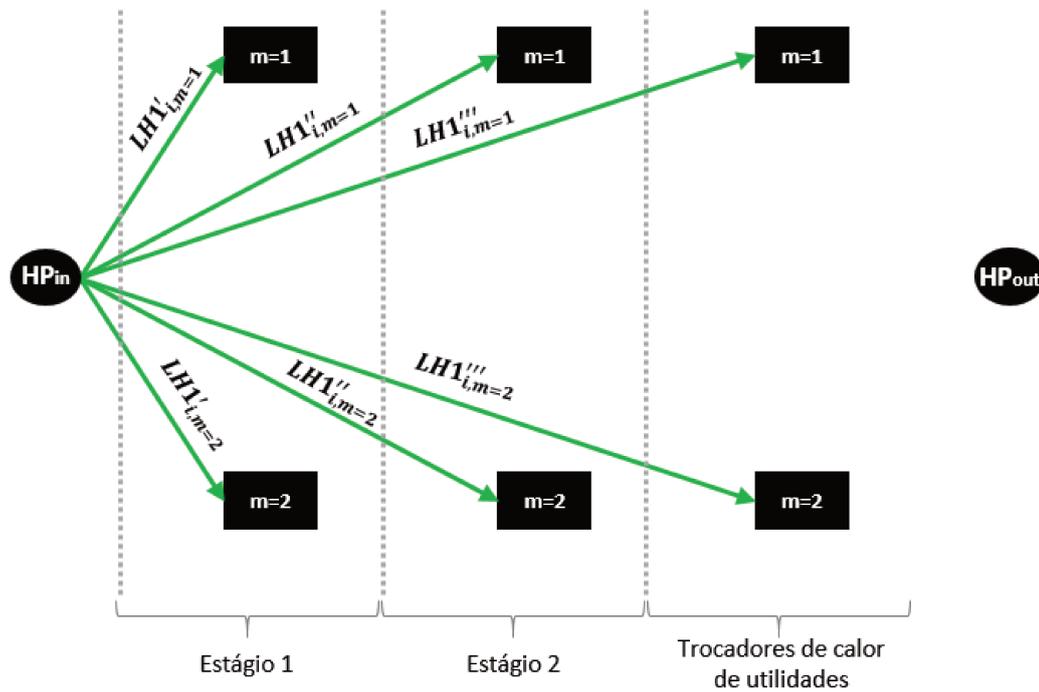
$L_{P1-P2}$ : Comprimento intermediário entre duas posições disponíveis para alocar os trocadores de calor.

## 6.4 Comprimento inicial

O modelo foi desenvolvido tomando como base a superestrutura proposta por Yee e Grossmann (1990) para 4 correntes de processo (Figura 7). Nesta superestrutura, em cada corrente de processo, podem existir no máximo 2 trocadores de calor no primeiro estágio, outros 2 no segundo estágio e 1 trocador de calor de utilidade.

A Figura 28 ilustra os possíveis comprimentos iniciais que uma corrente quente  $HP$  pode percorrer.

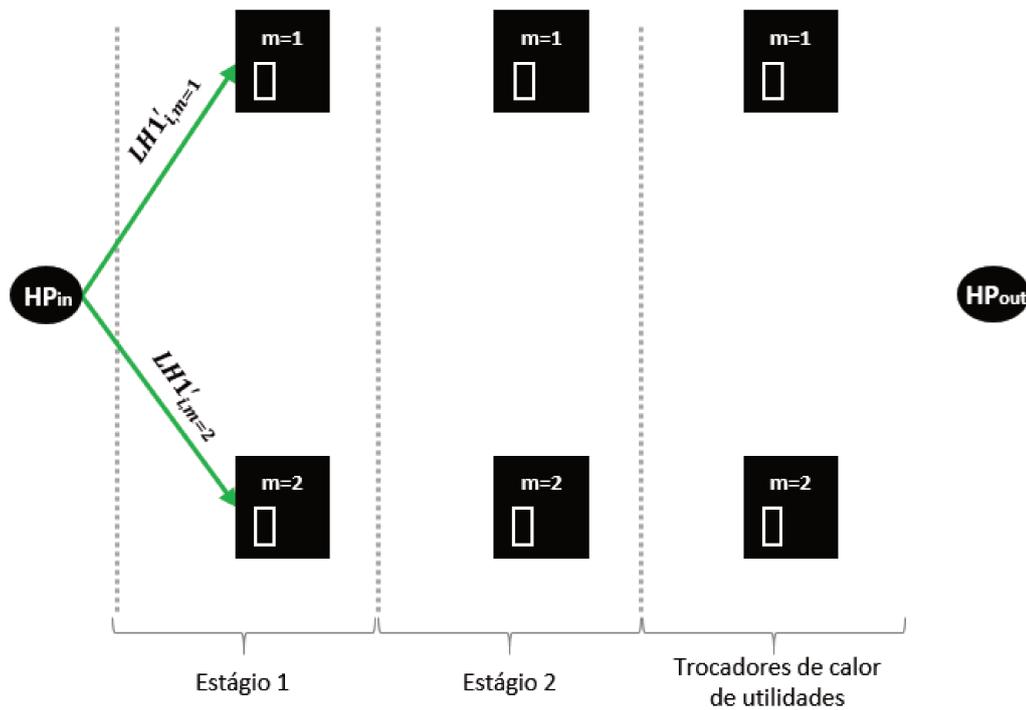
Figura 28: Possibilidades de comprimentos iniciais da tubulação de uma corrente de processo quente.



O comprimento inicial da tubulação de cada corrente deve ser contabilizado apenas uma vez. Portanto, se existir um trocador de calor no primeiro estágio ( $z_{ijk}: z_{ij1}=1$ ), o comprimento inicial da corrente será contabilizado até uma das posições (Equação 6.13), mas não será contabilizado novamente caso exista mais um trocador de calor no segundo estágio e/ou mais um trocador de calor de utilidade (Figura 29).

$$LHI'_{im} = z_{ij1} \cdot P1_{ijm} \cdot LHin_{im} \tag{6.13}$$

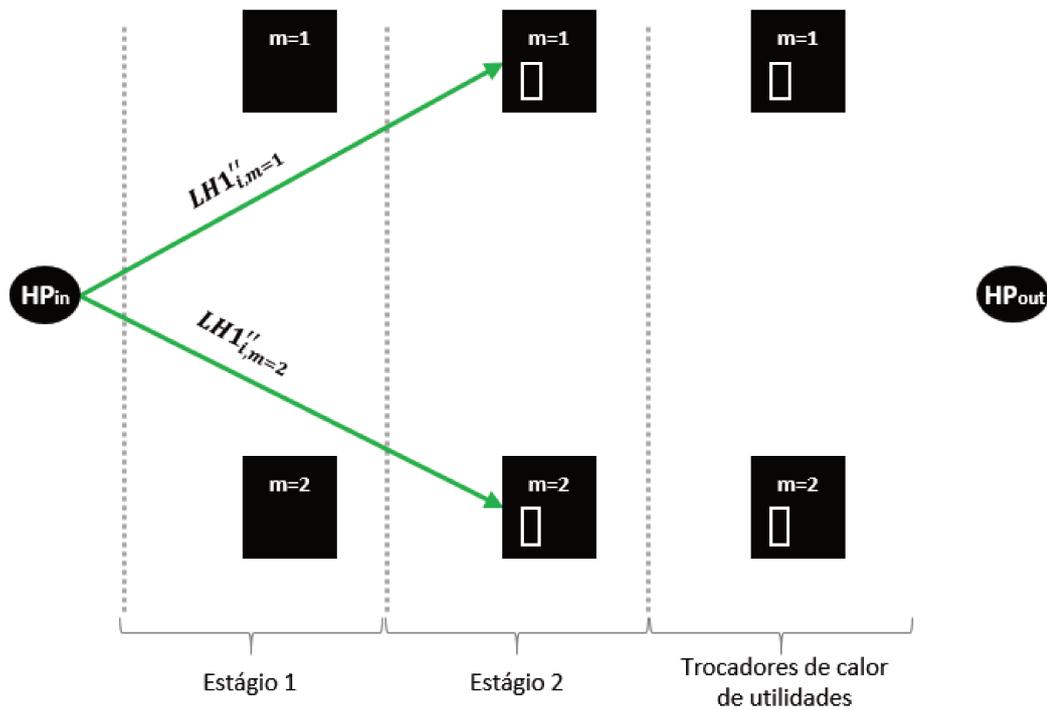
Figura 29: Comprimento inicial da tubulação de uma corrente de processo quente contabilizado no primeiro estágio.



O comprimento inicial no segundo estágio só será contabilizado pela Equação 6.14 caso não existam trocadores de calor no primeiro estágio ( $z_{ij1}=0$ ) e exista pelo menos um trocador de calor no segundo estágio ( $z_{ij2}=1$ ). Note que na Figura 30, que ilustra este caso, as duas posições (caixas pretas) do primeiro estágio estão obrigatoriamente vazias (sem o retângulo branco que indica a possibilidade de existir um trocador de calor).

$$LH1''_{im} = (1 - z_{ij1}) \cdot z_{ij2} \cdot P2_{ijm} \cdot LHin_{im} \tag{6.14}$$

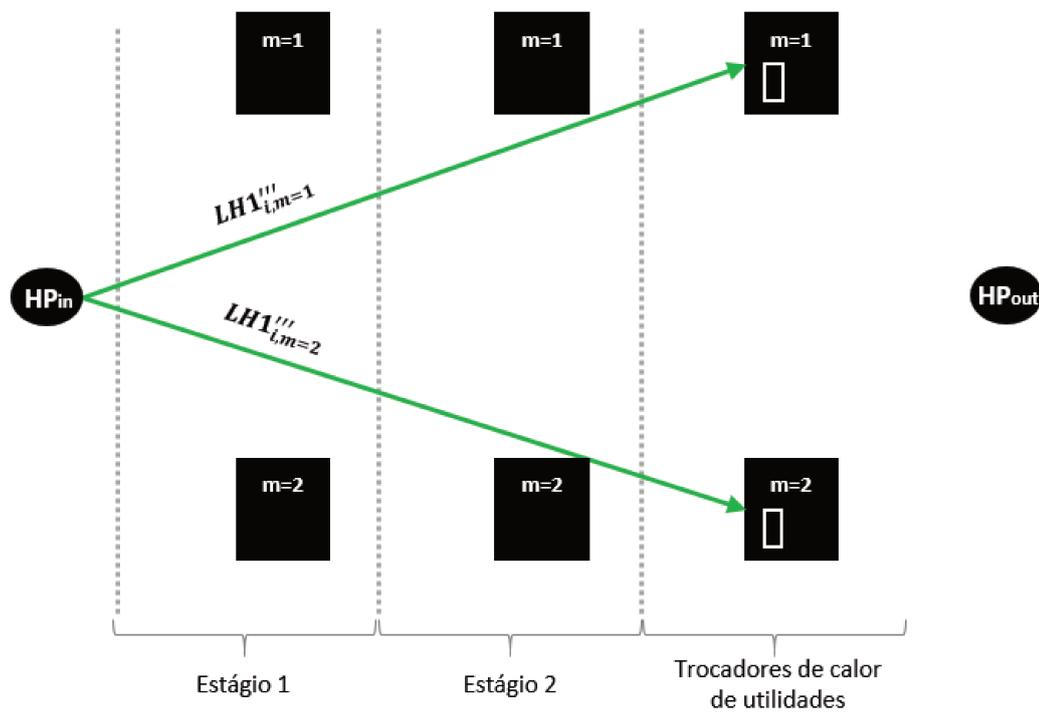
Figura 30: Comprimento inicial da tubulação de uma corrente de processo quente contabilizado no segundo estágio.



Do mesmo modo, o comprimento inicial referente aos trocadores de calor de utilidade só será contabilizado, de acordo com a Equação 6.15, se não existirem trocadores nem no primeiro [ $z_{ij1} = 0$ ] e nem no segundo estágio [ $z_{ij2} = 0$ ]. Note que na Figura 31, que ilustra este caso, as duas posições (caixas pretas) tanto do primeiro quanto do segundo estágio estão obrigatoriamente vazias (sem o retângulo branco que indica a possibilidade de existir um trocador de calor).

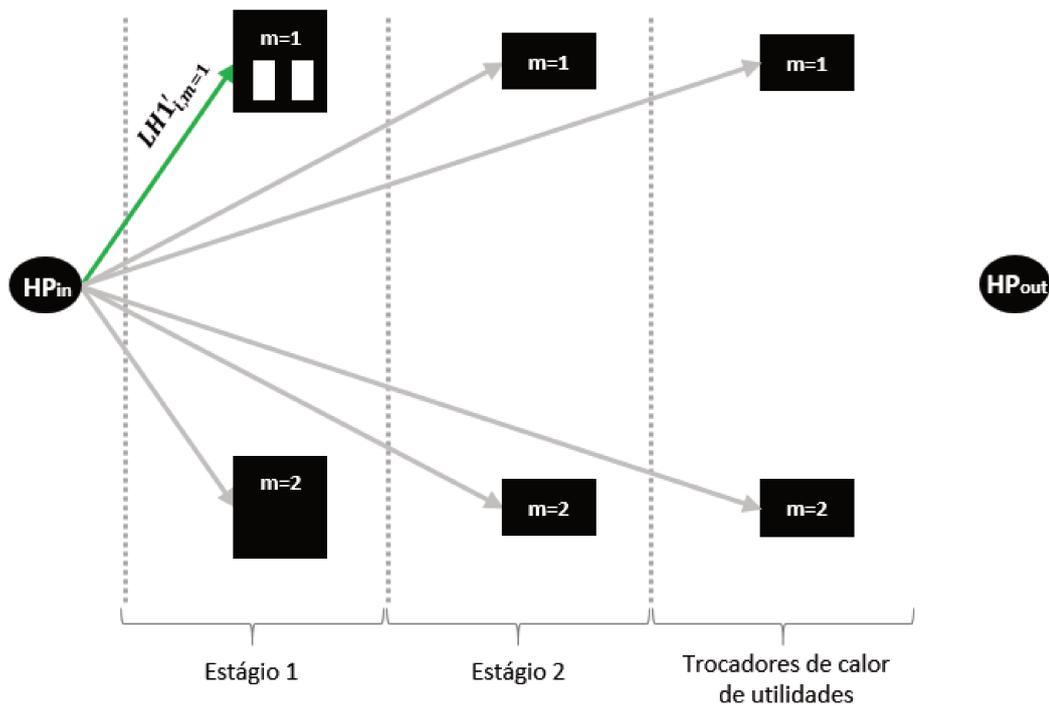
$$LHI'''_{im} = (1 - z_{ij1}) \cdot (1 - z_{ij2}) \cdot (z_{cu_i} \cdot Puf_{im} \cdot LHin_{im}) \quad (6.15)$$

Figura 31: Comprimento inicial da tubulação de uma corrente de processo quente contabilizado para o trocador de calor de utilidade.



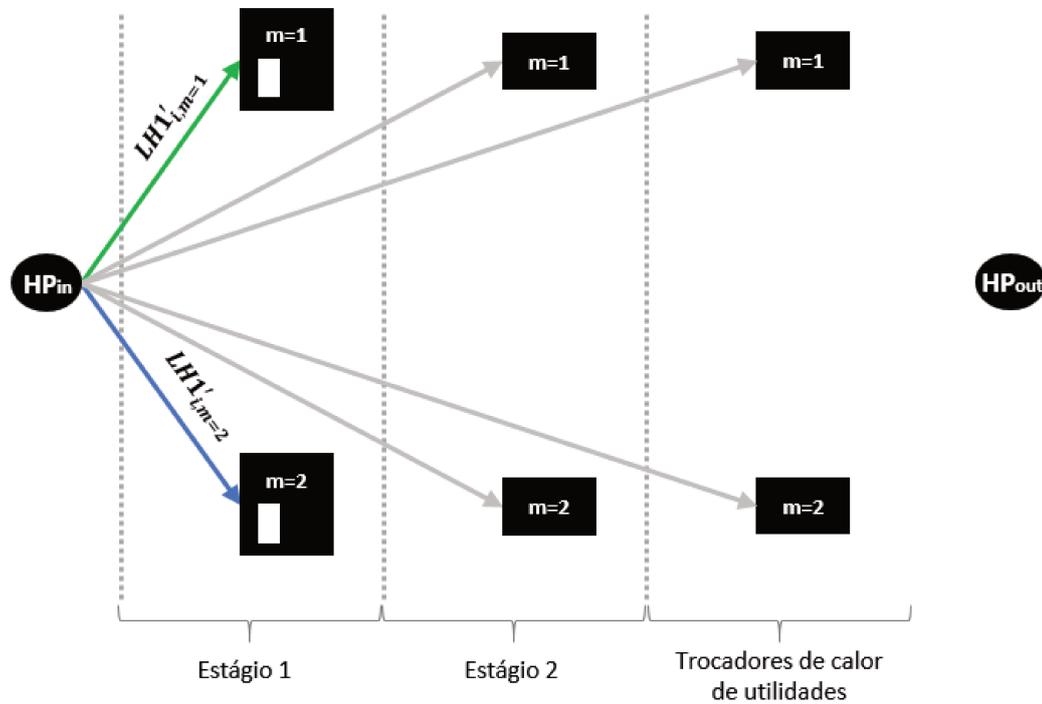
Se existirem dois trocadores de calor, por exemplo, no primeiro estágio (Figura 32), e ambos estiverem alocados na posição  $m=1$ , a corrente  $HP1$  percorrerá o comprimento inicial até esta posição apenas uma vez. A divisão da corrente entre estes 2 trocadores de calor será feita apenas diante dos equipamentos, já com a corrente na posição  $m=1$ , e, portanto, qualquer acréscimo no comprimento da tubulação referente à esta divisão será desprezado.

Figura 32: Comprimento inicial da tubulação de uma corrente de processo quente contabilizado apenas uma vez quando 2 equipamentos do mesmo estágio estão na mesma posição.



A única exceção para que o comprimento inicial de uma mesma corrente seja contabilizado duas vezes é quando existirem 2 trocadores de calor no mesmo estágio e cada um deles estiver alocado em uma posição diferente (Figura 33). Esta exceção é válida quando estes dois equipamentos estiverem no primeiro estágio; ou no segundo estágio e não existir nenhum trocador de calor no primeiro estágio. Por isto, nestes casos, é indispensável que as Equações 6.13 e 6.14 sejam divididas pelo número de equipamentos alocados no estágio 1 e 2, respectivamente.

