UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE
ESCOLA DE QUÍMICA E ALIMENTOS
ENGENHARIA AGROINDUSTRIAL

MODELO DE PROGRAMAÇÃO MATEMÁTICA PARA A INSERÇÃO DE ASPECTOS OPERACIONAIS NA INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA DE PROCESSOS

Vinicius Eduardo Gallego

2018

MODELO DE PROGRAMAÇÃO MATEMÁTICA PARA A INSERÇÃO DE ASPECTOS OPERACIONAIS NA INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA DE PROCESSOS

Vinicius Eduardo Gallego

Projeto de Conclusão de Curso apresentado à Universidade Federal do Rio Grande, como parte dos requisitos necessários à graduação em Engenharia Agroindustrial Agroquímica.

Orientador: Prof. Dr. Marcelo Escobar Aragão
Co-orientadora: Profa. Dra. Juliana da Silveira Espindola

Santo Antônio da Patrulha, RS

2018

RESUMO

Um dos grandes desafios para as indústrias no cenário atual é a melhoria na aplicação da integração energética de processos, com este propósito, técnicas de otimização têm sido amplamente utilizadas. Desta forma, este trabalho se baseia em considerar aspectos operacionais na integração energética de processos, através do desenvolvimento de um modelo de programação matemática, capaz de sintetizar uma rede de trocadores de calor, economicamente viável, capaz de operar com múltiplas utilidades e em diferentes cenários de operação (flexível). A metodologia *Pinch* foi utilizada para determinar o consumo mínimo de utilidades quentes e frias do processo. Já a síntese da rede de trocadores de calor foi realizada utilizando o modelo de programação matemática denominado *Synheat* (Yee e Grossmann, 1990) a partir do qual foram desenvolvidos dois modelos matemáticos: o modelo M1, utilizado para a inserção de múltiplas utilidades quentes e frias no projeto; e o modelo M2, extensão do modelo M1, utilizado para incorporar múltiplos cenários de operação. A função objetivo de ambos os modelos buscava a minimização do Custo Total Anual (TAC), inerente aos custos operacionais e de investimento. Os modelos desenvolvidos foram avaliados através de três estudos de caso provenientes da literatura. Pode-se verificar que, de maneira geral, o modelo M1, por considerar múltiplas utilidades, levou a redes mais econômicas que modelo original (M0), uma vez que promove uma maior oportunidade de redução de custos operacionais e de investimento. Para os mesmos dados de projeto, os estudos de caso 1, 2 e 3 apresentaram uma redução do TAC de 0,43; 2,05 e 28,40% respectivamente. O modelo M2 apresenta uma dimensionalidade maior que o modelo M1 (mono-cenário), de forma que as redes obtidas apresentaram um aumento no TAC de 9,7 e 17,5% para os estudos de caso 1 e 2, respectivamente. Cabe salientar que este é um resultado esperado, já que as redes obtidas com o modelo M2 são capazes de operar em mais cenários de operação, ou seja, conferem um aumento de flexibilidade no projeto. Os resultados obtidos indicam que, através dos modelos desenvolvidos, foi possível incorporar aspectos operacionais a integração energética, de modo a tornar o projeto de rede de trocadores de calor mais próximo de sua aplicação em um processo industrial real.

Palavras-chave: Integração Energética, Rede de Trocadores de Calor, modelo *Synheat*, múltiplas utilidades, múltiplos cenários.

ABSTRACT

Currently, one of the major challenge for industries in the current scenario is the improved application of energy integration processes, for this purpose, optimization techniques have been widely used, so, this work consists of taking into account operating considerations in heat integration of industrial processes trough the development of a mathematical programming model able to synthesize an economical heat exchanger network with multiple utilities and capable of operating in different scenarios. The *Pinch* methodology was used to determine the minimum hot and cold utility consumption to the process. The synthesis of the heat exchanger network was addressed using the mathematical programming model called Synheat (Yee and Grossamn, 1990), from which two models were developed: the model M1 considering multiple hot and cold process utilities; the model M2, a model M1 extension, incorporating multiple operating conditions (scenarios). The objective function of both was the Total Annual Cost (TAC), inherent to the operating and investments costs. The models developed were evaluated through three case studies from the literature. It can be verified that, in general, the M1 model, considering multiple utilities, has led to networks that are more economical than the original model (M0), since it promotes a greater opportunity to reduce operational and investment costs. For the same design data, the case studies 1, 2, and 3 presented a TAC reduction of 0.43%, 2.05%, and 28.4% respectively. The M2 model presented a higher dimensionality than the M1 model (mono-scenario), so that the obtained networks presented a TAC increase of 9.7 and 17.5% for case studies 1 and 2, respectively. It is important to note that this is an expected result, since the networks obtained with the M2 model are able to operate in more operating scenarios, that is, they give an increase of flexibility in the design. The results indicate that, through the models developed, it was possible to incorporate operational aspects to the energy integration, in order to make the network design of heat exchangers closer to its application in a real industrial process.

Keywords: Energy Integration, Heat Exchanger Network, *Synheat* model, multiple utilities, multiple scenarios.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Relação entre custo total anual em função do ΔT_{min} para síntese de redes de trocadores de calor. 16

Figura 2. Esquema de um diagrama de intervalo de temperatura 17

Figura 3. Exemplo de Curva Composta 18

Figura 4. Panorama histórico das principais abordagens para síntese de redes. 20

Figura 5. Exemplo de uma superestrutura de dois estágios para duas correntes quentes e duas frias, uma utilidade quente e uma utilidade fria. 21

Figura 6. Exemplo de uma superestrutura de dois estágios, para duas correntes quentes e duas correntes frias, com duas utilidades quentes e duas utilidades frias. 27

Figura 7. Rede de trocadores de calor para o estudo de caso 1 utilizando o Modelo M1. 34

Figura 8. Rede de trocadores de calor para o estudo de caso 2 utilizando o Modelo M1. 36

Figura 9. Rede de trocadores de calor para o estudo de caso 3 com o Modelo M1 37

Figura 10. Rede de trocadores de calor para o estudo de caso 1 utilizando o Modelo M2. 40

Figura 11. Rede de trocadores de calor para o estudo de caso 2 utilizando o Modelo M2. 41

LISTA DE TABELAS

Tabela 1. Dados do estudo de caso 1 – Gundersen (2000). 30

Tabela 2. Dados do estudo de caso 2 – Hong. et al (2017). 30

Tabela 3. Dados do estudo de caso 3 – Meneguzzo (2011). 31

Tabela 4. Dados obtidos para o Estudo de Caso 1 através do Modelo M1 para diferentes valores de $\Delta T_{min.}$ 32

Tabela 5. Comparativo entre os resultados obtidos por Escobar (2011) e o Modelo M1 para um ΔTmin de 10ºC. 33

Tabela 6. Dados obtidos para o Estudo de Caso 2 através do Modelo M1 para diferentes valores de ΔT_{min}. 34

Tabela 7. Comparativo entre os Modelos M1, Modelo M0 e o modelo matemático obtido por Hong et. Al. (2017) para o estudo de caso 2. 35

Tabela 8. Comparativo entre os Modelos M1, Modelo M0 e Meneguzzo (2011) para o estudo de caso 3. 37

Tabela 9. Cenários utilizados para os estudos de caso. 38

Tabela 10. Comparativo entre os 3 modelos matemáticos para o estudo de caso 1. 39

Tabela 11. Comparativo entre os 3 modelos matemáticos para o estudo de caso 2. 41

LISTA DE SÍMBOLOS

A_{ij}	[m²]	Área do trocador de calor entre as correntes i e j
α	[$/m²]	Coeficiente de custo para um trocador
α_{ij}	[$/m²]	Coeficiente de custo para o trocador entre correntes i e j
α_{cui}	[$/m²]	Coeficiente de custo para o trocador entre a utilidade fria e a corrente i
A_{hui}	[$/m²]	Coeficiente de custo para o trocador entre a utilidade quente e a corrente j
β	-	Coeficiente exponencial de custo para um trocador
c_f	[$]	Custo fixo para um trocador
cf_{ijk}	[$]	Custo fixo para o trocador entre as correntes i e j no estágio k
$cf_{cuj'}$	[$]	Custo fixo para um trocador com utilidade fria
$cf_{hui'}$	[$]	Custo fixo para um trocador com utilidade quente
$c_{cuij'}$	[$/kW.ano]	Custo da utilidade fria
$c_{huji'}$	[$/kW.ano]	Custo da utilidade quente
C_j	-	Corrente fria j
Cp	[kW]	Capacidade calorifica da substância
dt_{ijk}^{p}	[^{0}C]	Variação de temperatura no termina entre as correntes i e j no estágio k no cenário p
$dt_{cuij'}^{p}$	[^{0}C]	Variação de temperatura no terminal entre a corrente i e a utilidade fria j' no cenário p
$dt_{huji'}^{p}$	[^{0}C]	Variação de temperatura no terminal entre a corrente j e a utilidade quente i' no cenário p
ΔT_{min}	[^{0}C]	Diferença mínima de temperatura
F_i^p	[kW/K]	Capacidade calorífica da corrente quente i no cenário p
F_i^p	[kW/K]	Capacidade calorífica da corrente fria j no cenário p
H_i	-	Corrente quente i
h_i	[kW/m².K]	Coeficiente de troca de calor da corrente quente i
h_j	[kW/m².K]	Coeficiente de troca de calor da corrente fria j
h_i'	[kW/m².K]	Coeficiente de troca de calor da utilidade quente i'
$h_{j'}$	[kW/m².K]	Coeficiente de troca de calor da utilidade fria j'