Figura 33: Comprimentos iniciais da tubulação de uma corrente de processo quente contabilizados duas vezes quando cada um dos dois equipamentos do mesmo estágio está em uma posição diferente.

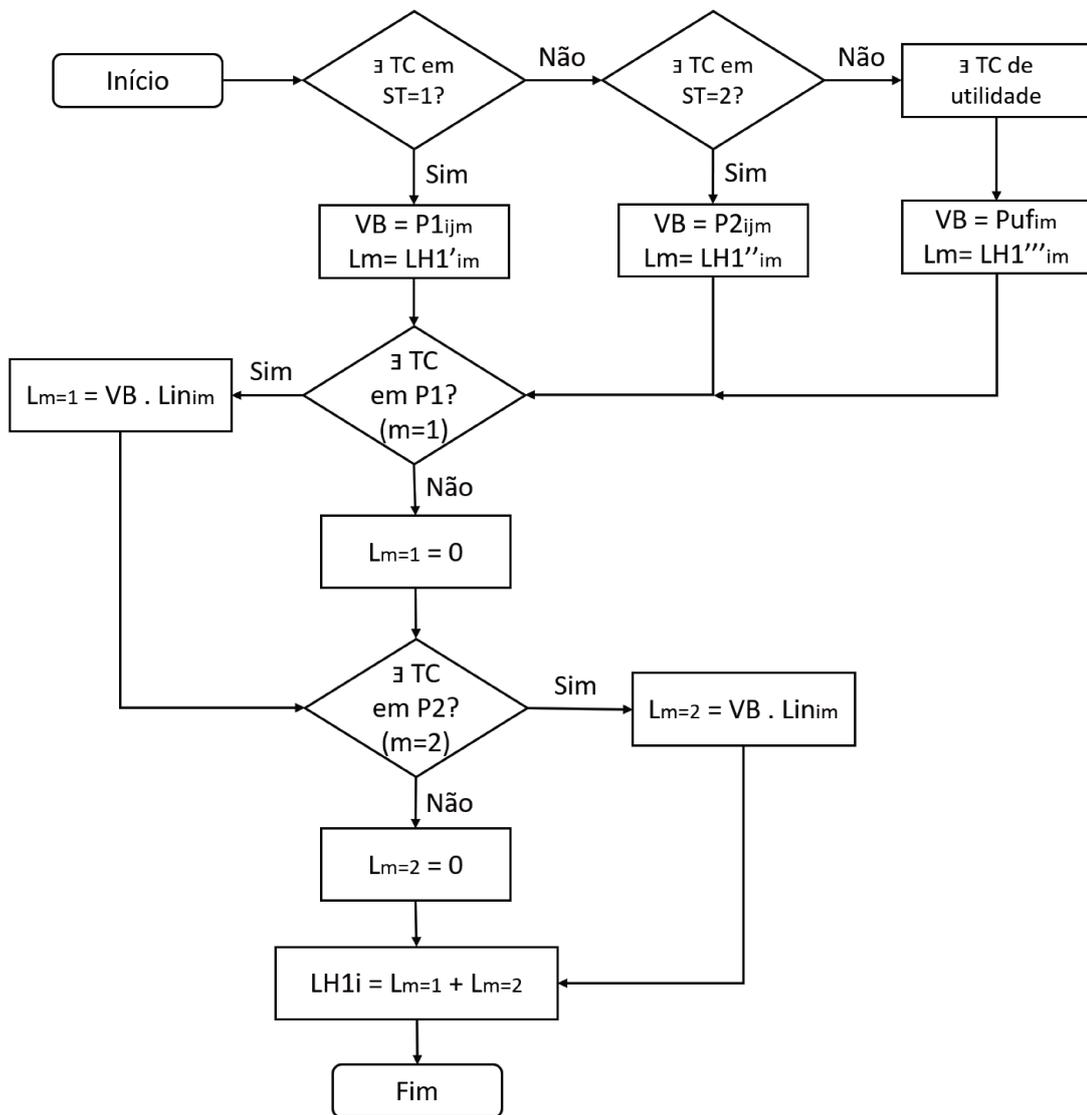


Logo, o comprimento inicial de uma corrente quente será dado pela Equação 6.16.

$$LH1_i = \sum_m LH1'_{im} + LH1''_{im} + LH1'''_{im} \quad (6.16)$$

O procedimento para o cálculo do comprimento inicial está resumido e esquematizado no fluxograma apresentado na Figura 34.

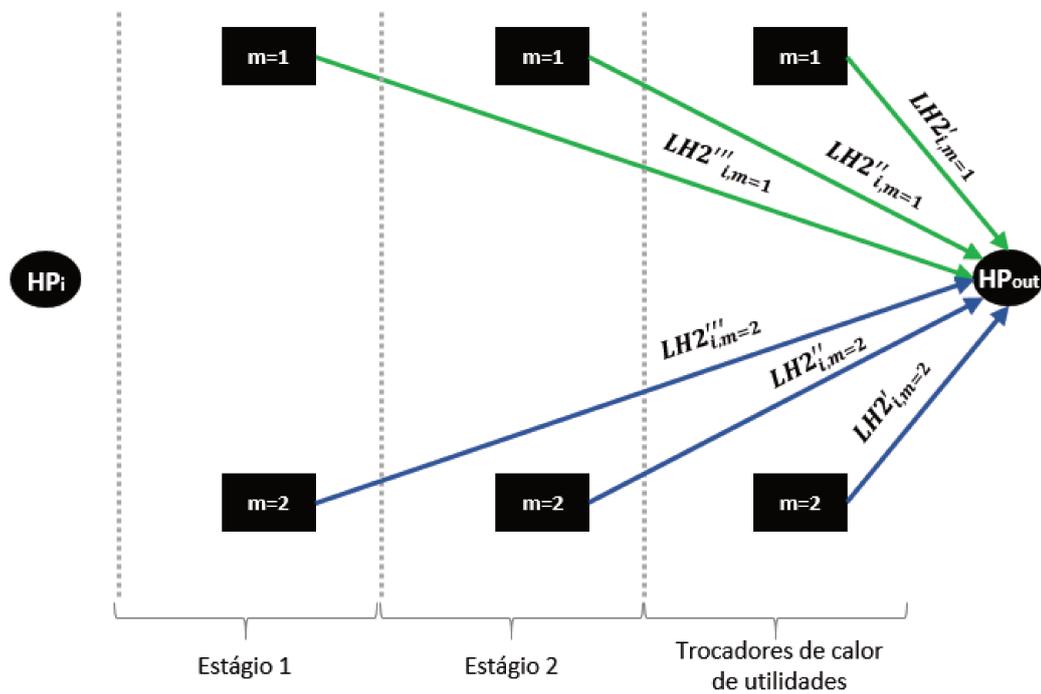
Figura 34: Fluxograma comprimento inicial.



## 6.5 Comprimentos finais

A Figura 35 mostra todas as possibilidades para o comprimento final de uma corrente de processo quente (*HP*).

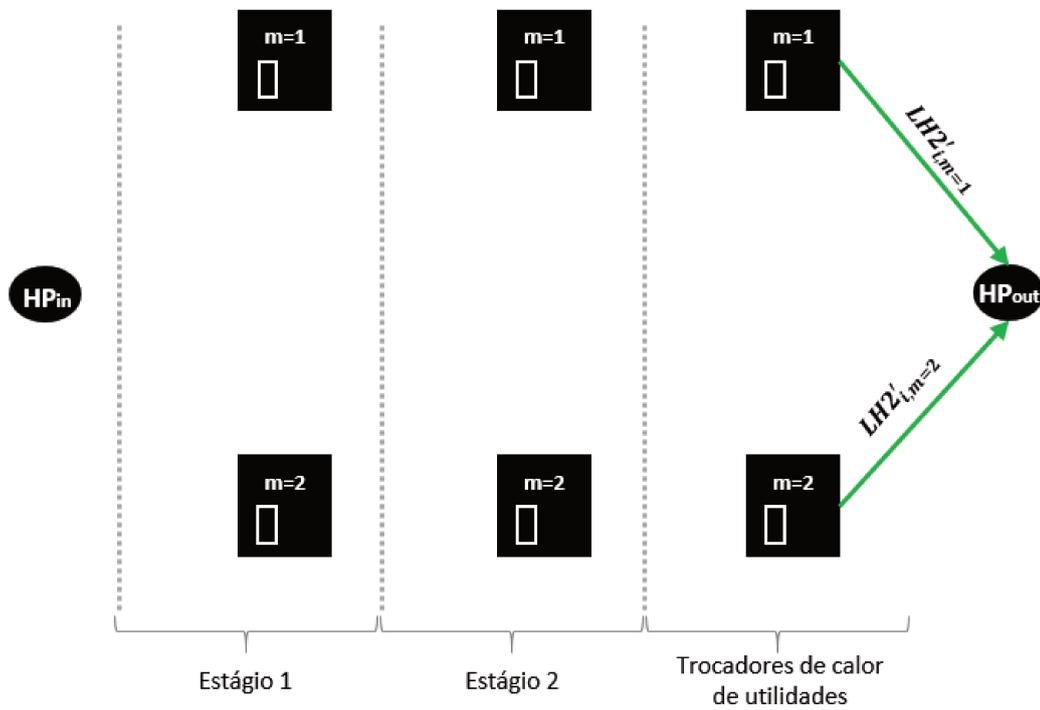
Figura 35: Possibilidades de comprimentos finais da tubulação de uma corrente de processo quente.



De maneira similar ao cálculo do comprimento inicial, o comprimento final de cada corrente deve ser contabilizado apenas uma vez. Portanto, se existir trocador de calor de utilidade (Figura 36), o comprimento final será calculado a partir da posição aonde este equipamento está alocado até o destino final da corrente de processo (Equação 6.17).

$$LH2'_{im} = zcu_i \cdot Puf_{im} \cdot LHout_{im} \quad (6.17)$$

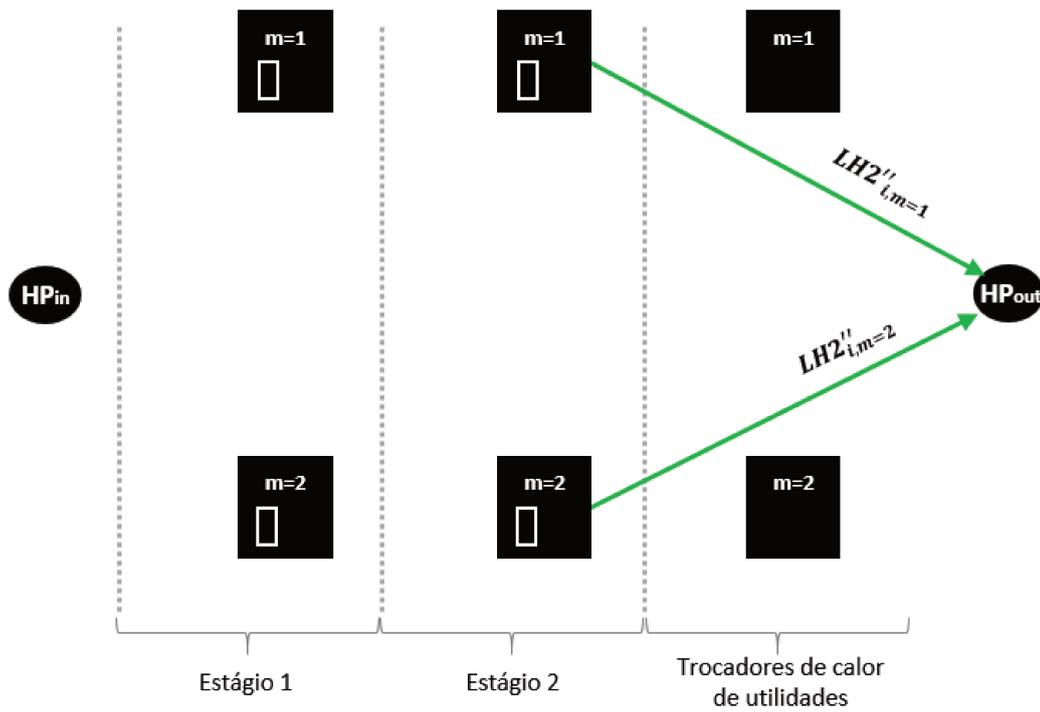
Figura 36: Comprimento final da tubulação de uma corrente de processo quente contabilizado a partir do trocador de calor de utilidade.



Se não existir trocador de utilidade, mas sim, trocador de calor integrado no segundo estágio (Figura 37), o comprimento final será contabilizado segundo a Equação 6.18, utilizando a variável binária  $P2_{ijm}$ .

$$LH2''_{im} = (1 - zcu_i) \cdot z_{ij2} \cdot P2_{ijm} \cdot LHout_{im} \quad (6.18)$$

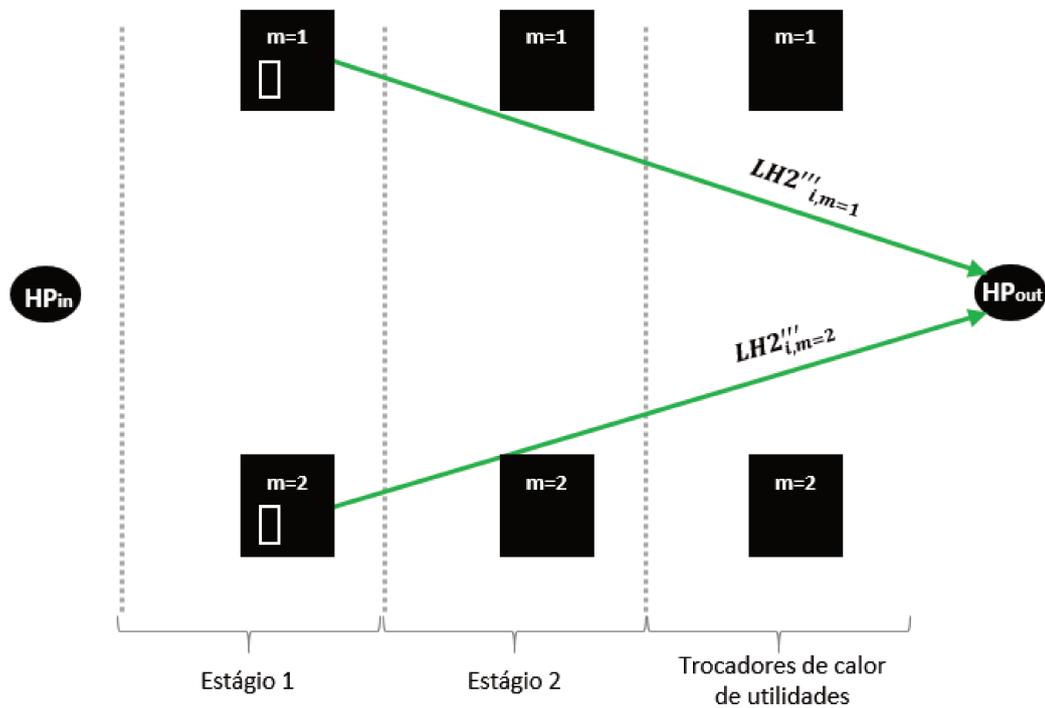
Figura 37: Comprimento final da tubulação de uma corrente de processo quente contabilizado a partir do trocador de calor do segundo estágio.



Se não existirem trocadores de utilidade e nem integrados no segundo estágio, mas existir pelo menos um trocador de calor no primeiro estágio (Figura 38), o comprimento final será contabilizado segundo a Equação 6.19, utilizando a variável binária  $P1_{ijm}$ .

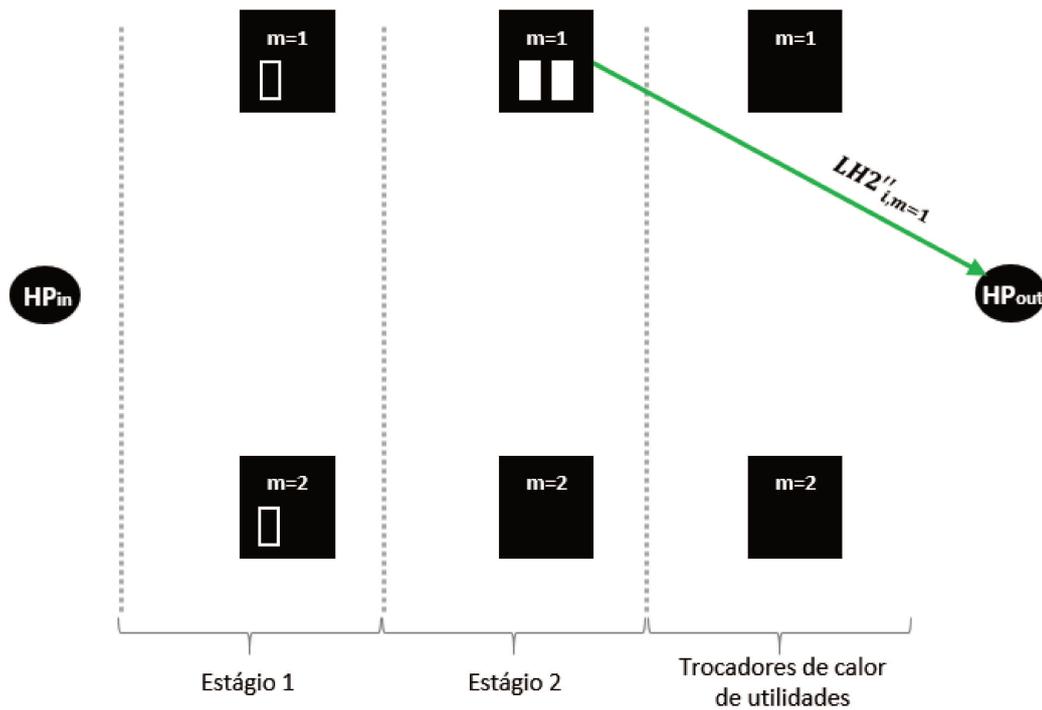
$$LH2'''_{im} = (1 - zcu_i) \cdot (1 - z_{ij2}) \cdot (z_{ij1} \cdot P1_{ijm} \cdot LHout_{im}) \tag{6.19}$$

Figura 38: Comprimento final da tubulação de uma corrente de processo quente contabilizado a partir do trocador de calor do primeiro estágio.



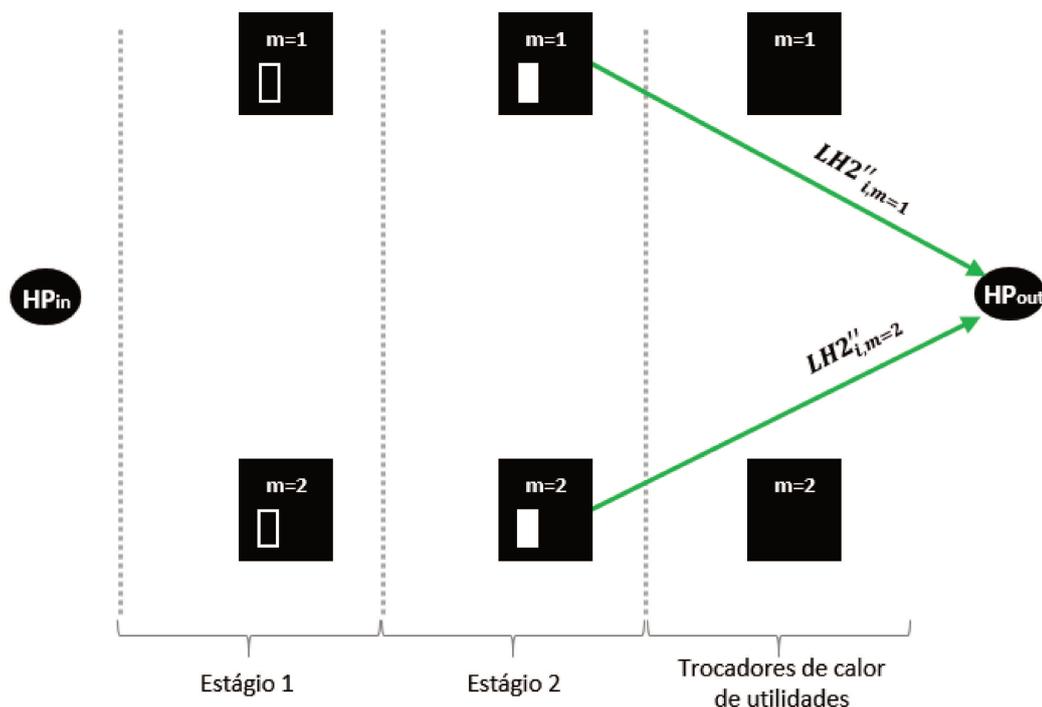
Se no mesmo estágio existirem dois trocadores de calor e ambos estiverem alocados na mesma posição (Figura 39), o comprimento final será contabilizado apenas uma vez; Por isto, nestes casos, é indispensável que as Equações 6.19 e 6.18 sejam divididas pelo número de equipamentos alocados no estágio 1 e 2, respectivamente.

Figura 39: Comprimento final da tubulação de uma corrente de processo quente contabilizado apenas uma vez quando 2 equipamentos do mesmo estágio estão na mesma posição.



Porém, se cada um deles estiver alocado em uma posição diferente (Figura 40), o comprimento final será a soma dos dois comprimentos que ligam cada uma das posições  $m$  até o destino final desta corrente.

Figura 40: Comprimento final da tubulação de uma corrente de processo quente contabilizado duas vezes quando cada equipamento do mesmo estágio está em uma posição diferente.

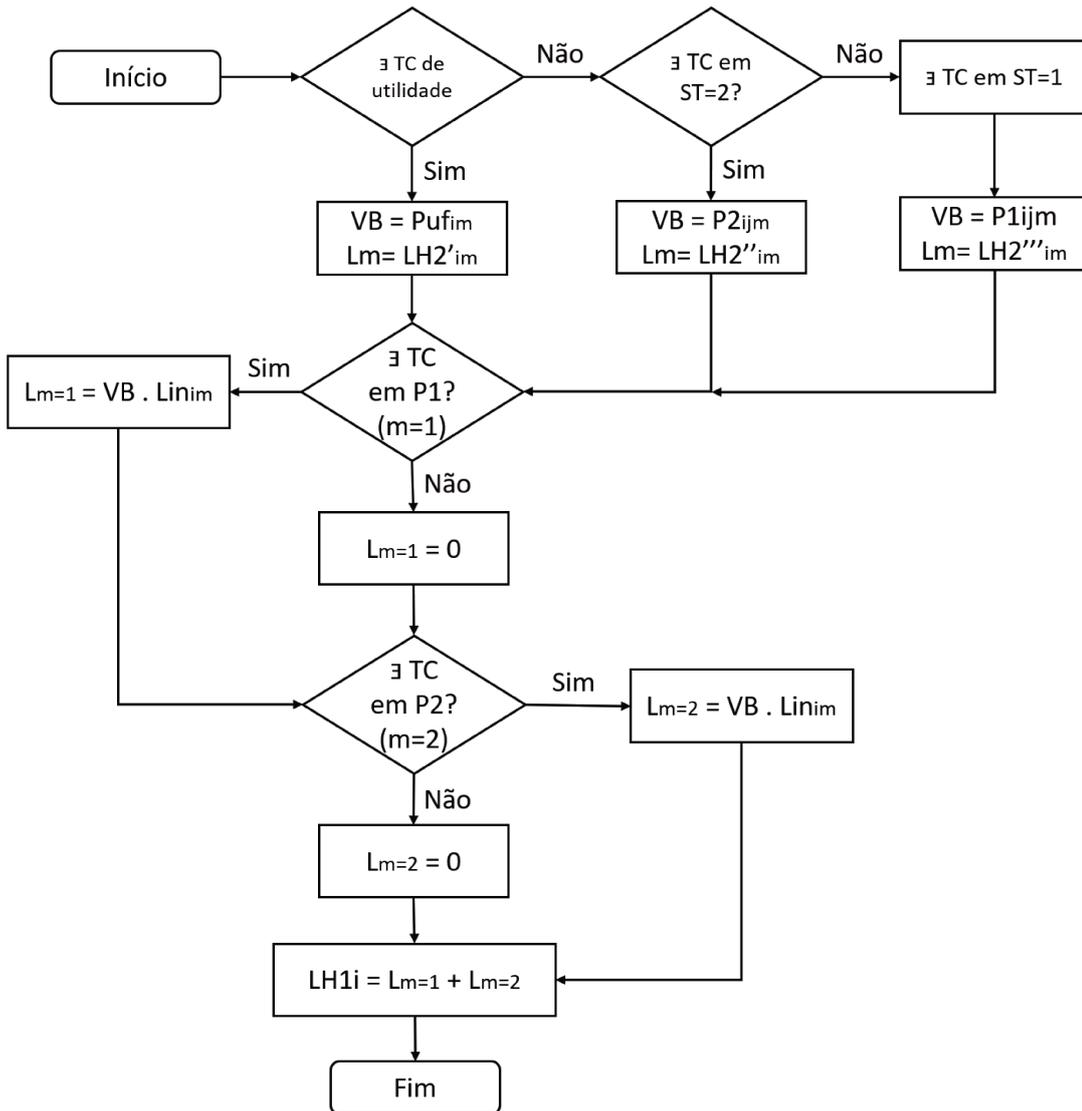


Logo, o comprimento final de uma corrente quente pode ser calculado pela Equação 6.20.

$$LH2_i = \sum_m LH2'_{im} + LH2''_{im} + LH2'''_{im} \quad (6.20)$$

O procedimento para o cálculo do comprimento final está resumido e esquematizado no fluxograma apresentado na Figura 41.

Figura 41: Fluxograma comprimento final.



## 6.6 Comprimentos intermediários

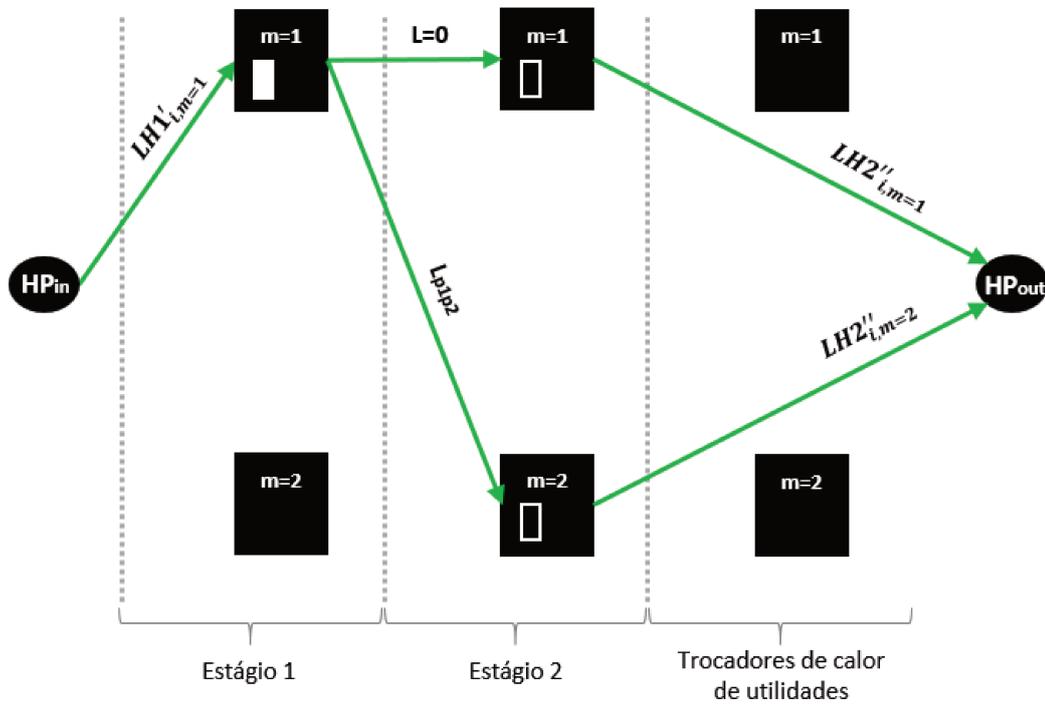
Quando existe apenas um trocador de calor seja de utilidade ou integrado, independente da posição onde este equipamento está instalado, não existem comprimentos intermediários.

O comprimento intermediário apenas será contabilizado quando existirem trocadores de calor em série em uma corrente de processo. Por exemplo, considerando que exista 1 trocador de calor no primeiro estágio alocado em m=1 e que exista um segundo trocador de calor no

segundo estágio (Figura 42). Se este segundo equipamento estiver posicionado em  $m=1$ , o comprimento intermediário será nulo ( $L=0$ ); se estiver posicionado em  $m=2$ , o comprimento intermediário será a distância necessária para interligar estas duas posições ( $L_{P1P2}$ ), calculado pela Equação 6.21.

$$LH3'_{im} = L_{P1-P2} \cdot \left[ \frac{\sum_j z_{ij1} \cdot (1 - P1_{ijm})}{\sum_j z_{ij1} \cdot (1 - P1_{ijm})} \cdot \frac{\sum_j z_{ij2} \cdot (1 - P2_{ijm})}{\sum_j z_{ij2} \cdot (1 - P2_{ijm})} \right] \quad (6.21)$$

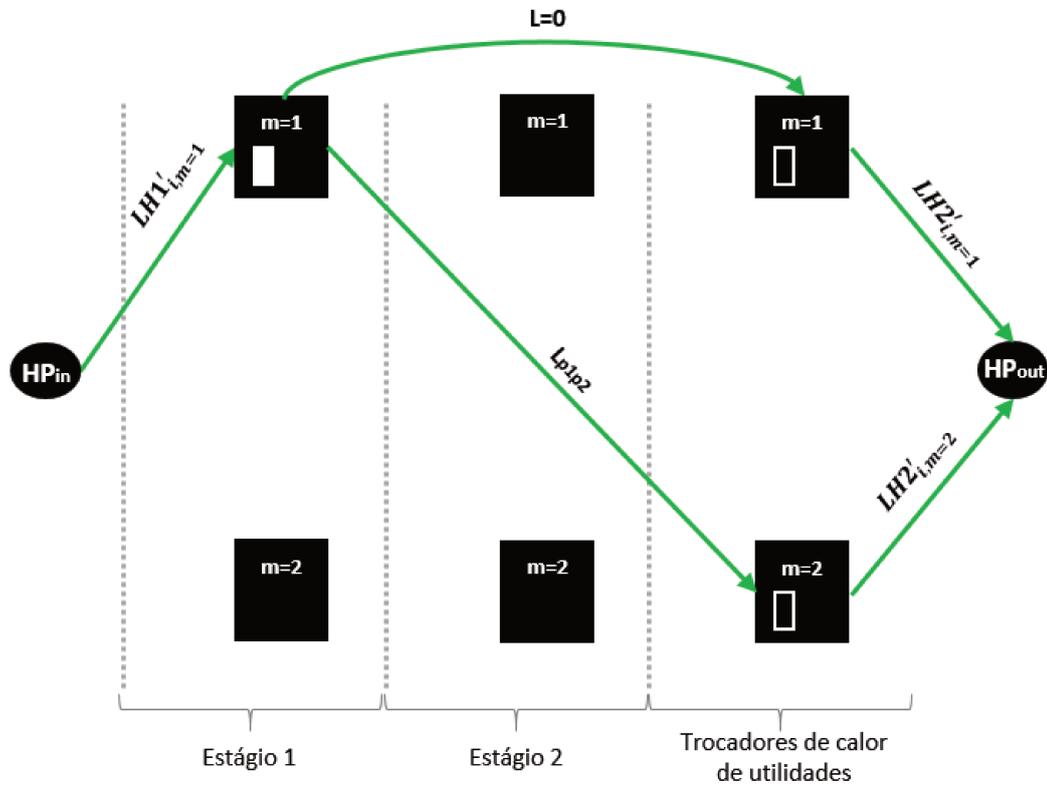
Figura 42: Comprimento intermediário da tubulação de uma corrente de processo quente contabilizado a partir de dois trocadores de calor: um no primeiro estágio e outro no segundo estágio.



O mesmo é válido para o caso ilustrado pela Figura 43, onde existe um trocador integrado no primeiro estágio (por exemplo, alocado em  $m=1$ ) e um segundo trocador de calor de utilidade, que pode estar alocado em  $m=1$  (logo,  $L=0$ ) ou  $m=2$  ( $L_{p1-p2}$  calculado pela Equação 6.22).

$$LH3''_{im} = \sum_{cu} z_{cu_{i,cu}} \cdot P_{cu_{i,cu,m}} \cdot (1 - z_{ij2}) \cdot \left[ \sum_j z_{ij1} \cdot (1 - P1_{ijm}) \right] \quad (6.22)$$

Figura 43: Comprimento intermediário da tubulação de uma corrente de processo quente contabilizado a partir de dois trocadores de calor: um no primeiro estágio e outro de utilidade.

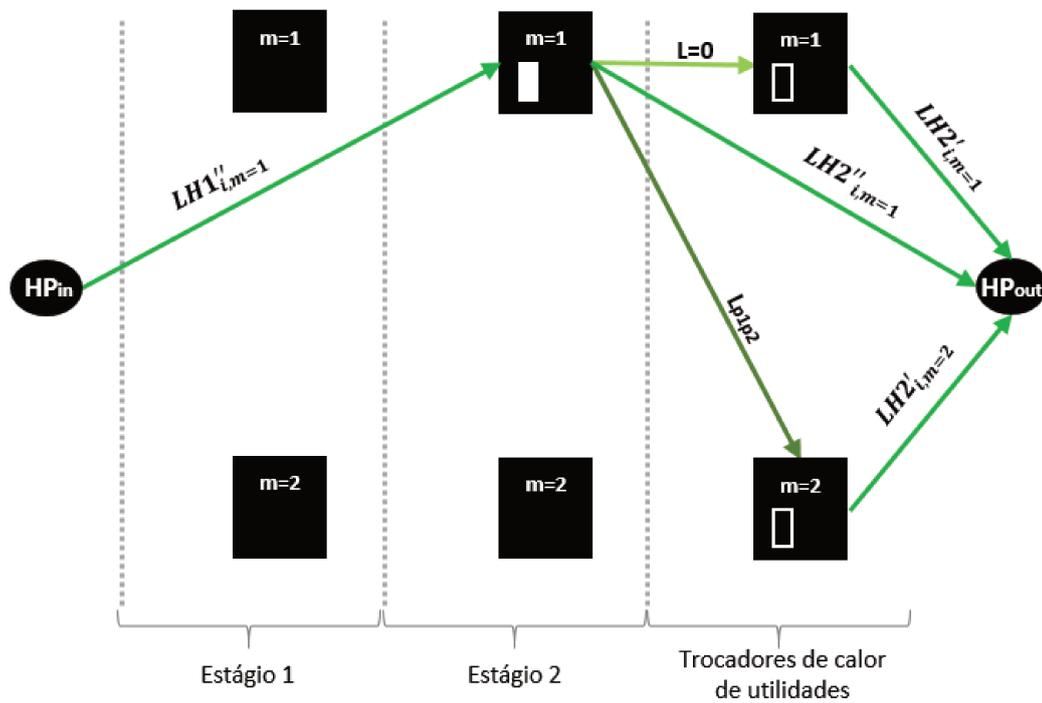


Assumiremos, agora, a possibilidade de existirem trocadores integrados no segundo estágio e trocadores de calor de utilidade. Neste caso, o possível comprimento intermediário é calculado pela Equação 6.23.

Considerando que a corrente foi direcionada para a posição  $m=1$ , onde está o trocador de calor integrado do segundo estágio. A partir deste ponto, se a corrente supriu toda a sua demanda energética neste trocador de calor integrado, ela segue para o seu destino final. Porém, sendo necessário passar por outro trocador de calor, agora de utilidade fria, a corrente pode permanecer na posição  $m=2$  (caso o trocador de calor de utilidade também for alocado nesta posição), o que não acarretará em acréscimos no comprimento da tubulação ( $L=0$ ) e depois seguir para o seu destino final; ou, a corrente poderá ser direcionada para a posição  $m=1$  (caso o trocador de calor de utilidade fria estiver alocado na posição  $m=1$ ), o que acarretará no acréscimo de um comprimento intermediário ( $L_{P1P2}$ ) para depois seguir para o seu destino final.