Λ_{ij}	[kW]	Limite superior de carga térmica
$LMTD_{ijk}^{p}$	[^{0}C]	Temperatura média logarítmica entre as correntes i e j no estágio k no cenário p
$LMTD_{cuij'}^{p}$	[^{0}C]	Temperatura média logarítmica entre as correntes i e a utilidade fria j' no cenário p
$LMTD_{huji'}^{p}$	[^{0}C]	Temperatura média logarítmica entre as correntes j e a utilidade quente i' no cenário p
$\dot{m}$	[kg/h]	Vazão mássica da corrente
n_z	-	Número total de trocadores
N_T	-	Número total de estágios
N_c	-	Número total de correntes frias
N_h	-	Número total de correntes quentes
N_P	-	Número de cenários
Ω	-	Conjunto de restrições lineares
q_{ijk}^{p}	[kW]	Calor trocado pelas correntes i e j no estágio k no cenário p
$q_{cuij'}^{p}$	[kW]	Calor trocado pela utilidade fria j' com a corrente i no cenário p
$q_{huji'}^{p}$	[kW]	Calor trocado pela utilidade quente i' com a corrente j no cenário p
Q	[kW]	Carga térmica
Q_{cu}^{min}	[kW]	Consumo mínimo de utilidade fria
Q_{hu}^{min}	[kW]	Consumo mínimo de utilidade quente
T	[^{0}C]	Temperatura
t_{ik}^{p}	[^{0}C]	Temperatura da corrente quente i no estágio k no cenário p
t_{jk}^{p}	[^{0}C]	Temperatura da corrente fria j no estágio k no cenário p
T_{in}	[°C]	Temperatura de entrada da corrente
T_{out}	[°C]	Temperatura de saída da corrente
T_{CU}^{in}	[^{0}C]	Temperatura de entrada da utilidade fria
T_{HU}^{in}	[^{0}C]	Temperatura de entrada da utilidade quente
T_{CU}^{out}	[°C]	Temperatura de saída da utilidade fria
T_{HU}^{out}	[^{0}C]	Temperatura de saída da utilidade quente
$T_{i}^{in,p}$	[^{0}C]	Temperatura de entrada da corrente quente i no cenário p

$T_j^{in,p}$	[^{0}C]	Temperatura de entrada da corrente fria j no cenário p
T_i^{out}	[°C]	Temperatura de saída da corrente quente i
T_j^{out}	[^{0}C]	Temperatura de saída da corrente fria j
Γij	[^{0}C]	Limite superior para a diferença de temperatura
$U_{cuij'}$	[kW/m².K]	Coeficiente global de troca térmica entre a corrente quente i e a utilidade fria j' no estágio k
$U_{huji'}$	[kW/m².K]	Coeficiente global de troca térmica entre a corrente fria j e a utilidade quente i' no estágio k
U_{ij}	[kW/m².K]	Coeficiente global de troca térmica entre as correntes i e j
U_{ijk}	[kW/m².K]	Coeficiente global de troca térmica entre as correntes i e j no estágio k
x	-	Variáveis de estado
z_{ijk}	-	Existência do trocador entre as correntes i e j no estágio k
$z_{cuij'}$	-	Existência do trocador entre a corrente quente i e a utilidade fria j'
$z_{huji'}$	-	Existência do trocador entre a corrente fria j e a utilidade quente i'

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO 11
2. OBJETIVOS 13
2.1 Objetivo Geral 13
2.2 Objetivos Específicos 13
3. REFERENCIAL TEÓRICO 14
3.1 Definição de integração de processos 14
3.2 Integração Energética 14
3.2.1 Panorama histórico e principais conceitos da Metodologia *Pinch* 15
3.2.1.1 Diagrama de Intervalo de Temperatura e Curva Composta 15
3.3 Programação matemática 18
3.3.1 Método Sequencial 19
3.3.2 Método Simultâneo 19
3.3.2.1 Método *Synheat* 20
4. METODOLOGIA 23
4.1 Metodologia *Pinch* – Consumo Mínimo de Utilidades 23
4.2 Método Synheat 23
4.3 Extensão 1: Múltiplas utilidades 26
4.3.1 Formulação do Modelo M1 26
4.4 Extensão 2: Múltiplos cenários 27
4.4.2 Formulação do Modelo M2 28
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO 30
5.1 Modelo M1 31
5.1.1 Estudo de Caso 1 32
5.1.2 Estudo de Caso 2 34
5.1.3 Estudo de Caso 3 36
5.2 Modelo M2 38
5.2.1 Estudo de Caso 1 39
5.2.2 – Estudo de Caso 2 40
6. CONSIDERAÇÕES FINAIS 42
6.1 Resultados Obtidos 42
6.2 Sugestões para Trabalhos Futuros 42
REFERÊNCIAS 43

1. INTRODUÇÃO

A busca pela redução dos custos de operação é um objetivo geral das empresas estudado desde o começo da industrialização. Com a crise industrial do petróleo na década de 70, surgiu uma maior necessidade, por parte das empresas, de encontrar novas fontes de energia, ou ainda, metodologias para a redução do consumo energético (ASSUNÇÃO, 1997).

Diante deste contexto surgiram várias metodologias capazes de auxiliar neste objetivo, dentre estas, destaca-se a integração de processos, que consiste em possíveis melhorias realizadas para o sistema do processo de forma a maximizar o uso eficiente de energia, água e matérias-primas. Por constituir uma parcela significativa dos custos de operação, a energia utilizada nos processos industriais passou então a ter um propósito de estudo através da integração energética.

A integração energética de processos consiste na síntese e análise do processo industrial, de forma a reaproveitar a energia proveniente de uma etapa em outra, aumentando assim a eficiência térmica do processo. Esta técnica foi desenvolvida para auxiliar na redução dos custos de operação, que estão relacionados diretamente com a escala de produção e com o consumo de energia, além de contribuir com o aumento na lucratividade da empresa e na redução de impactos ambientais.

Entretanto, um dos grandes desafios para as indústrias no cenário atual é a melhoria na aplicação da integração energética de processos. Isto se deve, em grande parte, à complexidade envolvida na análise¸ relacionada com o grande número de combinações geradas pelo problema. Além das incertezas existentes, por exemplo, nas condições de temperatura, propriedades físicas e vazão das correntes de processo (HIGA E LUIZ, 2010).

Os projetos de integração se tornam mais próximos da realidade da indústria quando conseguem incorporar aspectos operacionais na geração de soluções para o problema. Porém, para fins de análise, as metodologias de integração normalmente utilizam-se de simplificações para facilitar sua resolução, e, devido às restrições causadas por essas simplificações, o projeto teórico muitas vezes se distancia do contexto real de aplicação industrial.

Uma forma de abordar os aspectos operacionais na integração energética é através da identificação e análise de incertezas nas variáveis operacionais do processo, de forma que as incertezas inerentes às correntes de processos sejam consideradas ainda na etapa de projeto. Essa análise permite conferir robustez ao projeto para condições de operação fora da nominal, garantindo também uma margem segura de operação.

Um outro aspecto importante a ser considerado é a avaliação de todas as utilidades disponíveis na instalação industrial, de modo a incorporar na análise do problema a

possibilidade do uso de múltiplas utilidades. Essas utilidades encontram-se em diferentes níveis de temperatura, como exemplo, vapores em diversos níveis de pressão, água de resfriamento e fluidos de refrigeração (HIGA E BANNWART, 2005). A escolha da utilidade implica em custos inerentes ao seu uso, e afetam diretamente o custo de investimento no equipamento utilizado para a troca térmica. Portanto, a escolha adequada do tipo de utilidade se torna uma etapa essencial para a redução dos custos de operação e de investimento (PIRES, 2003).

Nesse contexto, o presente trabalho tem por objetivo principal adaptar um modelo matemático, que seja capaz de gerar uma rede de trocadores de calor viável para operar com múltiplas utilidades e em diferentes cenários de operação, através da incorporação de aspectos operacionais na realização da integração energética. Os objetivos gerais e específicos buscados por este trabalho estão descritos na seção 2.

A seção 3 é dedicada a explicar os conceitos básicos utilizados na integração energética de processos. Na seção 4 serão apresentados os procedimentos utilizados no desenvolvimento do trabalho, bem como as metodologias e modelos matemáticos escolhidos para a realização do mesmo. A seção 5 está destinada aos estudos de caso bem como os resultados obtidos. Por fim, a seção 6 apresenta as conclusões e sugestões para trabalhos futuros.

2. OBJETIVOS

2.1 Objetivo Geral

Desenvolver, avaliar e validar modelos de programação matemática que sejam capazes de sintetizar uma rede de trocadores de calor economicamente viável, com múltiplas utilidades e capaz de operar em diferentes cenários de operação.

2.2 Objetivos Específicos

- Adaptar e estender a estrutura e as equações de um modelo matemático considerado como base para o desenvolvimento (*Synheat*).
- Incorporar aspectos operacionais, através da inserção de múltiplas utilidades (Modelo M1) e múltiplos cenários (Modelo M2) no projeto da rede de trocadores de calor, para tornar o modelo mais próximo de sua aplicação em um processo industrial real.
- Realizar a integração energética, considerando como referência, o mínimo consumo de utilidades quentes e frias obtidos via metodologia *Pinch*;
- Avaliar e validar os modelos desenvolvidos através de sua aplicação em diferentes estudos de caso provenientes da literatura, comparando a qualidade da solução obtida e as características estruturais dos modelos;

3. REFERENCIAL TEÓRICO

Nesta seção serão abordados alguns dos principais conceitos utilizados na integração de processos, mais especificamente na integração energética de processos, e as ferramentas mais comumente aplicadas na resolução de problemas de integração.

3.1 Definição de integração de processos

De acordo com a Agência Internacional de Energia (*International Energy Agency* - IEA), a integração de processos foi definida como "métodos gerais e sistemáticos para o projeto de sistemas de produção integrados, que vão desde processos individuais até processos industriais complexos, com ênfase especial no uso eficiente de energia e na redução do seu impacto ambiental" (GUNDERSEN, 2000).

A integração de processos pode ser descrita pelo uso de três ferramentas principais: regras heurísticas, que se baseiam no conhecimento sobre o projeto e a economia, em conceitos da termodinâmica e utilização de técnicas de otimização (GUNDERSEN, 2000).

De acordo com Ensinas (2008), as principais áreas de aplicação da integração de processos se dividem em:

- Planejamento da operação de processos;
- Aumento da eficiência no uso de matéria prima e na produtividade;
- Integração entre o processo e o sistema de utilidades;
- Integração entre complexos industriais;
- Minimização da geração de efluentes;
- Minimização do consumo de água;
- Minimização da geração de resíduos e emissões.

Nesse contexto, a integração energética está muito associada ao aumento de eficiência processo, que resulta do aproveitamento mais eficiente da energia contida em correntes de processo, além da minimização do consumo de utilidades, insumos e geração de efluentes.

3.2 Integração Energética

Coelho (2014), definiu a integração energética como "uma metodologia sistemática que fornece compreensão fundamental da utilização da energia dentro de um processo, e emprega essa compreensão na identificação de metas de consumo e otimização da recuperação de energia e sistemas de utilidades". De um modo geral, a integração energética proporciona o

mínimo consumo de utilidades ao processo, o número mínimo de trocadores de calor e a menor área global de troca térmica.

Afim de entender como é possível realizar a síntese da rede de trocadores de calor alguns conceitos devem ser definidos. Para resolver problemas de integração energética, as correntes de processo, que precisam ser aquecidas ou resfriadas sem que haja mudança de composição, são caracterizadas em função da diferença de temperatura entre a saída e entrada na rede, de modo que as correntes que precisam ser aquecidas são denominadas correntes frias, enquanto que as que precisam ser resfriadas são denominadas correntes quentes.

Dessa forma, correntes quentes podem ser usadas para aquecer correntes frias e economizar energia em plantas industriais. Deve-se salientar que isto só é possível através da integração energética, de forma que as correntes deixam de permutar calor apenas com as utilidades externas, que geram custos para o processo, e passam a trocar calor entre si. Porém, quando a troca de calor entre duas correntes de processo não é viável, por razões técnicas ou econômicas, correntes de utilidades precisam ser utilizadas.

Inicialmente a integração energética necessitava de grande experiência por parte do projetista e era realizada de maneira não-sistemática. Este contexto sofreu uma modificação na década de 80, quando foi proposta então a metodologia *Pinch*, na qual o projetista contava com uma metodologia heurística para lhe auxiliar na síntese da rede de trocadores de calor (LINHOFF et al., 1982). Atualmente, dentre as técnicas mais importantes utilizadas na síntese de rede de trocadores de calor, destacam-se a metodologia *Pinch* e a programação matemática.

3.2.1 Panorama histórico e principais conceitos da Metodologia *Pinch*

O conceito de metodologia *Pinch* foi introduzido através de trabalhos de Hohmann (1971) e Linhoff e Flower (1978) como uma ferramenta para o projeto da síntese da rede de trocadores de calor. Porém, somente na década de 80, é que a técnica foi utilizada pela primeira vez em uma aplicação industrial como citado em trabalhos de Linhoff et. al. (1982) e Linhoff e Hindsmarsh (1983).

A metodologia *Pinch* (ou do ponto de estrangulamento) se utiliza da primeira e segunda lei da termodinâmica, de forma indireta, para realizar os balanços de energia no processo (HIGA e BANNWART, 2005).

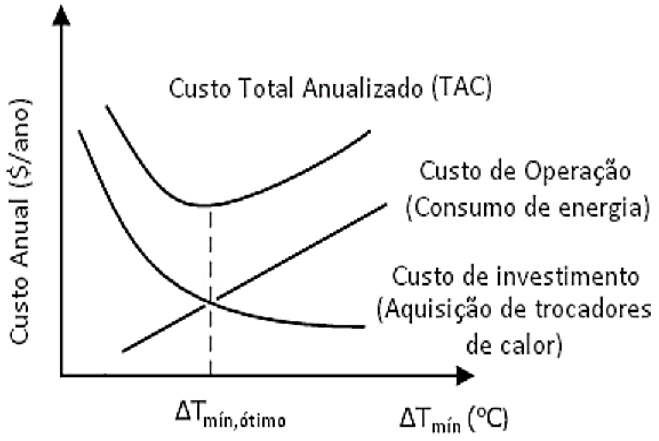
3.2.1.1 Diagrama de Intervalo de Temperatura e Curva Composta

Um dos parâmetros importantes da metodologia *Pinch* está na escolha da mínima diferença de temperatura admitida entre uma corrente quente e uma corrente fria (ΔT_{min}) nos

terminais dos trocadores de calor. A escolha do ΔT_{min} depende das características do processo, da relação do custo de investimento e de operação e do conhecimento do projetista (BENINCA, 2008).

De maneira geral, quanto menor for o ΔT_{min} maior a capacidade de troca térmica e maior o aproveitamento energético do processo. Porém, as dimensões dos equipamentos se tornam relativamente maiores devido à redução da força motriz, diminuindo assim os custos operacionais, mas aumentando o custo de investimento (TURTON et al., 2009). A Figura 1 apresenta a relação dos custos com o ΔT_{min}.

Figura 1. Relação entre custo total anual em função do ΔT_{min} para síntese de redes de trocadores de calor.

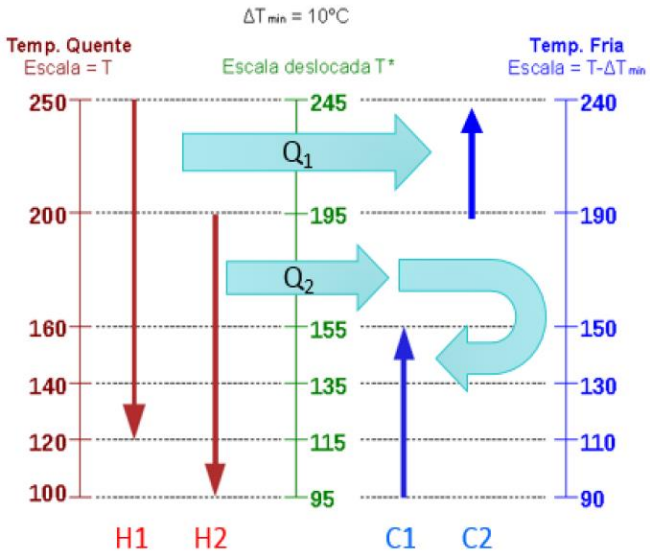


FONTE: Escobar, 2011.

Uma escolha adequada do ΔT_{min} é aquela que estabelece uma boa relação entre os custos operacionais e de investimento do projeto. Na prática, os projetos são realizados para diferentes valores dentro de uma faixa de análise e o valor do ΔT_{min} é escolhido como aquele que resulta no menor custo total.

Uma forma mais acessível de se determinar o consumo energético do processo é através do Diagrama de Intervalo de Temperatura (Temperatura *versus* Entalpia), onde as correntes aparecem de forma individual como setas que se estendem no eixo vertical, de sua temperatura inicial a sua temperatura final, no qual é possível observar graficamente a quantidade de calor que é transferida entre as correntes dentro de um mesmo intervalo de temperatura ou para correntes em um intervalo imediatamente inferior. A Figura 2 representa de forma esquemática um sistema composto por quatro correntes, duas correntes quentes (H1 e H2) e duas correntes frias (C1 e C2). Também é possível observar que o calor transferido (Q1) da corrente quente (H1) para a corrente fria (C2) para um mesmo intervalo de temperatura (FAGUNDES, 2016).

Figura 2. Esquema de um diagrama de intervalo de temperatura



FONTE: Fagundes, 2016.

Com o diagrama de intervalo de temperatura é possível construir o gráfico das curvas compostas, que representa em um único gráfico, um balanço global de energia de todo o processo. O processo passa a ser analisado por intervalos de temperatura, e não mais por correntes de processo. A identificação dos níveis de temperatura e sua respectiva variação energética podem ser graficados de forma que são construídas duas curvas compostas, uma para as correntes quentes e uma outra para as correntes frias.

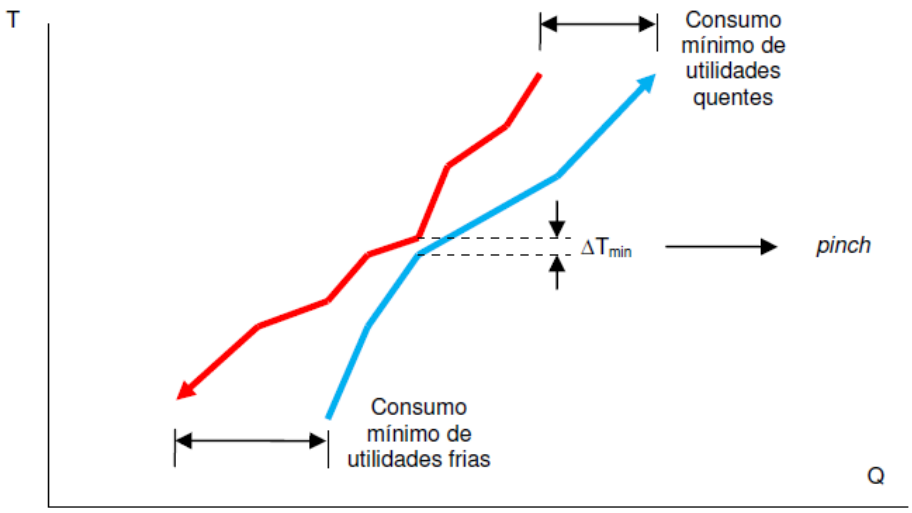
A Figura 3 representa qualitativamente uma Curva Composta, onde a curva composta das correntes quentes é indicada em vermelho e a curva composta das correntes frias é indicada em azul. A região onde as curvas se sobrepõem verticalmente representa a máxima recuperação de calor entre as correntes de processo. A região sem sobreposição vertical, à esquerda da curva composta fria, representa a quantidade mínima de utilidade fria requerida e a região sem sobreposição vertical, à direita da curva composta quente, representa a quantidade mínima de utilidade quente requerida pelo processo.