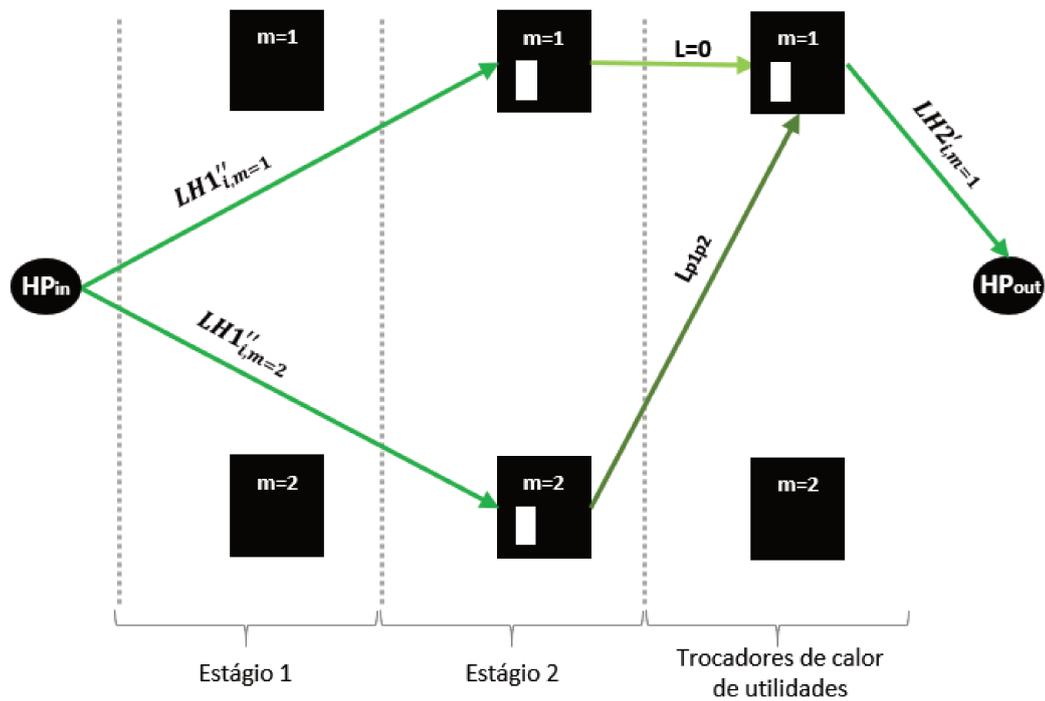
$$LH3'''_{im} = \sum_{cu} zcu_{i,cu} \cdot Pcu_{i,cu,m} \cdot \left[ \sum_j z_{ij2} \cdot (1 - P2_{ijm}) \right] \quad (6.23)$$

Figura 44: Comprimento intermediário da tubulação de uma corrente de processo quente contabilizado a partir de dois trocadores de calor: um no segundo estágio e outro de utilidade.



Outra possibilidade que deve ser considerada está mostrada na Figura 45. Neste caso, existem 2 trocadores de calor no segundo estágio e um trocador de calor de utilidade. Como cada um dos dois equipamentos do segundo estágio estão em posições diferentes, independente de onde o trocador de utilidade estiver alocado, o comprimento intermediário deverá ser contabilizado.

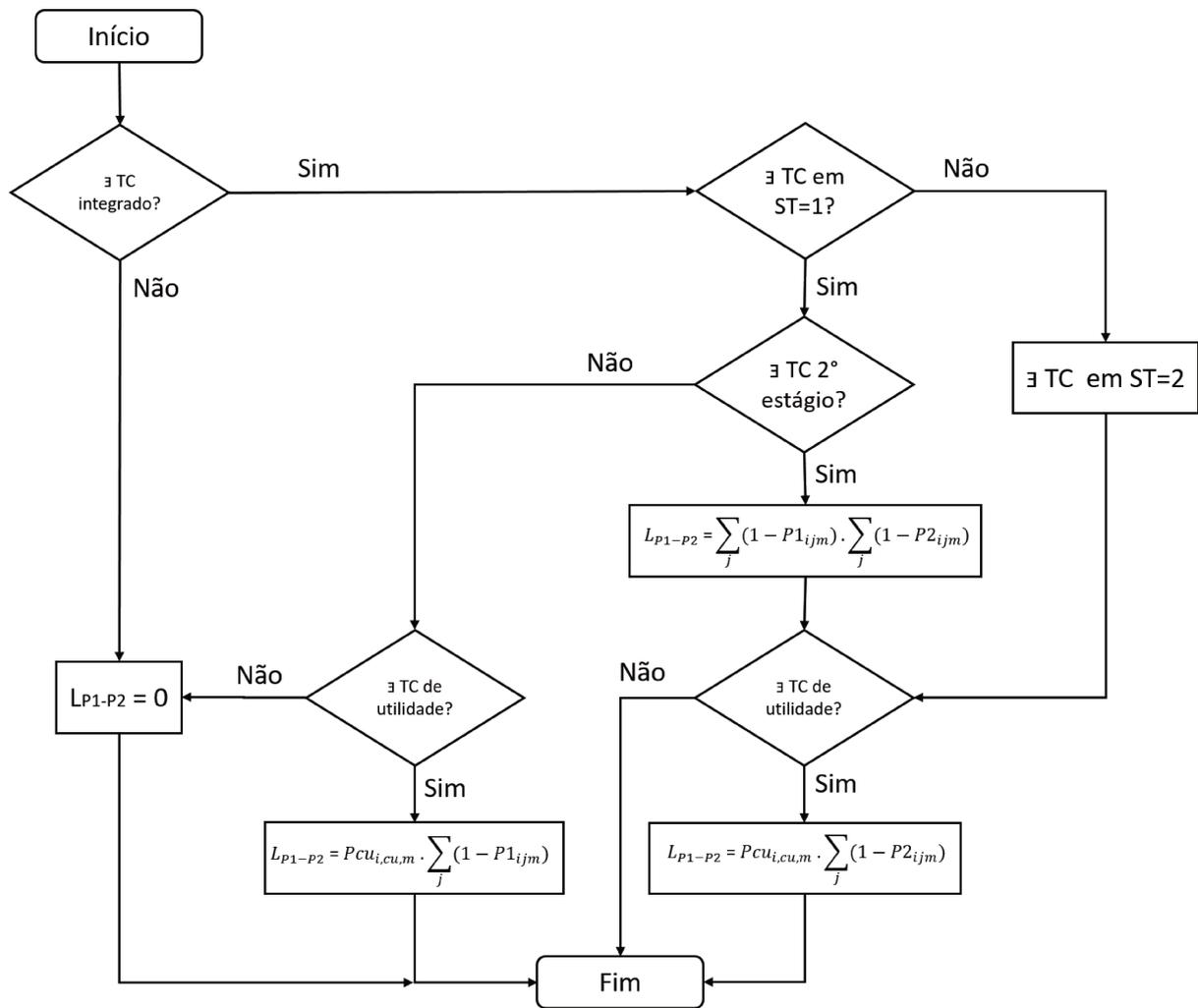
Figura 45: Comprimento intermediário da tubulação de uma corrente de processo quente contabilizado a partir de três trocadores de calor: dois no segundo estágio e outro de utilidade.



Por fim, o comprimento intermediário total é calculado pela Equação 6.24 e a sequência para o cálculo final é esquematizada na Figura 46.

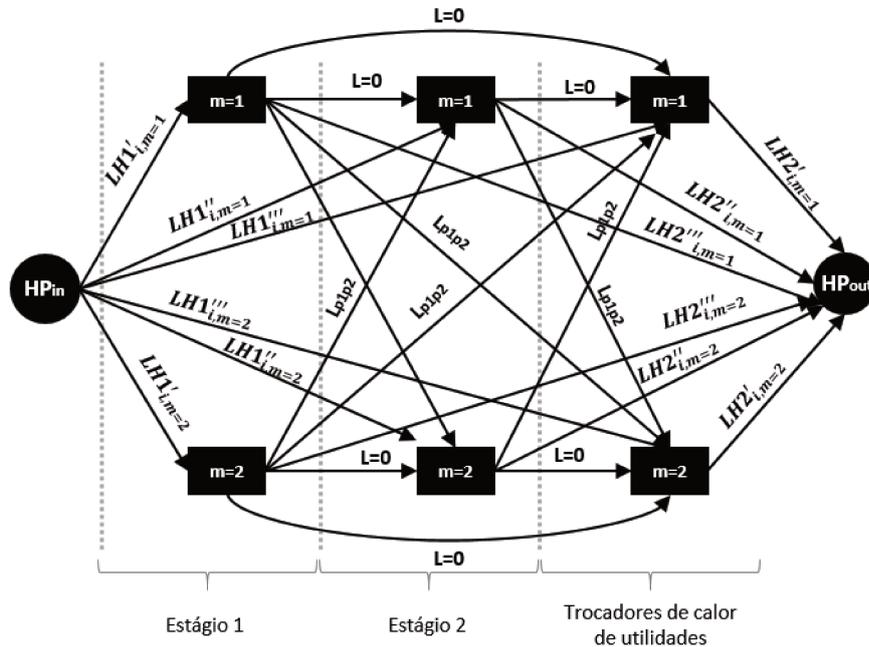
$$LH3_i = \sum_m LH3'_{im} + LH3''_{im} + LH3'''_{im} \quad (6.24)$$

Figura 46: Fluxograma comprimentos intermediários.



A Figura 47 ilustra todas as possibilidades para os comprimentos inicial, final e intermediários de uma corrente de processo quente.

Figura 47: Todas as possibilidades de *layout* para uma corrente de processo quente em uma rede com 2 estágios.



Toda a metodologia foi exemplificada por uma corrente de processo quente. Para as correntes de processo frias, o equacionamento é similar; porém, analisando-se a Figura 7 fica evidente que as correntes quentes e frias seguem direções opostas na superestrutura. Enquanto uma corrente quente percorre o primeiro estágio, depois o segundo e por último o estágio de utilidades; uma corrente fria percorre primeiro o segundo estágio, depois o primeiro estágio e, por último, o estágio de utilidades. Estas diferenças precisam ser consideradas para adaptar o equacionamento apresentado para as correntes de processo frias.

## 6.7 Comprimento de tubulação de utilidades

O comprimento de tubulação referente às utilidades também deve ser contabilizado para cada trocador de calor de utilidade fria ( $zcu_i=1$ ) e quente ( $zhu_j=1$ ), de acordo com as Equações 6.25 e 6.26, respectivamente.

$$L_{cold_{i,m}} = zcu_i \cdot Pcu_{i,cu,m} \cdot Lcu_{cu,m} \quad (6.25)$$

$$L_{hot_{j,m}} = zhu_j \cdot Phu_{hu,j,m} \cdot Lhu_{hu,m} \quad (6.26)$$

## 6.8 Função objetivo incluindo o custo da tubulação

A função objetivo do modelo de Yee e Grossmann (1990) é então adaptada para incluir o comprimento total da tubulação requerida na rede, Equação 6.27.

$$\begin{aligned}
\min \quad & \sum_{i \in HP} CCU \cdot qcu_i + \sum_{j \in CP} CHU \cdot qhu_j \\
& + AF \times \left[ \sum_{i \in HP} \sum_{j \in CP} \sum_{k \in ST} CF_{ij} \cdot z_{ijk} + \sum_{i \in HP} CF_{i,CU} \cdot zcu_i + \sum_{j \in CP} CF_{j,HU} \cdot zhu_j \right] \\
& + AF \times \left[ \sum_{i \in HP} \sum_{j \in CP} \sum_{k \in ST} C_{ij} \cdot (A_{ijk})^{\beta_{ij}} + \sum_{i \in HP} C_{i,CU} \cdot (A_{cu_i})^{\beta_{i,CU}} + \sum_{j \in CP} C_{HU,j} \cdot (A_{hu_j})^{\beta_{j,HU}} \right] \\
& + AF \times \text{Custo}_{\text{tub}} \times L_{\text{total}} \quad (6.27)
\end{aligned}$$

Sendo que  $\text{Custo}_{\text{tub}}$  corresponde ao custo do metro da tubulação e  $L_{\text{total}}$  é calculado pela Equação 6.28.

$$L_{\text{total}} = \sum_i [LH1_i + LH2_i + LH3_i] + \sum_j [LC1_j + LC2_j + LC3_j] + \sum_{im} L_{\text{cold},m} + \sum_{jm} L_{\text{hot},m} \quad (6.28)$$

## 6.9 Estudo de caso 1

Acrescentando as equações apresentadas neste capítulo ao modelo de Yee e Grossmann (1990), foi possível encontrar possibilidades para o *layout* da rede de trocadores de calor otimizada (Figura 11).

O melhor *layout* possível para esta rede de trocadores de calor prevê a utilização de 179,75 metros de tubulação. Conforme mostrado nas Figuras 48 e 49, cada um dos seis trocadores de calor foram alocados nas seguintes posições:

- P1: trocadores 1, 2 e 6;
- P2: trocadores 3, 4 e 5;

Figura 48: Estudo de caso 1: rede de trocadores de calor otimizada, com  $\Delta T_{\min}$  minimizado, e comprimento da tubulação minimizado.

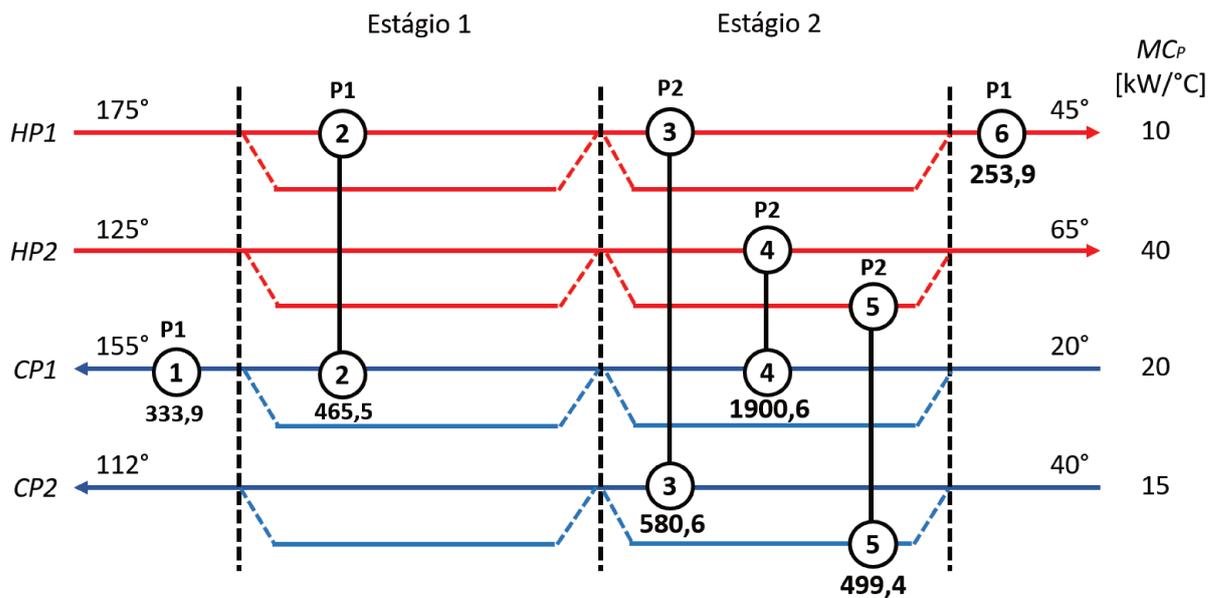
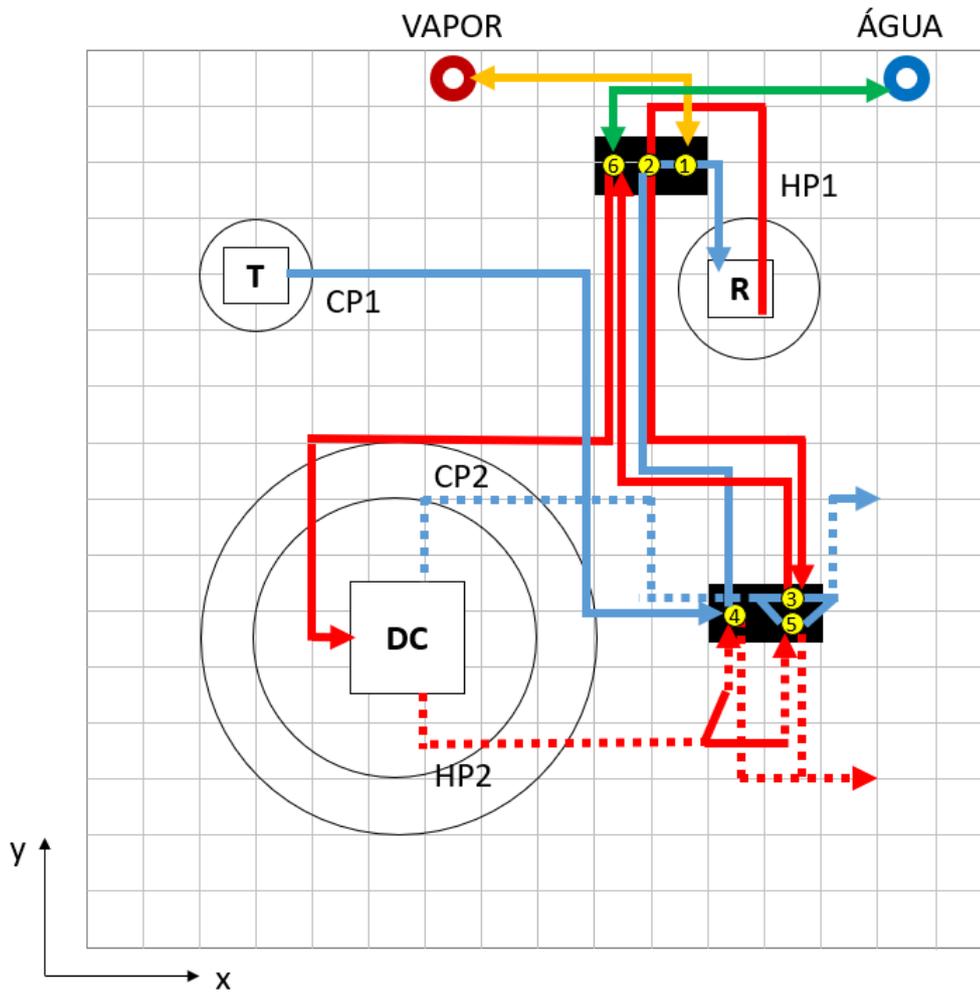
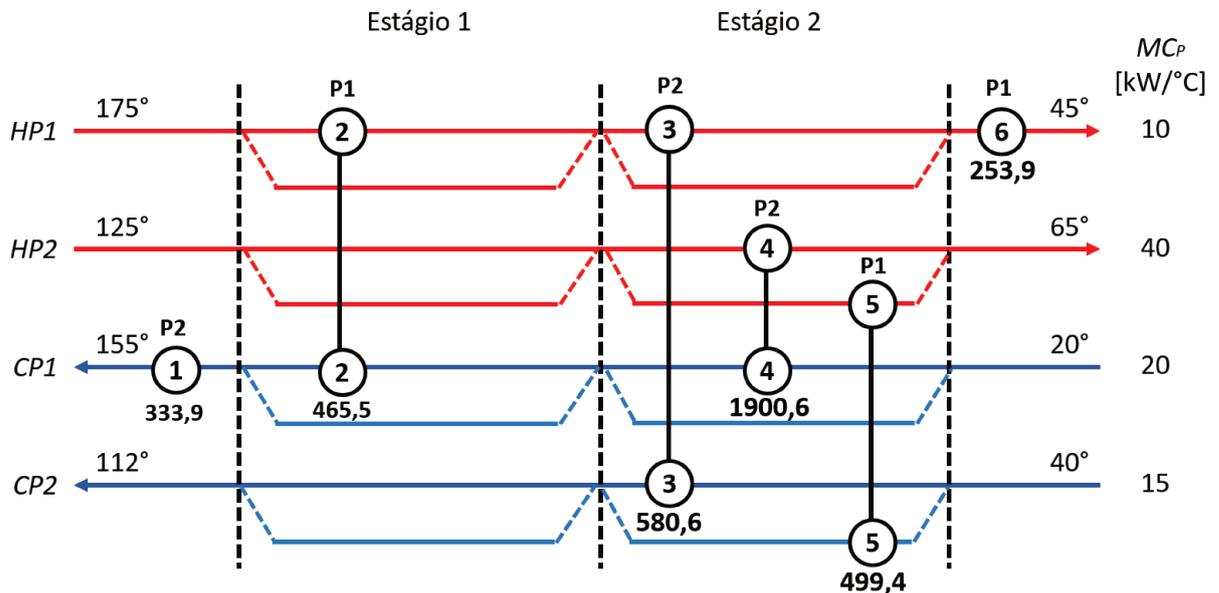


Figura 49: Estudo de caso 1: *layout* industrial com comprimento de tubulação total minimizado.