As curvas podem transladar de forma livre horizontalmente, variando o ΔT_{min}. No entanto, para que o calor possa ser transferido das correntes quentes para as correntes frias, nenhum ponto da curva composta fria pode estar verticalmente acima da curva composta fria, garantindo assim a existência de uma força motriz para a troca térmica.

A metodologia *Pinch* permite assim identificar, para um dado valor de ΔT_{min}, o potencial máximo de integração energética e o mínimo consumo de energia proveniente de fontes

externas, ou seja, utilidades quentes e frias disponíveis. O ponto do *Pinch* identifica o gargalo do processo em termos de potencial de recuperação de calor (SANTANA, 2012).

Figura 3. Exemplo de Curva Composta



FONTE: Beninca, 2008.

Apesar da eficiência da metodologia *Pinch* para análise e diagnóstico da possiblidade de integração energética para um processo em estudo, ela ainda possui algumas limitações quanto ao seu uso. Dentre elas, pode-se citar o fato de que a síntese da rede segue uma metodologia heurística e dispendiosa que requer bastante conhecimento do projetista. Usualmente a rede de trocadores de calor obtida com essa metodologia é uma solução viável, mas não necessariamente a solução ótima (com custo mínimo).

Outro fato é que a metodologia não é muito indicada para solução de problemas com muitas correntes devido à natureza combinatória da análise. Sendo assim, ferramentas de programação matemática são utilizadas com o intuito de aproximar a síntese da rede da solução ótima (MENEGUZZO, 2011 e SANTANA, 2012).

3.3 Programação matemática

A programação matemática consiste na elaboração de modelos matemáticos complexos resolvidos usando métodos numéricos. As abordagens matemáticas para síntese de redes de trocadores de calor utilizam métodos como Programação Linear, Programação Não Linear, Programação Linear Mista Inteira (*Mixed Integer Linear Programming* - MILP) e Programação Não Linear Mista Inteira (*Mixed Integer Non Linear Programming* - MINLP) (BRIONES E KOKOSSIS, 1999). Os métodos de otimização não dependem de regras heurísticas (SANTANA, 2012).

Conforme Biegler et al (1997), em geral, problemas de síntese de redes de trocadores de calor são formulados como problema de otimização utilizando MINLP. Deste modo, a programação matemática é mais precisa e mais objetiva que a metodologia *Pinch*, mas é também mais difícil de ser aplicada.

Os métodos de resolução do problema matemático de síntese de redes de trocadores de calor via programação matemática são subdivididos em métodos determinísticos e não determinísticos. Os não determinísticos, foram criados para superar as dificuldades numéricas de obtenção do ótimo global, mas não são muito empregados em Integração Energética devido ao elevado esforço computacional. Os métodos determinísticos que utilizam programação matemática, podem ser divididos em Sequenciais e Simultâneos (SANTANA, 2012).

3.3.1 Método Sequencial

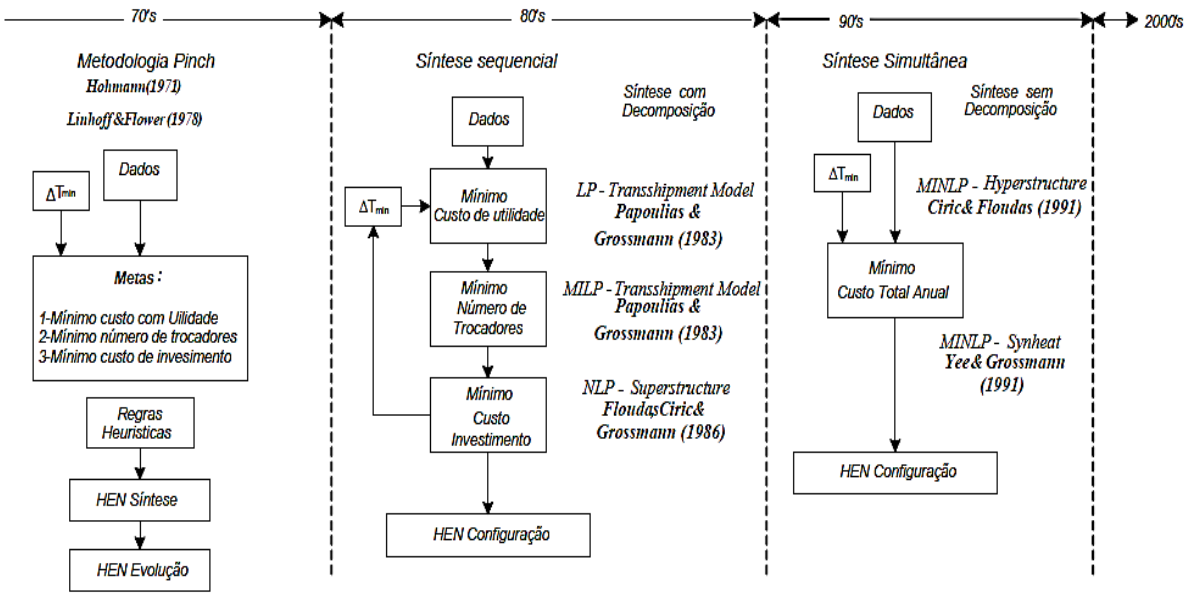
Métodos de síntese sequencial usam a estratégia de dividir o problema da síntese de rede de trocadores de calor em subproblemas a fim de reduzir os requisitos computacionais para obter um projeto de rede (FURMAN E SAHINIDIS, 2002). Neste modelo, o consumo mínimo de utilidades, o número mínimo de trocadores de calor e o mínimo custo são obtidos sequencialmente através da solução de problemas de otimização (OLIVA et al, 2011).

3.3.2 Método Simultâneo

Os métodos simultâneos surgiram como uma tentativa de tratar o problema da síntese de redes de trocadores de calor como uma tarefa única, sem a decomposição do problema em subproblemas mais simples. Métodos de síntese simultâneos consistem em formulações MINLP que consideram o número mínimo de trocadores de calor, consumo mínimo de utilidades, cargas térmicas, cálculo de área e topologia da rede buscando o mínimo custo total. O método *Synheat*, que foi utilizado neste trabalho, se enquadra como método simultâneo.

Alguns grupos de pesquisa têm investido esforços no desenvolvimento e expansão do método *Synheat.* Os trabalhos de Linnhoff, Floudas, Grossmann, Morari, Yee, Ciric, Saboo, Mathisen, Asante, Smith, Aguilera e Marcheti tratam de melhorias no modelo, sendo que estes foram estendidos, melhorados ou usados para casos práticos por outros pesquisadores (MORAR E AGACHI, 2010). A Figura 4 ilustra um panorama histórico das principais abordagens utilizadas para a síntese de redes.

Figura 4. Panorama histórico das principais abordagens para síntese de redes.



FONTE: Fagundes, 2016.

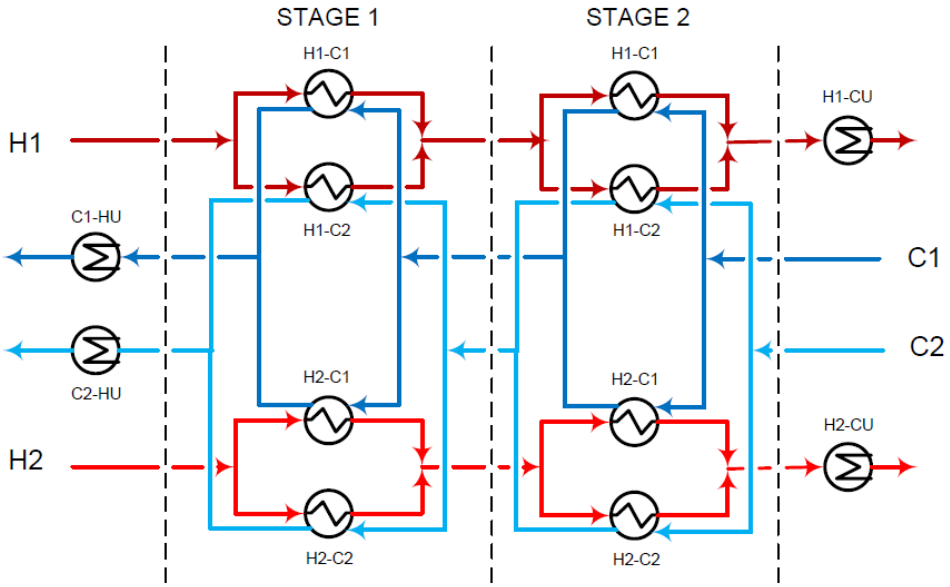
3.3.2.1 Método *Synheat*

O método *Synheat* (Yee e Grossmann, 1990) é baseado em uma superestrutura, onde, a ideia principal consiste em enumerar explicitamente todas as possíveis trocas entre as correntes quentes e frias, através de múltiplos estágios de troca térmica. O modelo matemático consiste basicamente em balanços materiais e de energia, além das equações de projeto dos trocadores para determinação da área.

Algumas hipóteses simplificadoras são utilizadas para a obtenção de um modelo matemático mais simples, no qual todas as restrições matemáticas do modelo são lineares. A vantagem deste modelo é que a dimensionalidade do modelo MINLP é reduzida, e que o conjunto de restrições que definem a região viável é linear. As não-linearidades no modelo estão todas na função objetivo e se devem às variáveis relativas ao custo da área dos trocadores de calor.

Uma representação esquemática da superestrutura pode ser observada na Figura 5, na qual é apresentada uma superestrutura de dois estágios para duas correntes quentes e duas correntes frias. Para um caso real, o número total de estágios (N_T) de uma rede normalmente é determinado pelo maior valor de NH ou NC, onde NH é o número de correntes quentes e NC é o número de correntes frias do processo.

Figura 5. Exemplo de uma superestrutura de dois estágios para duas correntes quentes e duas frias, uma utilidade quente e uma utilidade fria.