Se o comprimento da tubulação para esta mesma rede não fosse minimizado, o comprimento poderia ser até 54% maior e apresentar um *layout* mais complexo (Figura 50). Para este caso, o comprimento total de tubulação seria igual a 277,75 metros, ao invés de apenas 179,75 metros.

Figura 50: Estudo de caso 1: rede de trocadores de calor otimizada, com  $\Delta T_{\min}$  minimizado, e comprimento da tubulação maximizado.



Até então, concluímos que incluir o comprimento da tubulação na função objetivo para a síntese de rede de trocadores de calor garante *layouts* mais simples e, conseqüentemente, menores custos de investimento inicial com a aquisição da tubulação. Porém, a rede continua a mesma, ou seja, constituída pelo mesmo número de equipamentos e com as trocas térmicas entre as mesmas correntes.

A próxima seção (Seção 6.9.1) analisa se esta consideração adicional (a inclusão do comprimento da tubulação na função objetivo) pode acarretar na síntese de uma rede de trocadores de calor diferente se o custo de metro da tubulação for significativo.

### 6.9.1 Influência do custo da tubulação na síntese de rede de trocadores de calor

A Tabela 22 mostra uma varredura para diferentes valores de *HULIMIT* para um custo do metro de tubulação igual a 1100 \$/m. Para valores menores que este, a rede permanece a mesma.

Tabela 22: Varredura dos valores de custo anual total (TAC) obtidos a partir de estimativas iniciais diferentes da quantidade máxima de utilidade quente disponível (*HULIMIT*).

<i>HULIMIT</i> / [kW]	TAC/ [k\$]	$L_{total}$ / [m]
400	301	179,75
450	306	174,25
500	306	174,25
550	299	159,75
575	299	159,75
600	306	174,25
700	306	174,25

Analisando-se a Tabela 22, nota-se que o valor mínimo do custo anual total é obtido para valores de *HULIMIT* iguais a 550 e 575. Nestas condições, a alternativa de rede encontrada está mostrada na Figura 51. Nota-se que esta rede possui 1 trocador de calor a menos do que a rede otimizada mostrada na Figura 48. Com isto, o comprimento intermediário que a corrente quente HP1 percorreu duas vezes ao mudar de posição P1 → P2 e P2 → P1 não foi mais necessário. Conseqüentemente, houve a economia dos 20 metros de tubulação (179,75 → 159,75 m). A análise econômica desta alternativa de rede está mostrada na Tabela 23.

Figura 51: Rede de trocadores de calor otimizada, com  $\Delta T_{min}$  minimizado, e comprimento da tubulação (de alto custo=1100 \$/m) minimizado.

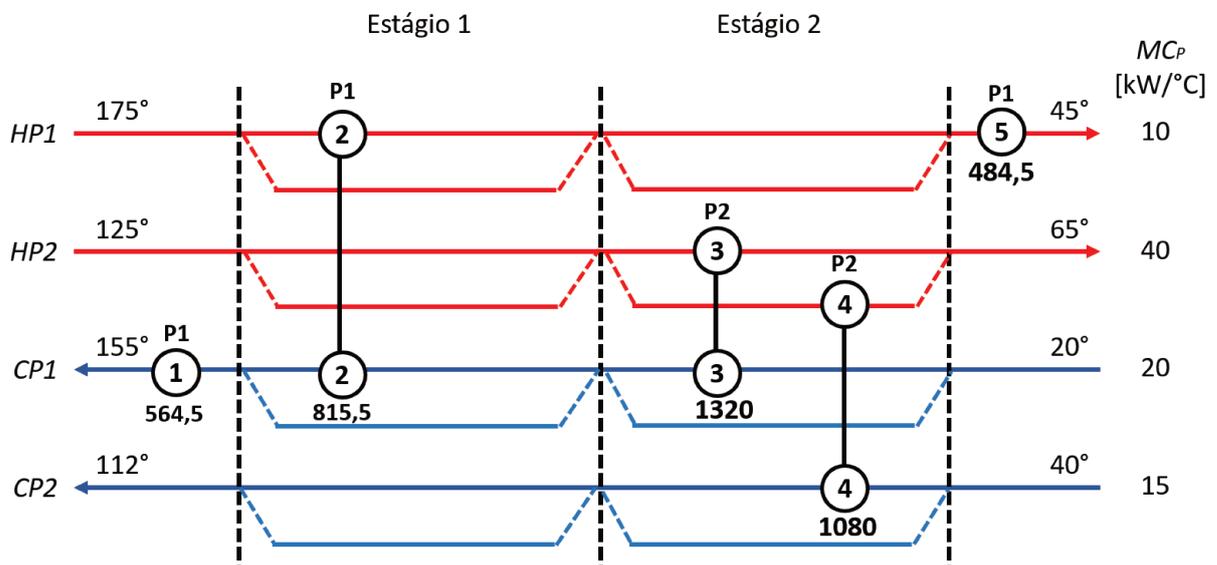
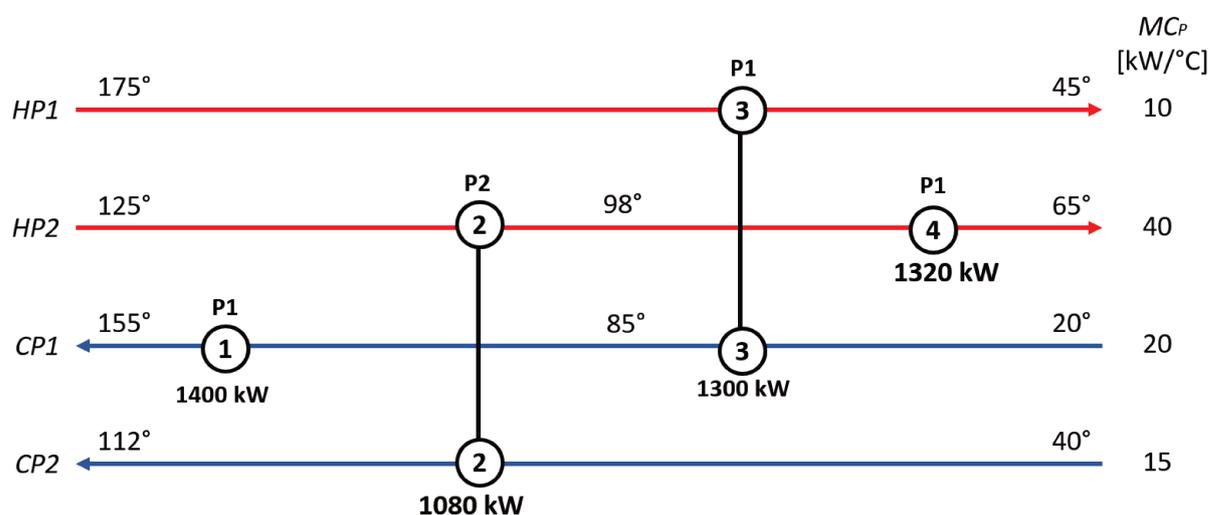


Tabela 23: Análise econômica para a rede de trocadores de calor mostrada na Figura 51.

Trocador de calor	$q$ / [kW]	$A$ / [m <sup>2</sup> ]	$\Delta T_{ML}$ / [°C]	$\Delta T_{min}$ / [°C]	$C_{TC}$ / [k\$]
1	564,5	152,7	36,9	25	74
2	815,5	373,5	21,8	7,45	121
3	1320	314,8	41,9	39	109
4	1080	588,5	18,3	13	161
5	484,5	103,9	46,6	30	62
Custo de investimento inicial total com trocadores de calor/ [k\$]					528
Custo operacional com utilidade fria/ [k\$/ano]					4,8
Custo operacional com utilidade quente/ [k\$/ano]					67,7
Custo de investimento inicial com a tubulação/ [k\$/ano]					56,6
Custo anual total/ [k\$/ano]					299

Prosseguindo com a análise do custo da tubulação e considerando que este valor seja demasiadamente caro, a rede mostrada na Figura 6, Capítulo 2, volta a ser a melhor alternativa possível. Isto deve-se ao menor número de equipamentos requeridos nesta rede e, conseqüentemente, do menor comprimento de tubulação necessário (apenas 155,75 metros).

Figura 52: Rede de trocadores de calor otimizada, com  $\Delta T_{min}$  minimizado, e comprimento da tubulação (de alto custo=55.000 por metro) minimizado.



Estes resultados mostram como o procedimento proposto para a otimização do layout industrial se comporta de maneira lógica frente às variações de custo da tubulação. Porém, para a economia de apenas 4 metros que justificou a mudança da rede da Figura 51 para Figura 52, foi considerado um custo de 55 k\$ por metro de tubulação. Ou seja, o custo referente ao comprimento total da tubulação não interferiu significativamente na síntese da rede de trocadores de calor neste estudo de caso. Vale ressaltar que o processo industrial do Estudo de caso 1 é

muito simples e demanda um pequeno comprimento de tubulação. Portanto, é necessário que a análise seja realizada também para processos maiores antes de concluir que a otimização simultânea do comprimento da tubulação é insignificante.

Porém, a partir da rede já definida, a otimização simultânea do comprimento da tubulação garantiu *layouts* mais simples e teoricamente mais funcionais; além de garantir uma economia de até 35% da tubulação necessária para a síntese da mesma alternativa de rede.

O objetivo do próximo capítulo foi testar a metodologia/procedimento proposto para o cálculo e otimização do comprimento total da tubulação para outros dois estudos de caso, mais complexos.

## 7 Outros estudos de caso

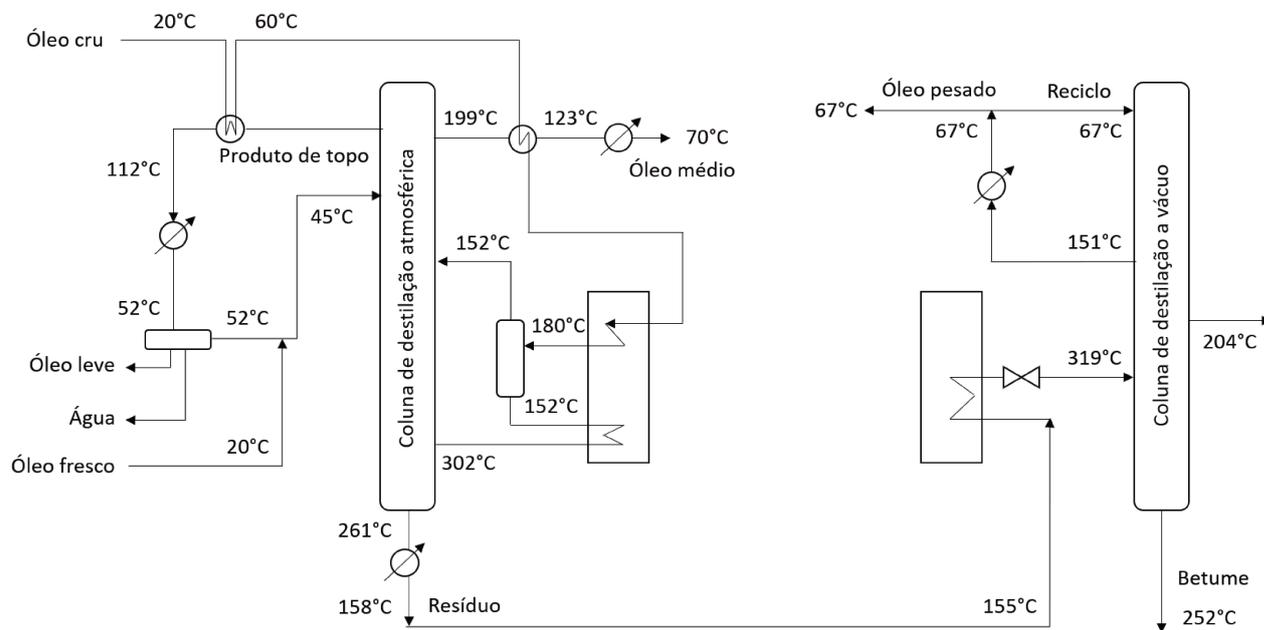
Como concluído no Capítulo 6, é interessante que a otimização do *layout* seja feita pelo menos após a síntese da rede de trocadores de calor. Então, a metodologia proposta para o cálculo e otimização do comprimento total de tubulação foi testada para outros dois estudos de caso apresentadas na literatura. Além disso, espera-se analisar novamente se a otimização simultânea da síntese da rede incluindo o comprimento total de tubulação na função objetivo interfere nas alternativas de rede encontradas como resposta.

### 7.1 Estudo de caso 2

#### 7.1.1 Descrição do processo

O segundo estudo de caso possui 7 correntes de processo: 4 quentes (HP1, HP2, HP3 e HP4) e 3 frias (CP1, CP2 e CP3). Trata-se de uma unidade de separação de orgânicos, conforme mostrado no diagrama apresentado na Figura 53 (KEMP, 2007).

Figura 53: Estudo de caso 2: Diagrama do processo. Fonte: adaptado de Kemp (2007).



As correntes (quentes e frias) deste processo que possuem uma demanda térmica a ser suprida estão esquematizadas no diagrama exposto na Figura 54.

Figura 54: Correntes quentes (vermelho) e correntes frias (azul) disponíveis para integração energética no processo exposto na Figura 53.

				$MC_P$ [kW/°C]
HP1	261 °C	→	158 °C	10
HP2	199 °C	→	70 °C	10
HP3	123 °C	→	52 °C	48,5
HP4	151 °C	→	67 °C	12,5
CP1	180 °C	←	20 °C	25
CP2	302 °C	←	152 °C	30
CP3	319 °C	←	155 °C	10

A Tabela 24 mostra os dados das correntes disponíveis para integração energética.

Tabela 24: Estudo de caso 2: dados de entrada.

Corrente	$T_{IN}$ [°C]	$T_{OUT}$ [°C]	$MC_P$ [kW/°C]	$h$ [kW/(m <sup>2</sup> .°C)]
HP1 (resíduo)	261	158	10	0,25
HP2 (óleo médio)	199	70	10	0,25
HP3 (produto de topo)	123	52	48,5	1,00
HP4 (óleo pesado)	151	67	12,5	0,25
CP1 (óleo bruto)	20	180	25	0,25
CP2 (vaporizado)	152	302	30	0,25
CP3 (alimentação/coluna 2)	155	319	10	0,25
Utilidade quente (vapor)	400	380	-	0,25
Utilidade fria (água)	25	35	-	0,25

A Tabela 25 mostra os valores necessários para o cálculo dos custos operacionais e de investimento inicial das possíveis redes de trocadores de calor para este processo.

A Figura 55 mostra o *layout* que nós propusemos para este processo. A partir deste *layout*, as coordenadas iniciais e finais de cada corrente e as coordenadas das posições disponíveis para alocar os trocadores de calor foram determinadas, conforme apresentado na Tabela 26.

Tabela 25: Estudo de caso 2: dados para análise econômica (KEMP, 2007).

Item	Valor
Vapor/ [\$/kW ano]	105,12
Água/ [\$/kW ano]	4,38
Custo de investimento - trocador de calor/ [\$]	$10.000+300 \cdot A^{0,95}$
Tempo de vida útil da planta/ [ano]	5
Fator de anualização (AF)	$(1, 1^5)/5$

Tabela 26: Coordenadas iniciais e finais das correntes de processo e posições disponíveis para alocar os trocadores de calor.

Corrente	$x_i$ / [m]	$y_i$ / [m]	$z_i$ / [m]	$x_f$ / [m]	$y_f$ / [m]	$z_f$ / [m]
HP <sub>1</sub>	23,9	12,7	1,0	76,0	5,6	1,0
HP <sub>2</sub>	28,1	22,5	5,6	28,1	56,3	5,6
HP <sub>3</sub>	19,1	22,5	5,6	18,3	56,3	5,6
HP <sub>4</sub>	149,1	56,3	5,6	140,7	18,3	5,6
CP <sub>1</sub>	5,6	56,3	1,4	7,0	19,7	1,4
CP <sub>2</sub>	8,4	15,5	1,4	19,1	14,1	1,4
CP <sub>3</sub>	76,0	5,6	1,0	126,6	16,9	2,8
Água	64,7	56,3	7,0	64,7	56,3	7,0
Vapor 1	64,7	36,6	4,2	64,7	36,6	4,2
Vapor 2	92,9	36,6	4,2	92,9	36,6	4,2
P1	47,8	14,1	1,0	47,8	14,1	1,0
P2	109,7	14,1	1,0	109,7	14,1	1,0

### 7.1.2 Otimização sequencial: síntese da rede e layout

Assim como no Estudo de caso 1, uma varredura dos valores de *HULIMIT* foi realizada com o objetivo de aumentar as chances de encontrar o mínimo global da função custo (TAC). Neste estudo de caso, o valor mínimo de TAC foi encontrado para *HULIMIT* = 6200, conforme mostrado na Tabela 27.