FONTE: Escobar, 2011.

Através do consumo mínimo de utilidades apresentado na Curva Composta, a metodologia Pinch irá proporcionar as metas de consumo mínimo para o projeto. Com isso, o modelo matemático irá contribuir para determinar o consumo de cada utilidade, de forma a maximizar o uso dos utilitários com menores custos.

Alguns autores já propuseram mudanças neste modelo matemático para adequá-lo as condições de análise da rede de trocadores de calor prevendo múltiplos cenários de operação, tais como:

1. Aaltola, (2002) propôs a geração de uma rede flexível de trocadores de calor, com uma variação nas taxas e temperaturas das correntes. Foi utilizado uma formulação MINLP, baseada no método *Synheat*, simultânea de múltiplos períodos e algoritmos de busca, de forma que os custos totais e as áreas de troca térmica fossem otimizados. Os procedimentos propostos são explicados através de um exemplo que inclui variações que resultam em uma rede com divisões e desvios variáveis. Não se sabe ao certo para qual cenário a maior área vai ocorrer, dessa forma, ele considera uma área média. Esta estrutura resultou em uma rede de trocadores de calor que trabalha sob variações, sem perder metas de temperatura de fluxo, mantendo uma integração de energia economicamente ótima.

2. Chen e Hung, (2004) propuseram uma nova estratégia para a síntese de redes flexíveis de trocadores de calor, que envolvem incertezas especificadas nas temperaturas das correntes. Utilizaram uma formulação MINLP multiperiodo, baseada no método *Synheat*. Para conseguir

gerar redes flexíveis, eles associaram o multiperiodo proposto aos cortes feitos, para excluir as configurações de redes que não se enquadram na análise de flexibilidade. O problema deste método é que se faz necessário uma derivação teórica para assegurar que as iterações tragam resultados plausíveis.

3. Escobar (2011) propôs um procedimento computacional para a síntese de rede de trocadores de calor, com uma variação nas taxas e temperaturas das correntes que fossem flexíveis e controláveis. O projeto foi realizado considerando a otimização de multiperiodo em um problema do tipo MINLP, baseado no método *Synheat*. A síntese foi baseada em uma superestrutura capaz de minimizar simultaneamente o custo operacional e de investimento.

Desta forma é possível afirmar que o método *Synheat* é uma ferramenta apta para a síntese de rede de trocadores de calor, uma vez que este nos permite adequar o modelo e torná-lo mais próximo da realidade industrial através da inserção de balanços matemáticos nas equações do projeto.

4. METODOLOGIA

4.1 Metodologia *Pinch* – Consumo Mínimo de Utilidades

Primeiramente foram verificadas as principais operações responsáveis pelo consumo energético do processo. Em seguida, foram identificadas as propriedades das correntes, como o nível de temperatura de entrada (T_{in}) e saída (T_{out}), a vazão mássica ($\dot{m}$), a capacidade calorífica da substância (Cp) ou para o caso de misturas, a capacidade calorífica média (Cp_m). Também foi identificada a carga térmica de cada corrente (Q), obtida através da Equação 1.

$$Q = \dot{m}Cp(T_{out} - T_{in}) \qquad \text{Eq. (1)}$$

Desta forma, com os dados das cargas térmicas das correntes, foi construído o diagrama de intervalos de temperatura, com a finalidade de identificar as metas de consumo para cada intervalo. Desta forma, foi possível identificar as posições exatas onde há necessidade de acrescentar/retirar calor das correntes.

Em seguida, para construir as curvas compostas, foi necessário organizar as temperaturas das correntes quentes e frias em ordem crescente e calcular as taxas das cargas térmicas cumulativas para cada intervalo. Com este gráfico é possível observar o consumo mínimo de utilidades para um determinado ΔT_{min} (MENEGUZZO, 2011).

Vale ressaltar que o resultado obtido para o mínimo consumo de utilidades, a partir da metodologia *Pinch*, é utilizado apenas como restrição de desigualdade, limitando o máximo consumo energético usando o consumo mínimo como referência. Para os resultados obtidos no método *Synheat*, uma vez que este método não tem como objetivo direto a redução do consumo de utilidades, e sim o custo total anual. Portanto, a rede obtida pode apresentar um consumo maior que o mínimo, se a redução no investimento compensar o aumento no consumo ou mesmo o modelo convergir para um mínimo local.

4.2 Método Synheat

É baseado em uma superestrutura de múltiplos estágios, na qual se considera explicitamente todas as combinações possíveis de troca térmica entre as correntes quentes e frias do processo. Dessa forma, o problema é constituído por um grupo de correntes quentes ($i \in HP$), que devem ser resfriadas de suas temperaturas de entrada $\left(T_i^{in}\right)$ para suas temperaturas de saída (T_i^{out}); um grupo de correntes frias ($j \in CP$), que devem ser aquecidas de suas temperaturas de entrada $\left(T_j^{in}\right)$ para suas temperaturas de saída $\left(T_j^{out}\right)$; a capacidade calorífica das correntes quentes (F_i) e das frias $\left(F_j\right)$; as utilidades disponíveis, HU para

utilidades quentes com temperaturas de entrada (T_{HU}^{in}) e saída (T_{HU}^{out}), e CU para utilidades frias e suas temperaturas de entrada (T_{CU}^{in}) e de saída (T_{CU}^{out}). O modelo *Synheat* também considera a capacidade térmica das correntes constantes, o coeficiente de transferência de calor constante e trocadores de calor contracorrentes (MENEGUZZO, 2011).

A Equação 2 mostra o custo fixo (c_f) para os trocadores de calor, e os coeficientes α e β para calcular o custo dos trocadores em função de suas áreas.

$$\text{Custo} = c_f + \alpha A^{\beta} \qquad \text{Eq. (2)}$$

Onde A é a área de troca térmica do trocador (m²).

Para eliminar dificuldades numéricas, como possíveis divisões por zero as equações para a diferença de temperatura média logarítmica (*Log Mean Temperature Difference* – LMTD) foram substituídas pela aproximação de Chen (1987):

$$LMTD_{ijk} = \left[dt_{ijk} dt_{ijk+1} \frac{dt_{ijk} + dt_{ijk+1}}{2}\right]^{1/3}, i \in HP, j \in CP, k \in ST \qquad \text{Eq. (3)}$$

$$LMTD_{cui} = \left[dt_{cui}\left(T_i^{out} - T_{CU}^{in}\right) \frac{dt_{cui} + \left(T_i^{out} - T_{CU}^{in}\right)}{2}\right]^{1/3}, i \in HP \qquad \text{Eq. (4)}$$

$$LMTD_{huj} = \left[dt_{huj}\left(T_{HU}^{in} - T_j^{out}\right) \frac{dt_{huj} + \left(T_{HU}^{in} - T_j^{out}\right)}{2}\right]^{1/3}, j \in CP \qquad \text{Eq. (5)}$$

Para o coeficiente global de troca térmica dos trocadores de calor, se assumiu que a espessura da parede que separa os fluidos através do qual ocorre a transferência de calor é desprezível, e estimado pelas seguintes equações:

$$U_{ijk} = \frac{1}{\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_j}}, i \in HP,\ j \in CP, k \in ST \qquad \text{Eq. (6)}$$

$$U_{cuij'} = \frac{1}{\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_{j'}}},\ i \in HP,\ j' \in CU \qquad \text{Eq. (7)}$$

$$U_{huji'} = \frac{1}{\frac{1}{h_{i'}} + \frac{1}{h_j}},\ , j \in CP,\ i' \in HU \qquad \text{Eq. (8)}$$

Para que se tivessem apenas restrições lineares no modelo, as equações para *LMTD* e *U* foram substituídas na função objetivo (não-linear).

O modelo matemático completo do método *Synheat* original, denominado como M0, é descrito por:

$$\min_{x\in\Omega}\left\{\begin{array}{c}\sum_{i\epsilon HP} c_{cu}q_{cui} + \sum_{j\epsilon CP} c_{hu}q_{huj} + \\ \sum_{i\epsilon HP}\sum_{j\epsilon CP}\sum_{k\epsilon ST} cf_{ijk}z_{ijk} + \sum_{i\epsilon HP} cf_{cu}z_{cui} + \sum_{j\epsilon CP} cf_{hu}z_{huj} + \\ \sum_{i\epsilon HP}\sum_{j\epsilon CP}\sum_{k\epsilon ST} \alpha_{ij}\left(\frac{q_{ijk}}{U_{ij}LMTD_{ijk}}\right)^{\beta} + \sum_{i\epsilon HP}\alpha_{cui}\left(\frac{q_{cui}}{U_{cui}LMTD_{cui}}\right)^{\beta} + \sum_{j\epsilon CP}\alpha_{huj}\left(\frac{q_{huj}}{U_{huj}LMTD_{huj}}\right)^{\beta}\end{array}\right\}$$

$$x = \left\{\begin{array}{c} z_{ijk}, z_{cui}, z_{huj}; \\ t_{ik}, t_{jk}; \\ dt_{ijk}, dt_{cui}, dt_{huj}; \\ q_{ijk}, q_{cui}, q_{huj}; \\ \forall i \in HP, j \in CP, k \in ST \end{array}\right\}$$

$$\Omega = \left\{\begin{array}{c}
\left.\begin{array}{c}(T_i^{in} - T_i^{out})F_i = \sum_{\forall k\in ST}\sum_{\forall j\in CP} q_{ijk} + q_{cui} \\ (T_j^{out} - T_j^{in})F_j = \sum_{\forall k\in ST}\sum_{\forall j\in HP} q_{ijk} + q_{huj}\end{array}\right\} \begin{array}{c}Balanço\ de \\ energia\ global\end{array} \\
\left.\begin{array}{c}(t_{ik} - t_{i,k+1})F_i = \sum_{\forall j\in CP} q_{ijk} \\ (t_{jk} - t_{j,k+1})F_j = \sum_{\forall i\in HP} q_{ijk}\end{array}\right\} \begin{array}{c}Balanço\ de\ energia \\ para\ o\ estágio\end{array} \\
t_{i1} = T_i^{in}\ ,\ \ t_{j,N_T+1} = T_j^{in}\} \begin{array}{c}Temperaura \\ de\ entrada\end{array} \\
\left.\begin{array}{c}t_{ik} \geq t_{i,k+1}\ ,\ \ t_{jk} \geq t_{j,k+1} \\ T_i^{out} \leq t_{i,N_T+1}\ ,\ \ T_j^{out} \geq t_{j1}\end{array}\right\} \begin{array}{c}Restrições\ de \\ temperatura\end{array} \\
\left.\begin{array}{c}(t_{i,N_T+1} - T_i^{out})F_i = q_{cui} \\ (T_j^{out} - t_{j1})F_j = q_{huj}\end{array}\right\} Carga\ de\ utilidades \\
\left.\begin{array}{c}q_{ijk} - \Lambda_{ij}z_{ijk} \leq 0 \\ q_{cui} - \Lambda_i z_{cui} \leq 0 \\ q_{huj} - \Lambda_j z_{huj} \leq 0\end{array}\right\} \begin{array}{c}Restrições \\ lógicas\end{array} \\
\left.\begin{array}{c}dt_{ijk} \leq t_{ik} - t_{jk} + \Gamma_{ij}(1 - z_{ijk}) \\ dt_{ij,k+1} \leq t_{i,k+1} - t_{j,k+1} + \Gamma_{ij}(1 - z_{ijk}) \\ dt_{cui} \leq t_{i,N_T+1} - T_{cu}^{out} + \Gamma_i(1 - z_{cui}) \\ dt_{huj} \leq T_{hu}^{out} - t_{j1} + \Gamma_j(1 - z_{huj})\end{array}\right\} \begin{array}{c}Temperaturas \\ nos\ terminais\end{array} \\
dt_{ijk}, dt_{cui}, dt_{huj} \geq \Delta T_{min} \\
z_{ijk}, z_{cui}, z_{huj} \in \{0,1\} \\
q_{ijk}, q_{cui}, q_{huj} \geq 0 \\
\forall i \in HP, j \in CP, k \in ST
\end{array}\right\}$$

FONTE: Yee e Grossman, 1990.

Para a programação e otimização matemática, o modelo foi implementado em GAMS (*General Algebraic Modeling System* - GAMS 22.2). De um modo geral, o problema busca encontrar uma rede com um mínimo custo de operação e investimento (TAC - Custo Total Anualizado). Uma rede é proposta com um número de trocadores (n_t), de respectiva área (A_{ij}) e com menor consumo de utilidades quentes e frias (q_{cui} e q_{huj}).

4.3 Extensão 1: Múltiplas utilidades

A maioria dos métodos atuais para a síntese de redes de trocadores de calor assume que apenas um tipo de utilidade quente e um tipo de utilidade fria estão disponíveis, para fins de simplificação na metodologia. Muitas vezes, no entanto, várias utilidades quentes e frias estão disponíveis no processo (ORTEGA, GONZÁLEZ e GUTIÉRREZ, 2009).

Foi proposta uma extensão da superestrutura para considerar múltiplas possibilidades de troca térmica para diferentes tipos de utilidades. O método *Synheat* foi adaptado, novas equações de balanços e restrições foram incorporadas ao modelo, buscando por uma rede que minimizasse o TAC. A superestrutura foi modificada enumerando explicitamente todas as possíveis trocas com múltiplas utilidades. O modelo foi um MINLP que determina simultaneamente o número e tamanho dos trocadores, sua disposição e o uso de utilidades.

4.3.1 Formulação do Modelo M1

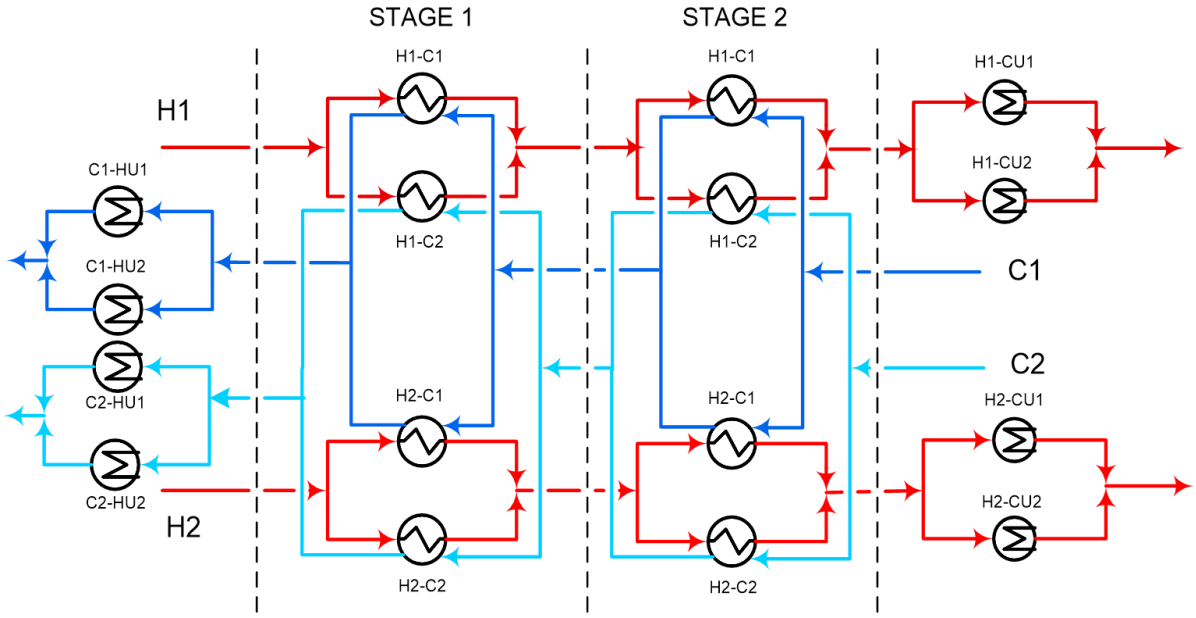
A estrutura do modelo é a mesma do *Synheat* original. Foram inseridos dois novos conjuntos $i' \epsilon\, HU$ e $j' \epsilon\, CU$ para denotar o conjunto de utilidades quentes e frias respectivamente. Novas variáveis foram definidas: 1) as cargas térmicas dos trocadores com cada utilidade; 2) as variáveis binárias para denotar a existência de cada trocador de utilidade; e 3) as diferenças de temperaturas nos terminais de trocadores que envolvem utilidade.

A partir dessas definições, foram inseridos no modelo, as equações de balanço, as equações lógicas para as variáveis binárias e a definição das diferenças de temperaturas nos terminais. O número de utilidades quentes e frias são definidas pelo projetista. Para cada utilidade é necessário saber o seu custo e suas temperaturas de entrada e saída.

O modelo foi desenvolvido com base na superestrutura da Figura 6, onde se assumiu, além de todas as hipóteses do modelo *Synheat* original, que as trocas térmicas com as possíveis utilidades disponíveis são efetuadas em paralelo, com o intuito de garantir que as correntes de processo atinjam suas metas. Essa consideração exclui a possibilidade de trocas com mais de uma utilidade em série ou em arranjo série-paralelo que podem, eventualmente, apresentar alguma vantagem econômica. No entanto, acredita-se que essa limitação não seja muito

relevante já que existe uma tendência de que apenas uma utilidade seja utilizada em cada corrente devido ao custo fixo inerente à inserção de mais de um trocador de utilidade na mesma corrente.

Figura 6. Exemplo de uma superestrutura de dois estágios, para duas correntes quentes e duas correntes frias, com duas utilidades quentes e duas utilidades frias.



FONTE: Autor, 2017.

Uma vez que os trocadores que fazem uso de utilidade são sempre os últimos trocadores de calor da rede e que as temperaturas finais das correntes quentes e frias são estabelecidas, a mistura final ocorre sempre de forma isotérmica sem que a haja a necessidade de forçar essa condição. Esse fato permite que o balanço de energia no fim das correntes seja realizado de forma global, sem a necessidade de incorporar equações não lineares de balanço de energia no modelo, preservando as características do modelo original.

4.4 Extensão 2: Múltiplos cenários

O Modelo M2 foi proposto como uma extensão do Modelo M1, onde, além da inserção de múltiplas utilidades, foi considerado também a inserção de múltiplos cenários de operação. O modelo matemático foi adaptado através da inclusão de novas equações. Normalmente a extensão multi-cenário é bastante direta, na qual todos os balanços materiais e de energia são aplicados em cada cenário, e apenas as variáveis de projeto como existência dos trocadores e área instalada são únicas para todos os cenários.

4.4.2 Formulação do Modelo M2

Nesta formulação foi inserido um novo conjunto $p \epsilon P$ para denotar o conjunto de cenários operacionais considerados. Assumiu-se que os cenários foram previamente definidos no projeto e na ausência de informações provenientes de dados históricos de operação, todos os cenários têm a mesma probabilidade de ocorrência. Foram assumidas incertezas nas correntes de entrada do processo, de forma a aumentar a flexibilidade operacional do projeto da rede de trocadores de calor. Para os estudos de caso foram considerados quatro diferentes cenários, dentro de uma região de incerteza descrita por uma variação de ±5 °C para as temperaturas de entrada e de ±1 % para o produto da vazão mássica pela capacidade calorifica de todas as correntes de processo. A probabilidade de ocorrência de cada cenário foi assumida a mesmas.

O custo operacional foi obtido como uma média do consumo energético de todos os cenários e a área de troca foi subestimada pela média das áreas de troca térmica requerida dentre os cenários. É importante salientar que a área instalada de cada trocador selecionado deve ser a máxima quando comparados os diferentes cenários. Essa formulação considerando área média foi proposta originalmente por Aaltola (2002) e considerada no trabalho de Escobar (2011). Considerar a estimativa do investimento dessa forma evita a inserção de restrições não lineares no corpo do modelo ou o uso de funções não diferenciáveis.