Tabela 27: Estudo de caso 2: Varredura dos valores de custo anual total (TAC) obtidos a partir de estimativas iniciais diferentes da quantidade máxima de utilidade quente disponível (*HULIMIT*).

<i>HULIMIT</i> (kW)	5500	5600	6000	6200	6400	6500	7000	8000	10000
TAC/ [k\$/ano]	847	802	788,5	788,0	788,0	788,0	947	788,0	788,0

Nestas condições, a rede encontrada está apresentada na Figura 56. A Tabela 28 mostra a análise econômica para esta rede.

Figura 55: Estudo de caso 2: *Layout* industrial proposto para o processo mostrado na Figura 53.

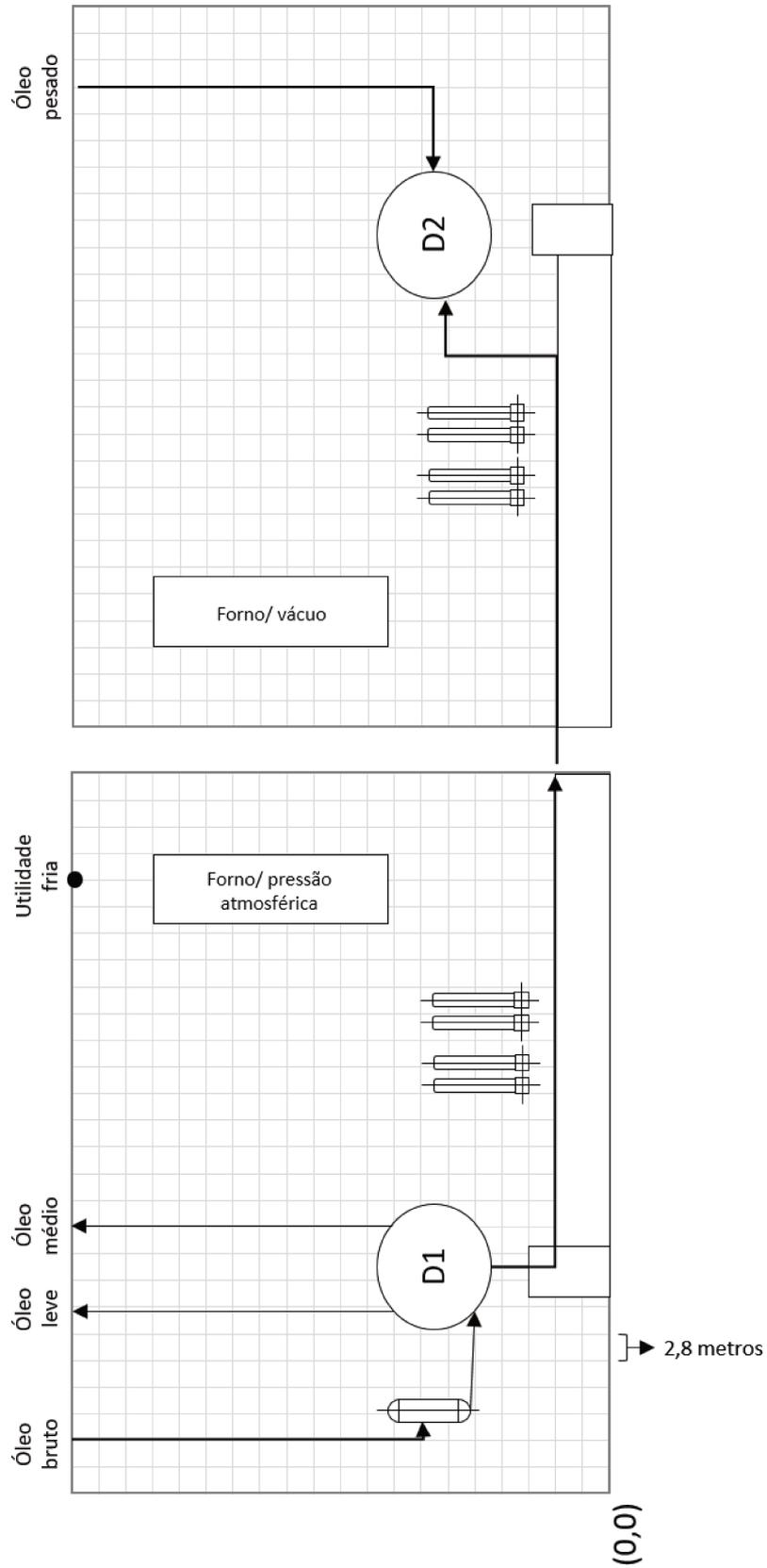


Figura 56: Estudo de caso 2: rede otimizada.

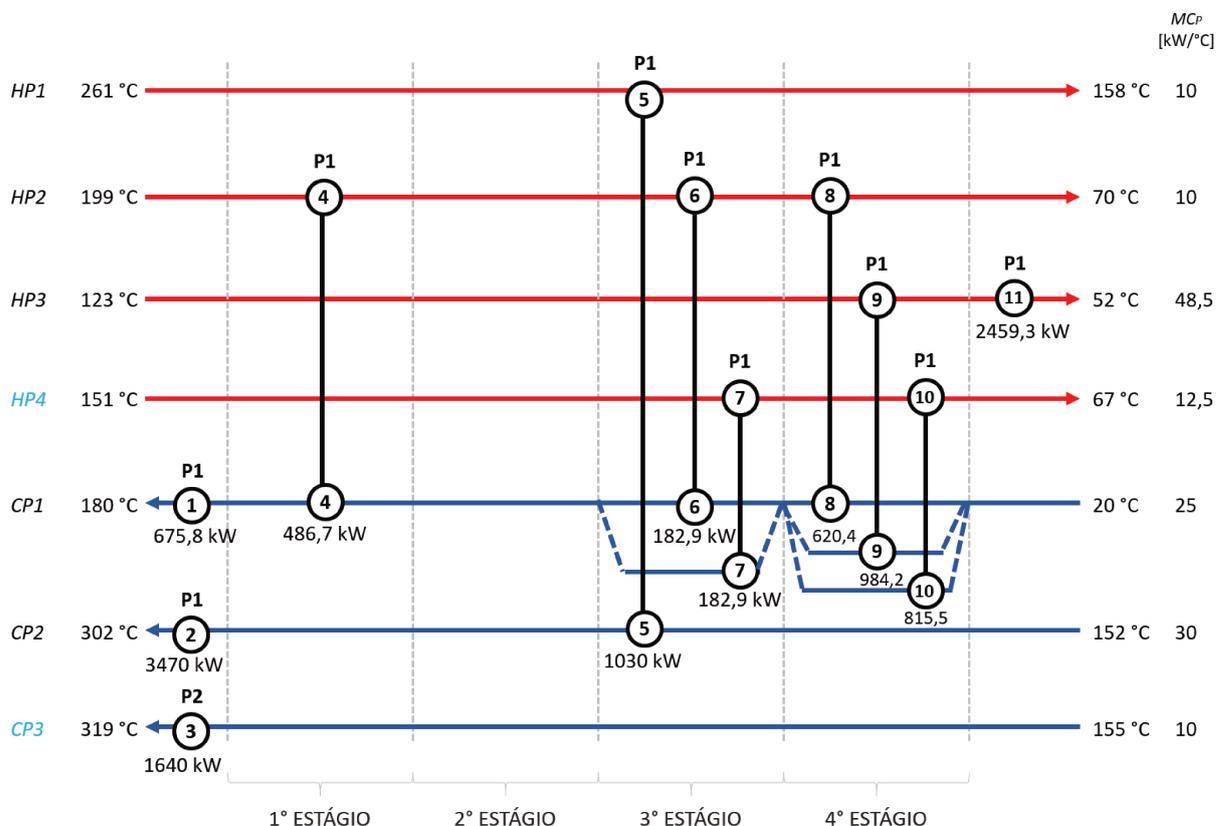


Tabela 28: Estudo de caso 2: dados sobre a rede otimizada mostrada na Figura 56.

Trocador de calor	$q/$ [kW]	$A/$ [m <sup>2</sup> ]	$\Delta T_{ML}/$ [°C]	$\Delta T_{min}/$ [°C]	$C_{TC}/$ [k\$]
1	676	24,2	223,5	220	16
2	3470	198	140	98	56
3	1640	93,1	141	81	32
4	467	134,2	29	16,8	41,5
5	1030	302,5	27	6	78,2
6	183	91	16	15,2	10 32
7	235	114	16	15,4	37
8	620	169,7	29	15,2	49
9	984	167	29,5	6,2	49
10	815	230	28	15,4	63
11	2459	278	44	27	73
Custo de investimento inicial total/ [k\$]					525
Custo operacional com utilidade fria/ [k\$/ano]					10,8
Custo operacional com utilidade quente/ [k\$/ano]					608
Custo anual total/ [k\$/ano]					788

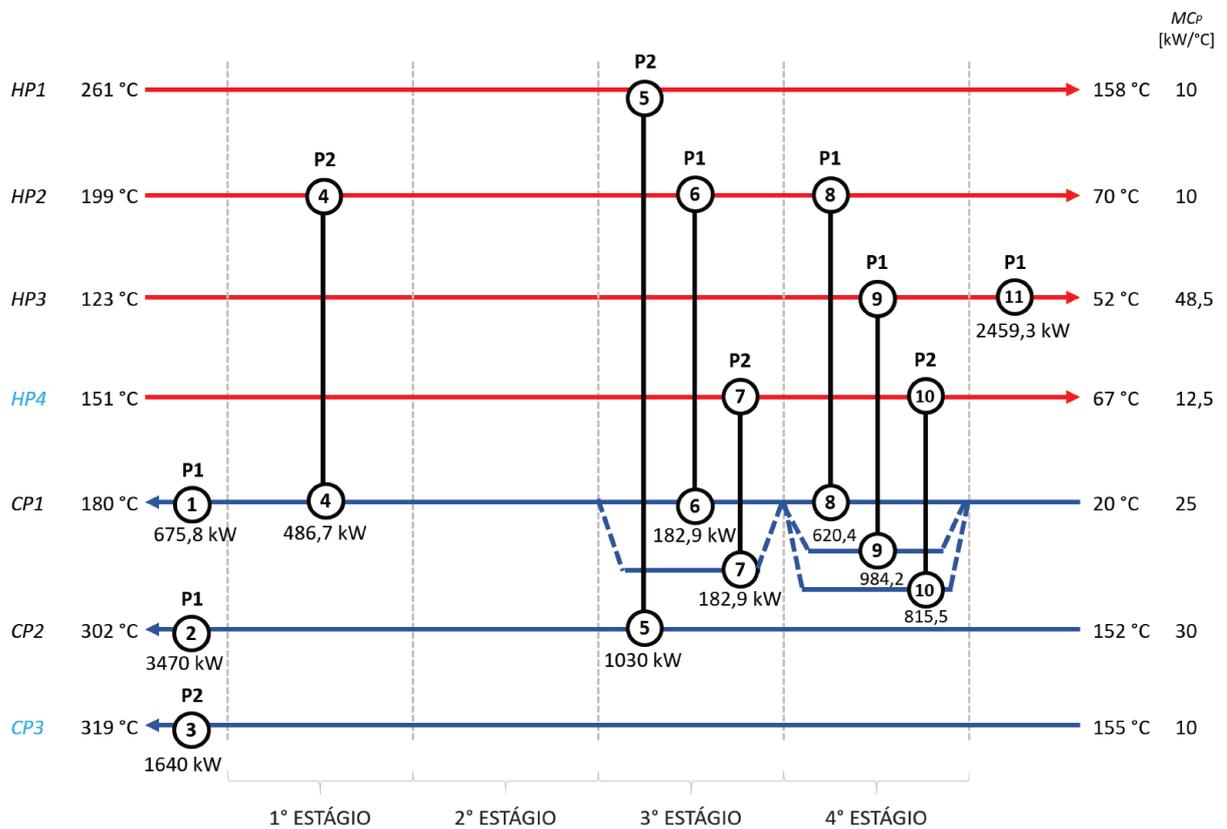
O comprimento de tubulação total requerido para a síntese desta rede foi igual a 1180,2

metros. A posição onde cada trocador de calor foi alocado está indicada em cima de cada equipamento na Figura 56. Do total de 11 trocadores de calor que constituem a rede, 10 foram instalados na posição P1 e apenas 1 na posição P2.

Se todos tivessem sido colocados em P1, o comprimento total de tubulação teria sido igual a 1293,2 metros; e se todos tivessem sido instalados em P2, o comprimento total teria sido igual a 1787,6 metros.

Nestas análises, o número máximo permitido de trocadores por posição foi igual a 11, ou seja, este número não foi limitante. Considerando agora que  $N_{max} = 6$ , o comprimento total mínimo necessário para interligar os equipamentos da RTC aumenta para 1885,7 metros e o posicionamento de cada equipamento está mostrado na Figura 57.

Figura 57: Estudo de caso 2: rede otimizada com as posições onde cada equipamento foi instalado, considerando  $N_{max} = 6$ .



O layout mais complexo para esta rede teria um comprimento total de 2476,8 metros. Portanto, neste caso, a otimização desta variável garante uma economia de até 52% em metros (2476,8 m → 1180,2 m).

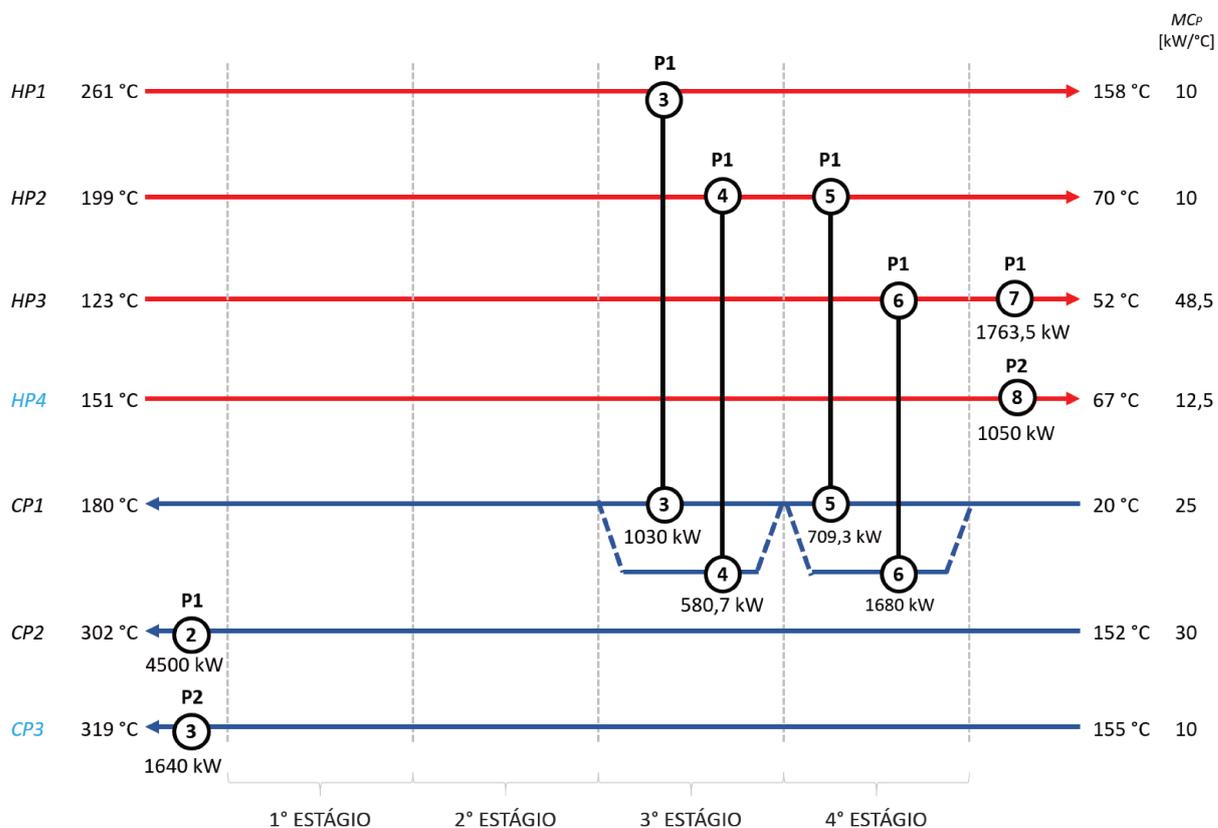
### 7.1.3 Otimização simultânea: síntese da rede e layout

Nos resultados mostrados nesta seção, os custos referentes à aquisição da tubulação foram inseridos na função objetivo (que já incluía o custo de aquisição com os trocadores de calor e o custo operacional com utilidades externas). Como o problema torna-se fortemente não linear, a estratégia adotada foi otimizar simultaneamente a síntese da rede e o *layout* e, posteriormente, otimizar o *layout* novamente para garantir que o comprimento mínimo foi encontrado.

Ao contrário do que foi observado no estudo de caso 1, neste segundo estudo de caso, a inclusão dos custos com a tubulação influenciou na síntese da rede. Redes de trocadores de calor diferentes foram obtidas mesmo quando o custo do metro da tubulação foi considerado bem baixo, como por exemplo 100 unidades monetárias.

Por exemplo, assumindo-se  $N_{max}=6$ , a rede encontrada foi a apresentada na Figura 58. Esta rede possui um custo anual total igual a 909 k\$/ano. Para comparar com a rede anterior, este custo anual total sem o custo referente à tubulação é de 793 k\$/ano (valor um pouco superior ao encontrado anteriormente, 788 k\$/ano); porém, com comprimento menor e igual a 1157,6 metros ao invés de 1885,7. Estes 728 metros a menos garantiram uma economia de 72.800 unidades monetárias. Este custo adicional de cerca de 9% não estava sendo previsto anteriormente. Portanto, incluir os custos com as tubulações contribui não apenas para que as estimativas de custo sejam mais realistas, mas também direciona a otimização para redes mais simples, com menos equipamentos. Esta seria a principal vantagem de considerar o *layout* na síntese da rede, pois redes mais simples são mais operacionais.

Figura 58: Estudo de caso 2: otimização simultânea da rede e *layout*.





utilizado espelhado e, então, adaptado para todo o processo (Figura 60); a partir deste *layout*, todas as coordenadas necessárias para implementar as considerações sobre o *layout* na síntese da rede de trocadores de calor foram definidas (Tabela 30).

Figura 60: *Layout* industrial para o exemplo 9P1. Fonte: adaptado de Bausbacher e Hunt (1993).

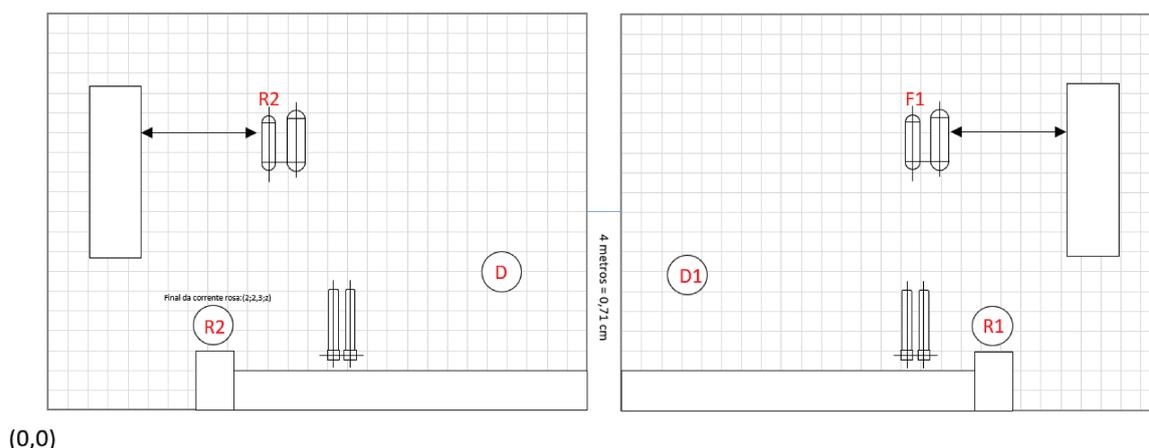


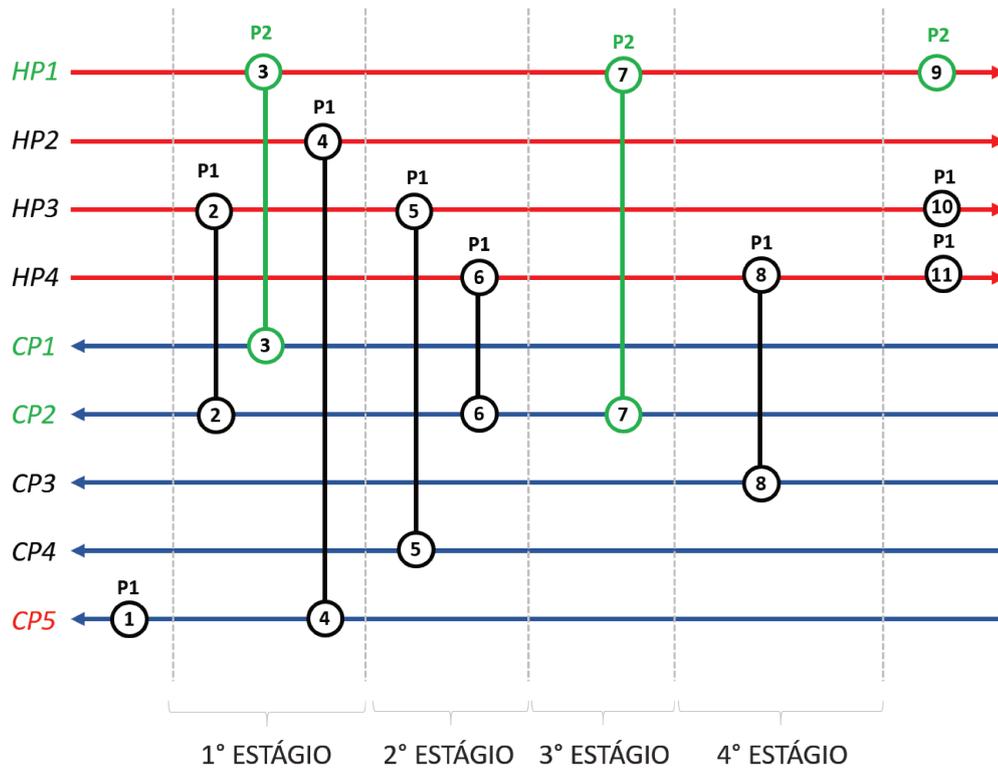
Tabela 30: Estudo de caso 3: coordenadas iniciais e finais das correntes de processo e das posições disponíveis para instalar os trocadores de calor.

Corrente	$x_i$ / [m]	$y_i$ / [m]	$z_i$ / [m]	$x_f$ / [m]	$y_f$ / [m]	$z_f$ / [m]
HP <sub>1</sub>	129,5	11,6	3,0	122,8	34,7	3,0
HP <sub>2</sub>	26,5	11,6	3,0	8,4	34,7	3,0
HP <sub>3</sub>	8,4	34,7	3,0	33,8	38,5	3,0
HP <sub>4</sub>	50,7	13,2	3,0	13,5	0,0	3,0
CP <sub>1</sub>	126,2	34,7	3,0	135,2	11,6	3,0
CP <sub>2</sub>	121,7	39,6	3,0	94,6	15,4	3,0
CP <sub>3</sub>	33,8	38,5	3,0	11,8	12,7	3,0
CP <sub>4</sub>	33,8	34,7	3,0	20,8	11,6	3,0
CP <sub>5</sub>	97,4	17,6	3,0	23,6	11,6	3,0
Água 1	22,5	55,0	3,0	22,5	55,0	3,0
Água 2	134,6	55,0	3,0	134,6	55,0	3,0
Vapor 1	7,9	21,5	3,0	7,9	21,5	3,0
Vapor 2	147,6	21,5	3,0	147,6	21,5	3,0
P1	33,8	11,0	3,0	33,8	11,0	3,0
P2	113,8	11,0	3,0	113,8	11,0	3,0

Polley e Panjeh Shahi (1991) encontraram uma alternativa de rede para este processo, como mostrado na Figura 61. A partir desta rede, a otimização do comprimento total de tubulação necessária para conectar estes equipamentos encontrou um valor mínimo igual a 1069,9 metros. Neste caso, a posição em que cada trocador de calor foi alocado está mostrada na Figura 61. Este comprimento poderia ser até 2,7 vezes superior, atingindo 2948,3 metros. Estes resultados

foram obtidos considerando  $N_{\max} = 12$ , ou seja, o valor desta variável não foi um limitante para a escolha da posição dos equipamentos, visto que a rede possui apenas 11 trocadores de calor.

Figura 61: Estudo de caso 3: Rede de trocadores de calor proposta por Polley e Panjeh Shahi (1991) com o acréscimo das posições onde cada equipamento foi alocado.



Note que na Figura 61, as correntes destacadas em verde (HP1, CP1 e CP2) possuem suas coordenadas iniciais e finais no *layout* da esquerda (Figura 60). Os trocadores de calor da corrente HP1, que só trocou calor com as correntes frias CP1 e CP2, foram todos alocados na posição P2. A mesma lógica para a corrente CP1, que só trocou calor com HP1. Seu trocador de calor (3) foi alocado em P2. Já a corrente CP2, trocou calor com a corrente HP1 e também com as correntes HP3 e HP4, que estão alocadas na área da direita da Figura 60. Por isto, um de seus trocadores de calor foi alocado em P2 e os outros em P1. Ou seja, esta corrente cruzou toda a planta industrial para conectar as correntes de processo das áreas da direita e esquerda do *layout* industrial. Se a síntese da rede de trocadores de calor tivesse sido obtida com considerações sobre o *layout*, provavelmente estas duas partes (direita e esquerda) teriam sido mais independentes.

## 8 Conclusões

As discussões feitas para o estudo de caso 1 no Capítulo 2 mostraram que uma rede de trocadores de calor com integração energética é economicamente mais viável do que a alternativa de rede constituída apenas por trocadores de calor com utilidades externas (vapor e água). O custo anual total desta última foi quase o dobro (612 k\$/ano) do valor para a alternativa com integração energética (311 k\$/ano). Esta diferença foi, basicamente, consequência dos menores custos operacionais devido ao menor consumo de utilidades. Novamente, este resultado enfatiza a importância econômica da integração energética.

O Capítulo 3, que apresentou uma solução otimizada para a rede de trocadores de calor do estudo de caso 1, mostrou que alternativas de redes de trocadores de calor ainda mais viáveis podem ser encontradas minimizando-se o custo anual total deste projeto. Utilizar métodos de otimização matemática para a síntese das redes automatiza esta etapa e facilita a inclusão de um maior número de variáveis no modelo.

O Capítulo 4 mostrou o acréscimo da primeira variável inserida no modelo de Yee e Grossmann (1990): as quedas de pressão nos trocadores de calor. Com isso, os valores dos coeficientes de troca térmica foram otimizados, sendo que valores maiores do que os inicialmente propostos foram encontrados. Conseqüentemente, as áreas de troca térmica dos equipamentos diminuíram e, logo, o custo de investimento inicial com a aquisição dos trocadores de calor também diminuiu. Com a inclusão desta primeira variável na função objetivo, a alternativa de rede e as estimativas de custo encontradas foram diferentes da alternativa otimizada mostrada no Capítulo 3. Por isto, conclui-se que a variável  $h$ , de fato, deve ser otimizada simultaneamente na síntese da RTC.

Os Capítulos 5 e 6 foram dedicados à inclusão da segunda variável inserida no modelo de Yee e Grossmann (1990): o *layout* industrial. O primeiro destes capítulos mostrou passo a passo e manualmente como o comprimento total da tubulação foi calculado; enquanto o capítulo subsequente mostrou a modelagem matemática apropriada para automatizar esta etapa e incluí-la no modelo inicial utilizado como base, o modelo de Yee e Grossmann (1990). Esta foi a principal contribuição deste trabalho, uma vez que poucos estudos reportados na literatura detalham o *layout* industrial e, de fato, calculam os comprimentos das tubulações. Neste caso, as alternativas de rede encontradas só foram diferentes daquelas previstas anteriormente (Capítulo 3) quando o custo do metro da tubulação foi considerado demasiadamente alto. Deste modo, conclui-se que não foi necessário minimizar o comprimento total da tubulação simultaneamente à síntese da RTC. Porém, a partir de uma rede já definida, a otimização sequencial do comprimento da tubulação garantiu um *layout* mais simples e uma economia de até 35% da tubulação necessária para mesma alternativa de rede.

A metodologia proposta para o cálculo e a otimização do comprimento da tubulação foi aplicada satisfatoriamente para estudos de caso maiores. Porém, ao contrário do observado

no estudo de caso 1, o Estudos de caso 2, apresentado no Capítulo 7, mostrou que para este processo maior que demandou mais de 1000 metros de tubulação, a otimização simultânea incluindo os custos com a tubulação resultou em uma alternativa de rede mais simples. A vantagem de uma rede com menos trocadores de calor é principalmente operacional. Além disso, uma parcela na estimativa dos custos pode ser negligenciada se os custos com a tubulação não forem considerados; por isto, esta consideração também contribui para estimativas de custo mais realistas.

É importante ressaltar que as funções custo utilizadas em cada estudo de caso foram baseadas em estudos prévios da literatura e são diferentes entre si. Isto dificulta uma comparação numérica entre eles e a determinação de quão representativa é a porcentagem do custo anual total referente às tubulações. O fato é que a metodologia proposta foi funcional para estes casos e permitiu a otimização simultânea da síntese da rede de trocadores de calor e do *layout* industrial.

Portanto, concluiu-se que ambas as variáveis analisadas (quedas de pressão nos trocadores de calor e *layout* industrial) são importantes para estimativas de custo mais confiáveis e que devem ser consideradas para a síntese de redes de trocadores de calor.

## 8.1 Sugestões para trabalhos futuros

- Neste trabalho, o custo da tubulação foi calculado apenas em função de seu comprimento total. Logo, a primeira sugestão para trabalhos futuros é que este valor seja calculado também em função dos diâmetros das tubulações;
- No trabalho de Souza, Khanam e Mohanty (2016), o custo da tubulação foi calculado em função de seu diâmetro. Porém, este valor foi considerado como um parâmetro na simulação e, portanto, não considerava que o diâmetro da tubulação diminuía quando havia uma divisão de corrente. Por isto, outra sugestão é que o custo do metro da tubulação em função do diâmetro seja sensível em relação às mudanças de vazão das correntes;
- A modelagem deste trabalho considerou apenas duas possíveis posições para alocar os trocadores de calor. Trabalhos futuros podem aumentar o número de posições disponíveis para alocar estes equipamentos;
- Outra sugestão seria utilizar outro *software* para a síntese da rede de trocadores de calor com a otimização simultânea do *layout* industrial, a fim de facilitar a modelagem de problemas industriais mais complexos.

# Referências

- AHMAD, S. S.; LINNHOFF, B. Supertargeting: Different process structures for different economics. *ASME. J. Energy Resour. Technol.*, n. 3, p. 131–136, 1989.
- AKPOMIEMIE, M. O.; SMITH, R. Retrofit of heat exchanger networks with heat transfer enhancement based on an area ratio approach. *Applied Energy*, v. 165, p. 22 – 35, 2016.
- BAUSBACHER, E.; HUNT, R. *Process Plant Layout and Piping Design*. [S.l.: s.n.], 1993.
- BIEGLER, L.; GROSSMANN, I.; WESTERBERG, A. *Systematic methods for chemical process design*. [S.l.: s.n.], 1997.
- CHEW, K. H. et al. Industrial implementation issues of total site heat integration. *Applied Thermal Engineering*, v. 61, n. 1, p. 17 – 25, 2013, 15th Conference on Process Integration, Modelling and Optimisation for Energy Saving and Pollution Reduction.
- CIRIC, A.; FLOUDAS, C. Heat exchanger network synthesis without decomposition. *Computers & Chemical Engineering*, v. 15, n. 6, p. 385 – 396, 1991.
- EDGAR, T. F.; HIMMELBLAU, D. M.; LASDON, L. S. *Optimization of chemical processes*. New York: McGraw-Hill, 2001. ISBN 0070393591.
- FRAUSTO-HERNÁNDEZ, S. et al. Minlp synthesis of heat exchanger networks considering pressure drop effects. *Computers & Chemical Engineering*, v. 27, n. 8, p. 1143 – 1152, 2003, 2nd Pan American Workshop in Process Systems Engineering.
- GAMS. *GAMS — The Solver Manuals*. Washington, DC, USA: GAMS Development Corporation, 2012.
- HOHMANN, E. C. *Optimum networks for heat exchange*. Tese (Doutorado) — University of Southern California, 1971.
- INTERNATIONAL ENERGY AGENCY. *World Energy Outlook 2012*. 2012. [Online; acesso em: 24-09-2018]. Disponível em: <<https://webstore.iea.org/world-energy-outlook-2012-2>>.
- INTERNATIONAL ENERGY AGENCY. *World Energy Outlook 2013*. 2013. [Online; acesso em: 24-09-2018]. Disponível em: <<https://www.iea.org/publications/freepublications/publication/WEO2013.pdf>>.
- INTERNATIONAL ENERGY AGENCY. *World Energy Outlook 2017*. 2017. [Online; acesso em: 24-09-2018]. Disponível em: <[https://www.iea.org/media/weowebiste/2017/Chap1\\_WEO2017.pdf](https://www.iea.org/media/weowebiste/2017/Chap1_WEO2017.pdf)>.
- INTERNATIONAL ENERGY AGENCY. *World Energy Balances 2018*. 2018. [Online; acesso em: 24-09-2018]. Disponível em: <<https://webstore.iea.org/world-energy-balances-2018>>.
- KEMP, I. C. *Pinch analysis and process integration : a user guide on process integration for the efficient use of energy*. Oxford: Butterworth-Heinemann, 2007. ISBN 9780750682602.
- KLEMES, J. Handbook of process integration (pi): Minimisation of energy and water use, waste and emissions. p. 1–1151, 01 2013.

- LINNHOFF, B.; FLOWER, J. R. Synthesis of heat exchanger networks: I. systematic generation of energy optimal networks. *AIChE Journal*, v. 24, n. 4, p. 633–642, 1978.
- LINNHOFF, B.; FLOWER, J. R. Synthesis of heat exchanger networks: II. evolutionary generation of networks with various criteria of optimality. *AIChE Journal*, v. 24, n. 4, p. 642–654, 1978.
- LINNHOFF, B.; HINDMARSH, E. The pinch design method for heat exchanger networks. *Chemical Engineering Science*, v. 38, n. 5, p. 745 – 763, 1983.
- MEGÅRD, M. J. *Combinatorial Problems in the Design of Heat Exchanger Networks*. Dissertação (Mestrado) — Norwegian University of Science and Technology, 2016.
- MELO, W.; FAMPA, M.; RAUPP, F. Xlix simpósio brasileiro de pesquisa operacional. In: . [S.l.: s.n.], 2017.
- MELO, W. A. X. de. *ALGORITMOS PARA PROGRAMAÇÃO NÃO LINEAR INTEIRA MISTA*. Dissertação (Mestrado) — UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO, 2012.
- OLULEYE, O. *Integration of Waste Heat Recovery in Process Sites*. Tese (Doutorado) — The University of Manchester, 2015.
- PETERS, M. *Plant design and economics for chemical engineers*. New York: McGraw-Hill, 1991. ISBN 0070496137.
- POLLEY, G. T.; PANJEH SHAHI, M. H. Interfacing heat exchanger network synthesis and detailed heat exchanger design. *Trans IChemE*, 1991.
- POURANSARI, N.; MARÉCHAL, F. Heat exchanger network design of large-scale industrial site with layout inspired constraints. *Computers & Chemical Engineering*, v. 71, p. 426 – 445, 2014.
- RAVAGNANI, M. A. S. S.; SUÁREZ, J. A. C. *Redes de Trocadores de Calor*. [S.l.]: Editora da Universidade Estadual de Maringá, 2012.
- RITCHIE, H.; ROSER, M. *Energy Production & Changing Energy Sources*. 2018. Disponível em: <<https://ourworldindata.org/energy-production-and-changing-energy-sources>>.
- SHENOY, U. *Heat exchanger network synthesis : process optimization by energy and resource analysis*. Houston: Gulf Pub, 1995. ISBN 0884153916.
- SMITH, R. *Chemical process design and integration*. Chichester, West Sussex, England Hoboken, NJ: Wiley, 2005. ISBN 0471486817.
- SOUZA, R. D.; KHANAM, S.; MOHANTY, B. Synthesis of heat exchanger network considering pressure drop and layout of equipment exchanging heat. *Energy*, v. 101, p. 484 – 495, 2016.
- SUAYSOMPOL, K.; WOOD, R. Estimation of the installed cost of heat exchanger networks. *International Journal of Production Economics*, v. 29, n. 3, p. 303 – 312, 1993.
- TOWNSEND, D.; LINNHOFF, B. Surface area targets for heat exchanger networks. *IChemE Annl Res. Mtg*, 1984.