O Modelo M2 completo é descrito por:

$$\min_{x\in\Omega}\left\{\begin{array}{c}\frac{1}{N_P}\sum_{p\,\in P}\left\{\sum_{j'\epsilon CU}\sum_{i\epsilon HP}c_{cuj'}q^{p}_{cuij'}+\sum_{i'\epsilon HU}\sum_{i\epsilon HP}c_{huji''}q^{p}_{huji'}\right\}+\\ \sum_{i\epsilon HP}\sum_{j\epsilon CP}\sum_{k\epsilon ST}cf_{ijk}z_{ijk}++\sum_{j'\epsilon CU}\sum_{i\epsilon HP}cf_{cu}z_{cuij'}+\sum_{i'\epsilon HU}\sum_{i\epsilon HP}cf_{hui'}z_{huji'}\\ +\sum_{i\epsilon HP}\sum_{j\epsilon CP}\sum_{k\epsilon ST}\alpha_{ij}\left(\frac{1}{N_P}\sum_{p\,\in P}\frac{q^{p}_{ijk}}{U_{ij}LMTD^{p}_{ijk}}\right)^{\beta}+\\ \sum_{j'\epsilon CU}\sum_{i\epsilon HP}\alpha_{cui}\left(\frac{1}{N_P}\sum_{p\,\in P}\frac{q^{p}_{cuij'}}{U_{ij}LMTD^{p}_{cuij'}}\right)^{\beta}+\sum_{i'\epsilon HU}\sum_{i\epsilon HP}\alpha_{cui}\left(\frac{1}{N_P}\sum_{p\,\in P}\frac{q^{p}_{huji'}}{U_{ij}LMTD^{p}_{huji'}}\right)^{\beta}\end{array}\right\}$$

$$x=\left\{\begin{array}{c}z_{ijk},z_{cuij'},z_{huji'};\\ t^{p}_{ik},t^{p}_{jk};\\ dt^{p}_{ijk},dt^{p}_{cuij'},dt^{p}_{huji'},dt^{p}_{cufij'},dt^{p}_{hufji'};\\ q^{p}_{ijk},q^{p}_{cuij'},q^{p}_{huji'};\\ \forall i\in HP,j\in CP,k\in ST,,i'\in HU,j'\in CU,p\ \in P\end{array}\right\}$$

$$
\Omega = \left\{
\begin{array}{c}
\left.\begin{array}{c}
\left(T_i^{in,p} - T_i^{out}\right)F_i^p = \sum_{\forall k \in ST} \sum_{\forall j \in CP} q_{ijk}^p + \sum_{\forall j' \in CU} q_{cuij'}^p \\
\left(T_j^{out} - T_j^{in,p}\right)F_j^p = \sum_{\forall k \in ST} \sum_{\forall j \in HP} q_{ijk}^p + \sum_{\forall i' \in HU} q_{huji'}^p
\end{array}\right\} \textit{Balanço de energia global} \\
\left.\begin{array}{c}
\left(t_{ik}^p - t_{i,k+1}^p\right)F_i^p = \sum_{\forall j \in CP} q_{ijk}^p \\
\left(t_{jk}^p - t_{j,k+1}^p\right)F_j^p = \sum_{\forall i \in HP} q_{ijk}^p
\end{array}\right\} \textit{Balanço de energia para o estágio} \\
\left.t_{i1}^p = T_i^{in,p}, \qquad t_{j,N_T+1}^p = T_j^{in,p}\right\} \textit{Temperaura de entrada} \\
\left.\begin{array}{c}
t_{ik}^p \geq t_{i,k+1}^p, \quad t_{jk}^p \geq t_{j,k+1}^p \\
T_i^{out} \leq t_{i,N_T+1}^p, \quad T_j^{out} \geq t_{j1}^p
\end{array}\right\} \textit{Restrições de temperatura} \\
\left.\begin{array}{c}
\left(t_{i,N_T+1}^p - T_i^{out}\right)F_i^p = \sum_{\forall j' \in CU} q_{cuij'}^p \\
\left(T_j^{out} - t_{i1}^p\right)F_j^p = \sum_{\forall i' \in HU} q_{huji'}^p
\end{array}\right\} \textit{Carga de utilidades} \\
\left.\begin{array}{c}
q_{ijk}^p - \Lambda_{ij} z_{ijk} \leq 0 \\
q_{cuij'}^p - \Lambda_i z_{cui'} \leq 0 \\
q_{huji'}^p - \Lambda_j z_{huj'} \leq 0
\end{array}\right\} \textit{Restrições lógicas} \\
\\
\textit{Temperaturas nos terminais:} \\
\left.\begin{array}{c}
dt_{ijk}^p \leq t_{ik}^p - t_{jk}^p + \Gamma_{ij}\left(1 - z_{ijk}\right) \\
dt_{ijk}^p \leq t_{i,k+1}^p - t_{j,k+1}^p + \Gamma_{ij}\left(1 - z_{ijk}\right)
\end{array}\right\} \textit{Processo} \\
\left.\begin{array}{c}
dt_{cufij'}^p \leq T_i^{out} - T_{cuj'}^{in,p} + \Gamma_i\left(1 - z_{cuij'}\right) \\
dt_{hufji'}^p \leq T_{hui'}^{in,p} - T_j^{out} + \Gamma_j\left(1 - z_{huji'}\right) \\
dt_{cufij'}^p \leq t_{i,N_T+1}^p - T_{cuj'}^{out} + \Gamma_i\left(1 - z_{cuij'}\right) \\
dt_{hufji'}^p \leq T_{hui'}^{out} - t_{j1}^p + \Gamma_j\left(1 - z_{huji'}\right)
\end{array}\right\} \textit{Utilidades} \\
\\
dt_{ijk}^p, dt_{cuij'}^p, dt_{huji'}^p, dt_{cufij'}^p, dt_{hufji'}^p \geq \Delta T_{min} \\
q_{ijk}^p, q_{cuij'}^p, q_{huji'}^p \geq 0 \\
z_{ijk}, z_{cuij'}, z_{huji'} \in \{0,1\} \\
\forall i \in HP, j \in CP, k \in ST, i' \in HU, j' \in CU
\end{array}
\right\}
$$

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Para validar e consolidar os modelos desenvolvidos foram utilizados dados de estudos de três casos teóricos disponíveis na literatura: (1) Gundersen (2000), (2) Hong et. al. (2017) e (3) Meneguzzo (2011). Os modelos foram implementados em GAMS 22.2, utilizando MINLP, em um notebook com processador Intel core i5-3230M 2,6GHz com 4GB de memória RAM.

As Tabelas 1-3 apresentam os dados referentes aos três estudos de caso, como as temperatura de entrada (T_{in}) e saída (T_{out}) em °C das correntes, o produto da vazão mássica ($\dot{m}$) pelo calor específico das correntes (Cp) em kW.°C^{-1}, o coeficiente convectivo de transferência de calor (h) em kW.m^{-2}.°C^{-1} , a equação para o cálculo do custo dos trocadores de calor ($) e as utilidades consideradas com seus respectivos custos.

Tabela 1. Dados do estudo de caso 1 – Gundersen (2000).

Corrente	T_{in} (°C)	T_{out} (°C)	$\dot{m}$Cp (kW/°C)	h (kW/m².°C)	Custo ($.kW^{-1}ano^{-1})
H1	270	160	18	0,5	-
H2	220	60	22	0,5	-
C1	50	210	20	0,5	-
C2	160	210	50	0,5	-
HP	250	250	-	2,5	200
MP	200	200	-	2,5	170
LP	150	150	-	2,5	140
CW	15	20	-	1	20
RW	25	40	-	1,5	12
Custo dos trocadores de calor ($): $\mathbf{4000 + 500}[\acute{a}\boldsymbol{rea}(\boldsymbol{m^2})]^{\mathbf{0.83}}$					

Tabela 2. Dados do estudo de caso 2 – Hong. et al (2017).

Corrente	T_{in} (°C)	T_{out} (°C)	$\dot{m}$Cp (kW/°C)	h (kW/m².°C)	Custo ($.kW^{-1}ano^{-1})
H1	155	85	150	0,5	-
H2	230	40	85	0,5	-
C1	115	210	140	0,5	-
C2	50	180	55	0,5	-
C3	60	175	60	0,5	-
HP	255	254	-	0,5	70
MP	205	204	-	0,5	50
LP	150	149	-	0,5	20
CW	30	40	-	0,5	10
Ar	40	65	-	0,5	5
Custo dos trocadores de calor ($): $\mathbf{1300 + 1000}[\acute{a}\boldsymbol{rea}(\boldsymbol{m^2})]^{\mathbf{0.83}}$, Fator de anualização = 0,322.					

Tabela 3. Dados do estudo de caso 3 – Meneguzzo (2011).

Corrente	T_{in}	T_{out}	mCp (kW/°C)	h (kW/m².°C)	Custo ($.kW^{-1}ano^{-1})
H1	232	145	110,9530	1,39560	-
H2	265	145	31,9825	0,72106	-
H3	364	80	37,9228	1,02344	-
H4	232	182	325,6400	1,51190	-
H5	375	265	123,7010	1,40723	-
H6	375	277	94,9388	1,33745	-
H7	325	265	317,8870	1,83754	-
C1	150	370	311,3670	1,74450	-
C2	144	184	348,9000	1,44212	-
C3	116	150	69,4796	0,93040	-
C4	220	240	207,9560	2,52836	-
C5	220	240	465,2000	2,52836	-
HF	1000	800	-	2,0	152,3
HP	627	627	-	2,5	100
MP	473	473	-	2,0	50
LP	423	423	-	1,5	20
CW	30	45	-	0,81410	49
Ar	40	65	-	0,5	5
Custo dos trocadores de calor ($): $\mathbf{0 + 37098}[\text{á}\boldsymbol{rea}(\boldsymbol{m^2})]^{\mathbf{0.558}}$ Fator de anualização = 0,34.					