TRIFONI, D. d. A. *Alocação de trocadores em processos químicos*. Dissertação (Mestrado) — Universidade Estadual de Campinas, 2016.

VISWANATHAN, J.; GROSSMANN, I. A combined penalty function and outer-approximation method for minlp optimization. *Computers & Chemical Engineering*, v. 14, n. 7, p. 769 – 782, 1990.

WESTERLUND, T.; PETTERSSON, F. An extended cutting plane method for solving convex minlp problems. *Computers & Chemical Engineering*, v. 19, p. 131 – 136, 1995.

YEE, T. F.; GROSSMANN, I. E. Simultaneous optimization models for heat integration—ii. heat exchanger network synthesis. *Computers & Chemical Engineering*, v. 14, n. 10, p. 1165 – 1184, 1990.

## A Cálculos de apoio: capítulo 2

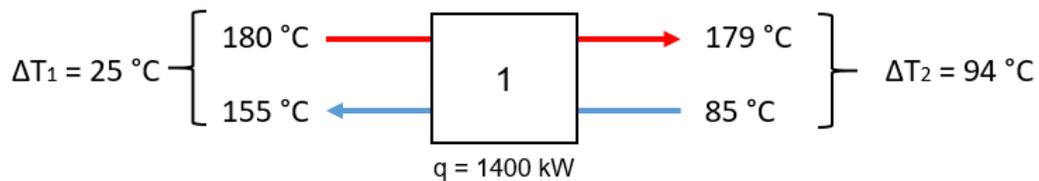
Conhecendo-se os valores da carga térmica ( $q$ ), temperatura inicial ( $TIN$ ) e temperatura final ( $TOUT$ ) de cada corrente e em cada um dos trocadores de calor que constituem a rede inicialmente proposta (Tabela 1 e Figura 6), foi possível calcular a área de cada equipamento (Equação A.1).

$$q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ML} \quad (A.1)$$

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_q} + \frac{1}{h_f} \quad (A.2)$$

Por exemplo, para o trocador de calor de utilidade quente 1:

Figura 62: Trocador de calor 1 - Estudo de caso 1.



$$\Delta T_{ML} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = \frac{25 - 94}{\ln \frac{25}{94}} = 52,1^\circ\text{C} \quad (A.3)$$

Substituindo o valor de  $\Delta T_{ML}$  na Equação A.1, encontramos que o valor da área deste trocador de calor (Equação A.4).

$$1400 = \frac{1}{\frac{1}{0,2} + \frac{1}{0,2}} \cdot A_{TC1} \cdot 52,1 = 268,7\text{m}^2 \quad (A.4)$$

O custo de investimento inicial deste equipamento foi calculado pela equação mostrada na Tabela 2:

$$C_{TC1} = 30.000 + 750 \cdot (268,7)^{0,81} = 99.625,4 \quad (A.5)$$

Da mesma maneira foram calculados as áreas e os custos de aquisição dos trocadores de calor 2, 3 e 4 (resultados mostrados na Tabela 4).

$$\text{Custo de investimento inicial total}_{TC1}(\$) = 99.625,4 + 118.021,7 + 96.990,0 + 88.602,7 \quad (A.6)$$

$$\text{Custo de investimento inicial total}_{TC1}(\$) = 403.239,8 \quad (A.7)$$

Considerando um tempo de vida útil igual a 5 anos:

$$\frac{1,1^5}{5} \cdot (403.239,8) = 129.884,3 \text{ \$/ano} \quad (A.8)$$

Além deste valor anual referente às parcelas do valor de aquisição dos equipamentos, existe o custo anual com a aquisição da utilidade quente e fria, calculados a partir dos valores mostrados na Tabela 2 e das cargas térmicas dos trocadores de utilidade quente (1400 kW) e fria (1320 kW).

$$\text{Custo anual total}(\$/\text{ano}) = 129.884,3 + 13.200 + 168.000 = 311.084,3 \$/\text{ano}. \quad (\text{A.9})$$

Portanto, o valor anual total desta rede de trocadores de calor é igual a 311.084,3 \$/ano.

## B Códigos / GAMS

### B.1 Rede otimizada do exemplo Shenoy (Capítulo 3)

```

$TITLE HENS BY SUPERSTRUCTURE MINLP
$onnestcom inlinecom // // eolcom
$onSymXRef
$onsymlist
SETS i hot streams /1*2/
j cold streams /1*2/
iu hot utilities /1*1/
ju cold utilities /1*1/
DATA /TIN,TOUT,F,H/ ;
TABLE HOTS(i,DATA) Hot streams data
TIN TOUT F H
1 175.00 45.00 10.00 0.2000
2 125.00 65.00 40.00 0.2000 ;
TABLE HUTIL(iu,DATA) Hot utilities data
TIN TOUT F H
1 180.00 179.00 0.00 0.2000 ;
TABLE COLDS(j,DATA) Cold streams data
TIN TOUT F H
1 20.00 155.00 20.00 0.2000
2 40.00 112.00 15.00 0.2000 ;
TABLE CUTIL(ju,DATA) Cold utilities data
TIN TOUT F H
1 15.00 25.00 0.00 0.2000 ;
SCALAR
NOI number of stages in superstructure /2/
SET
k temperature locations NOI + 1 /1*3/;
PARAMETERS
CHU(iu) cost of heating utility
CCU(ju) cost of cooling utility
CF fixed cost of a unit
C area cost coefficient for exchangers
beta cost exponent for exchangers

```

AF annualization factor HULIMIT upper limit on hot utility to be given by user

AVHOT(i) heat content of hot stream

AVCOLD(j) heat content of cold stream

MAXDT(i,j) upper bound on temperature difference

\*\*\*\*\*

MAXDTHU(iu,j) upper bound on temperature difference - hot utility

MAXDTCU(i,ju) upper bound on temperature difference - cold utility

\*\*\*\*\*

STAGE(k) stages in the superstructure

FTB(k) first temperature boundary in the superstructure

STB(k) second temperature boundary in the superstructure

LTB(k) last temperature boundary in the superstructure

AREA(i,j,k) area of exchanger between streams JH and JC in interval I

AREAH(iu,j) area of heater for hot utility JHU on cold stream JC

AREAC(i,ju) area of cooler for cold utility JCU on hot stream JH ;

CHU('1') = 120;

CCU('1') = 10;

AF = (1.1\*\*5)/5.;

CF = 30000;

C = 750;

beta = 0.81;

\*\*\*\*\*

HULIMIT = 400;

\*\*\*\*\*

AVHOT(i) = HOTS(i,'F')\*(HOTS(i,'TIN') - HOTS(i,'TOUT')) ;

AVCOLD(j) = COLDS(j,'F')\*(COLDS(j,'TOUT')-COLDS(j,'TIN'));

MAXDT(i,j) = MAX(0,COLDS(j,'TIN') - HOTS(i,'TIN'),

COLDS(j,'TIN') - HOTS(i,'TOUT'),

COLDS(j,'TOUT') - HOTS(i,'TIN'),

COLDS(j,'TOUT') - HOTS(i,'TOUT')) ;

\*\*\*\*\*

MAXDTHU(iu,j)= MAX(0, HUTIL(iu,'TIN') - COLDS(j,'TIN'),

HUTIL(iu,'TOUT')- COLDS(j,'TIN'),

HUTIL(iu,'TIN') - COLDS(j,'TOUT'),

HUTIL(iu,'TOUT')- COLDS(j,'TOUT')) ;

MAXDTCU(i,ju) = MAX(0,HOTS(i,'TIN') - CUTIL(ju,'TIN'),

HOTS(i,'TOUT')- CUTIL(ju,'TIN'),

HOTS(i,'TIN') - CUTIL(ju,'TOUT'),

HOTS(i,'TOUT')- CUTIL(ju,'TOUT')) ;

\*\*\*\*\*

STAGE(k)\$ (ORD(k) LT CARD(k)) = 1;

FTB(k)\$ (ORD(k) EQ 1) = 1;

LTB(k)\$ (ORD(k) EQ CARD(k)) = 1;

POSITIVE VARIABLES

TH(i,k) temperature of hot stream JH as it enters stage k

TC(j,k) temperature of cold stream JC as it leaves stage k

q(i,j,k) energy exchanged between JH and JC in stage I

qcu(i,ju) energy exchanged between JH and the cold utility

qhu(iu,j) energy exchanged between the hot utility and JC

dt(i,j,k) approach between JH and JC at location I

dtcu(i,ju) approach between JH and the cold utility

dthu(iu,j) approach between the hot utility and JC ;

BINARY VARIABLES

z(i,j,k) is one if the match between JH and JC exists in stage I

zcu(i,ju) is one if the match between JH and JCU exists

zhu(iu,j) is one if the match between JHU and JC exists ;

VARIABLE

TAC total annual cost ;

EQUATIONS

ENBALH(i)

ENBALC(j)

EBHST(i,k)

EBCST(j,k)

UTILH(j,k)

UTILC(i,k)

TINH(i,k)

TINC(j,k)

CONSTH(i,k)

CONSTC(j,k)

CONSTHL(i,k)

CONSTCF(j,k)

BOUNDQ(i,j,k)

BOUNDQH(iu,j)

BOUNDQC(i,ju)

DTHEQN(i,j,k)

DTCEQN(i,j,k)

DTHUEQN(iu,j,k)

DTCUEQN(i,ju,k)

```

ENCON1
OBJ Objective function ;
ENBALH(i)..
(HOTS(i,'TIN')-HOTS(i,'TOUT'))*HOTS(i,'F') =E=
SUM((j,k)$STAGE(k), q(i,j,k)) +SUM(ju,qcu(i,ju)); ENBALC(j)..
(COLDS(j,'TOUT')-COLDS(j,'TIN'))*COLDS(j,'F') =E=
SUM((i,k)$STAGE(k), q(i,j,k)) +SUM(iu,qhu(iu,j));
EBHST(i,k)$STAGE(k)..
HOTS(i,'F')*(TH(i,k) - TH(i,k+1)) =E= SUM(j, q(i,j,k));
EBCST(j,k)$STAGE(k)..
COLDS(j,'F')*(TC(j,k) - TC(j,k+1)) =E= SUM(i,q(i,j,k));
UTILH(j,k)$FTB(k)..
COLDS(j,'F')*(COLDS(j,'TOUT') - TC(j,k)) =E= SUM(iu,qhu(iu,j));
UTILC(i,k)$LTB(k)..
HOTS(i,'F')*(TH(i,k) - HOTS(i,'TOUT')) =E= SUM(ju,qcu(i,ju));
TINH(i,k)$FTB(k)..
HOTS(i,'TIN') =E= TH(i,k);
TINC(j,k)$LTB(k)..
COLDS(j,'TIN') =E= TC(j,k);
CONSTH(i,k)$STAGE(k)..
TH(i,k) =G= TH(i,k+1);
CONSTC(j,k)$STAGE(k)..
TC(j,k) =G= TC(j,k+1);
CONSTHL(i,k)$LTB(k)..
TH(i,k) =G= HOTS(i,'TOUT');
CONSTCF(j,k)$FTB(k)..
COLDS(j,'TOUT') =G= TC(j,k);
BOUNDQ(i,j,k)$STAGE(k)..
q(i,j,k)-MIN(AVHOT(i), AVCOLD(j))*z(i,j,k) =L= 0;
BOUNDQC(i,ju)..
qcu(i,ju) - AVHOT(i)*zcu(i,ju) =L= 0 ;
BOUNDQH(iu,j)..
qhu(iu,j) - AVCOLD(j)*zhu(iu,j) =L= 0 ;
DTHEQN(i,j,k)$STAGE(k)..
dt(i,j,k) =L= TH(i,k) - TC(j,k) + MAXDT(i,j)*(1 - z(i,j,k));
DTCEQN(i,j,k)$STAGE(k)..
dt(i,j,k+1) =L= TH(i,k+1) - TC(j,k+1) + MAXDT(i,j)*(1 - z(i,j,k));
*****
DTHUEQN(iu,j,k)$FTB(k)..

```

```

dthu(iu,j) =L= (HUTIL(iu,'TOUT') - TC(j,k))+ MAXDTHU(iu,j)*(1 - zhu(iu,j));
DTCUEQN(i,ju,k)$LTB(k)..
dtcu(i,ju) =L= TH(i,k) - CUTIL(ju,'TOUT')+ MAXDTCU(i,ju)*(1 - zcu(i,ju));
*****
ENCON1..
SUM((iu,j),qhu(iu,j)) =L= HULIMIT;
OBJ..
TAC =E=
AF*( CF*(SUM((i,j,k)$STAGE(k),z(i,j,k)) +
SUM((i,ju),zcu(i,ju)) + SUM((iu,j),zhu(iu,j))) + C*SUM((i,j,k)$STAGE(k),(q(i,j,k)
*((1/HOTS(i,'H'))+(1/COLDS(j,'H')))/
((2./3.)*((dt(i,j,k)*dt(i,j,k+1))**(1./2.)) +
(1./6.) *(dt(i,j,k) + dt(i,j,k+1)) + 1e-6 )+ 1e-6 )**beta)
+
C*SUM((iu,j),(qhu(iu,j)
*((1/COLDS(j,'H'))+(1/HUTIL(iu,'H')))/
((2./3.)*(((HUTIL(iu,'TIN')-COLDS(j,'TOUT'))*dthu(iu,j))**(1./2.)) +
(1./6.) * (HUTIL(iu,'TIN')-COLDS(j,'TOUT')+dthu(iu,j)) + 1e-6 )+ 1e-6 )**beta) +
C*SUM((i,ju),(qcu(i,ju)
*((1/HOTS(i,'H'))+(1/CUTIL(ju,'H')))/
((2./3.)* (((HOTS(i,'TOUT')-CUTIL(ju,'TIN'))*dteu(i,ju))**(1./2.)) +
(1./6.) *
(HOTS(i,'TOUT')-CUTIL(ju,'TIN')+dteu(i,ju)) + 1e-6 )+ 1e-6 )**beta)
)
+ SUM((iu,j),qhu(iu,j)*CHU(iu))+
SUM((i,ju),qcu(i,ju)*CCU(ju)) ;
MODEL AUTIL /ALL/ ;
*Inicialization
TAC.LO = 0;
TH.UP(i,k) = HOTS(i,'TIN');
TH.LO(i,k) = HOTS(i,'TOUT');
TC.UP(j,k) = COLDS(j,'TOUT');
TC.LO(j,k) = COLDS(j,'TIN');
TH.L(i,k) = HOTS(i,'TIN');
TC.L(j,k) = COLDS(j,'TIN');
dt.L(i,j,k)= HOTS(i,'TIN')-COLDS(j,'TIN');
dt.L(i,j,k+1)= HOTS(i,'TIN')-COLDS(j,'TIN');
dthu.L(iu,j)=HUTIL(iu,'TOUT')-COLDS(j,'TIN');
dteu.L(i,ju)=HOTS(i,'TIN')-CUTIL(ju,'TOUT');

```

```

dt.UP(i,j,k)= HOTS(i,'TIN')-COLDS(j,'TIN');
dt.UP(i,j,k+1)= HOTS(i,'TIN')-COLDS(j,'TIN');
dthu.UP(iu,j)=HUTIL(iu,'TOUT')-COLDS(j,'TIN');
dteu.UP(i,j,ju)=HOTS(i,'TIN')-CUTIL(ju,'TOUT');
q.L(i,j,k)$STAGE(k) = Min(AVHOT(i),AVCOLD(j));
q.UP(i,j,k)$STAGE(k) = Min(AVHOT(i),AVCOLD(j));
qcu.L (i,ju) = AVHOT(i);
qcu.UP (i,ju)= AVHOT(i);
qhu.L (iu,j)= min(HULIMIT, AVCOLD(j));
qhu.UP (iu,j)= AVCOLD(j);
*****

option minlp = AlphaECP;
*****

OPTION ITERLIM = 5000;
OPTION DOMLIM = 10;
OPTION limrow = 4;
option sysout=on;
SOLVE AUTIL USING MINLP MINIMIZING TAC;
DISPLAY TAC.L ;
AREA(i,j,k)$STAGE(k) =
q.L(i,j,k)*(1/HOTS(i,'H')+1/COLDS(j,'H'))/( (2./3.)*
(dt.L(i,j,k)*dt.L(i,j,k+1))**(0.5) +
(dt.L(i,j,k) + dt.L(i,j,k+1))/6 + 1E-6 );
AREAH(iu,j) =
qhu.L(iu,j)*(1/COLDS(j,'H')+1/HUTIL(iu,'H'))/( (2./3.)*
((HUTIL(iu,'TIN')-COLDS(j,'TOUT'))*dthu.L(iu,j))**(0.5) +
(HUTIL(iu,'TIN')-COLDS(j,'TOUT')+dthu.L(iu,j))/6+1E-6 );
AREAC(i,ju) =
qcu.L(i,ju)*(1/HOTS(i,'H')+1/CUTIL(ju,'H'))/( (2./3.)*
((HOTS(i,'TOUT')-CUTIL(ju,'TIN'))*dteu.L(i,ju))**(0.5)+
(HOTS(i,'TOUT')-CUTIL(ju,'TIN')+dteu.L(i,ju))/6 + 1E-6 );
DISPLAY AREA, AREAH, AREAC;

```