5.1 Modelo M1

Foram consideradas diferentes utilidades em função dos dados de cada estudo de caso, sendo elas, fluido de aquecimento (HF), vapor de alta pressão (HP), vapor de média pressão (MP), vapor de baixa pressão (LP), água gelada (CW), água de resfriamento (RW) e Ar, de forma que os dados para as utilidades foram obtidos nos próprios estudos de caso. Os dados das utilidades adicionais do estudo de caso 3 foram retirados do trabalho de Maldonado, Ortega e Hernández (2011).

O estudo de caso 1 envolve duas correntes quentes e duas correntes frias, limitando assim o projeto a 2 estágios de troca térmica. O estudo de caso 2 envolve duas correntes quentes e três correntes frias, limitando assim o projeto a 3 estágios de troca térmica. O estudo de caso 3 envolve sete correntes quentes e cinco correntes frias, limitando assim o projeto a 7 estágios de troca térmica. A Metodologia *Pinch* foi utilizada para diferentes valores de ΔT_{min} em busca do menor Custo Total anualizado.

5.1.1 Estudo de Caso 1

A Tabela 4 apresenta os resultados obtidos para o estudo de caso 1 após aplicado o Modelo M1, onde é possível observar o número de estágios da superestrutura utilizados, os consumos mínimos de utilidades quentes e frias (obtidos via metodologia *Pinch*), os custos do consumo de utilidade quente (Q_{hu}) e fria (Q_{cu}), o número de trocadores de calor (n_z), a área total de troca térmica (A_T), os tipos de utilidades, bem como o custo de investimento, custo operacional e custo total anual (TAC) para os diferentes valores de ΔT_{min}.

Tabela 4. Dados obtidos para o Estudo de Caso 1 através do Modelo M1 para diferentes valores de ΔT_{min}.

ΔT_{min} (°C)	3	5	10	15
Estágios	2	2	2	2
Q_{cu}^{min} via *Pinch* (kW)	120	200	400	600
Q_{hu}^{min} via *Pinch* (kW)	320	400	600	800
n_z	7	7	7	7
A_T (m²)	2179,1	1790,6	1071,0	818,2
Utilidades	**RW, HP**	**CW, HP**	**RW, HP**	**CW, HP**
Custo de Q_{hu}	$ 64.000,0	$ 80.000,0	$ 120.000,0	$ 159.200,0
Custo de Q_{cu}	$ 1.200,0	$ 4.000,0	$ 4.000,0	$ 5.960,0
Custo de Investimento	$ 394.806,5	$ 342.992,9	$ 240.422,0	$ 201.422,9
Custo Operacional	$ 65.200,0	$ 84.000,0	$ 124.000,0	$ 165.160,0
TAC	$ 460.006,5	$ 426.992,9	**$ 364.422,0**	$ 366.582,9

Como pode ser observado na Tabela 4, com base na Figura 1, conforme o valor de ΔT_{min} aumenta, o valor do custo de investimento diminui, enquanto que o custo operacional aumenta. Isto se deve ao fato de que, quanto maior o ΔT_{min}, menor a força motriz do sistema, consequentemente maior a área de troca térmica e maior o aproveitamento da carga térmica das correntes devido ao aumento da região de integração, reduzindo assim o consumo de utilidades.

Quanto ao uso das utilidades, observa-se que ao fornecer diferentes opções, a solução do modelo tende a escolher a que satisfaz as condições operacionais do sistema, de forma que vai se optar por aquela que gerar a melhor combinação entre o custo operacional e o de investimento, como ocorreu por exemplo com as utilidades frias – para alguns casos optou-se por água gelada (CW) e para outros, água de resfriamento (RW).

A melhor rede obtida, foi para um ΔT_{min} de 10 °C com um total de 2 estágios, um consumo mínimo de utilidades fria e quente de 400 kW e 600 kW, respectivamente e com um TAC de $ 364.422,0.

Escobar (2011), utilizou apenas um tipo de utilidade quente e fria (HP e CW) no estudo de caso 1, a síntese da rede de trocadores de calor foi realizada através do método *Synheat*

original (M0) utilizando MINLP. A Tabela 5 mostra um comparativo do melhor resultado obtido no Modelo M1 com Escobar (2011).

Tabela 5. Comparativo entre os resultados obtidos por Escobar (2011) e o Modelo M1 para um ΔTmin de 10ºC.

	Nz	Área (m^2)	Util.	Custo Operacional	Custo de Investimento	TAC
Autor (M1)	7	1071,0	RW, HP	$ 124.000,0	$ 240.422,0	$ 364.422,0
Escobar 2011 (M0)	6	1061,8	CW, HP	$ 128.000,0	$ 238.006,7	$ 366.006,7

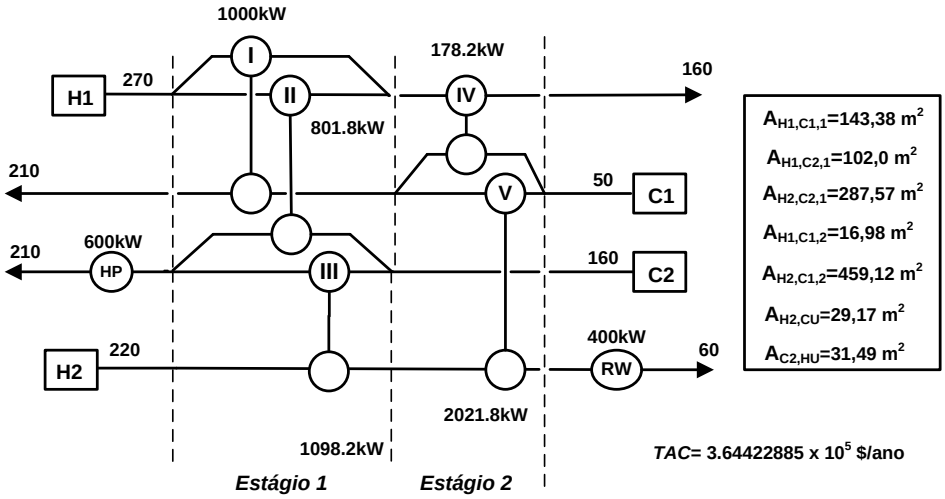
Como observado, para um mesmo ΔT_{min}, ou seja, um mesmo consumo mínimo de utilidades, obteve-se uma redução no Custo Total Anual de 0,43% no presente trabalho. A solução obtida com o modelo M1 usa 1 trocador a mais, porém utiliza a utilidade fria mais barata, que acarretam em uma menor força motriz.

No entanto, observa-se que a proporção na redução dos custos operacionais é maior que proporção no aumento do custo de investimento, levando assim a uma rede com menor custo total anual.

Espera-se que para estudos de caso com um maior número de correntes essa diferença percentual entre os resultados se torne maior, uma vez que a possibilidade da inserção de novas utilidades aumente. Porém, cabe salientar que a inserção de múltiplas utilidades no modelo não necessariamente promove uma redução nos custos, mas sim graus de liberdade adicionais para a solução do modelo que eventualmente promovem redução nos custos. Dados do tempo computacional, solver utilizado, número de equações, número de variáveis e o tipo de problema encontram-se na Tabela 10.

Por fim, foi construída a rede de trocadores de calor para a melhor solução obtida na Tabela 4, conforme a Figura 7, onde se pode observar a estrutura, a carga térmica de cada trocador de calor alocado, bem como as áreas dos mesmos.

Figura 7. Rede de trocadores de calor para o estudo de caso 1 utilizando o Modelo M1.



FONTE: Autor, 2017.

5.1.2 Estudo de Caso 2

A Tabela 6 apresenta os resultados obtidos para o estudo de caso 2 após aplicado o Modelo M1, onde é possível observar o número de estágios da superestrutura utilizados, os consumos mínimos de utilidades quentes e frias (obtidos via metodologia *Pinch*), os custos do consumo de utilidade quente (Q_{hu}) e fria (Q_{cu}), o número de trocadores de calor (n_z), a área total de troca térmica (A_T), os tipos de utilidades, bem como o custo de investimento, custo operacional e custo total anual (TAC) para os diferentes valores de ΔT_{min}.

Tabela 6. Dados obtidos para o Estudo de Caso 2 através do Modelo M1 para diferentes valores de ΔT_{min}.

ΔT_{min} (°C)	3	5	10
Estágios	3	3	3
Q_{cu}^{min} **via *Pinch* (kW)**	4705	5175	6350
Q_{hu}^{min} **via *Pinch* (kW)**	5405	5875	7050
Q_{cu} **obtido (kW)**	6116,5	6727,5	7501,0
Q_{hu} **obtido (kW)**	6816,5	7427,5	8201,0
Custo de Q_{hu}	$ 477.155,0	$ 485.645,3	$ 574.070,1
Custo de Q_{cu}	$ 61.165,0	$ 67.275,0	$ 75.010,0
n_z	8	8	8
A_T **(m²)**	6819,0	5883,4	4835,9
Utilidades	**CW, HP**	**CW, HP, MP**	**CW, HP**
Custo de Investimento	$ 676.674,6	$ 577.078,5	$ 494.681,5
Custo Operacional	$ 538.320,0	$ 552.920,3	$ 649.080,1
TAC	$ 1.214.994,6	**$ 1.129.998,9**	$ 1.143.761,7

Como o consumo mínimo de utilidades obtidos via metodologia *Pinch* é utilizado apenas como restrição de desigualdade na modelagem matemática, o modelo acabou por não convergir após aplicar o Modelo M1. Desta forma, foram realizadas otimizações variando a restrição do consumo energético máximo da rede de 10 a 50% acima do consumo mínimo. O melhor resultado foi obtido para um amento de 30%.

A mesma relação entre o ΔT_{min} e os custo de investimento e de operação podem ser observados no estudo de caso 2. Quanto ao uso das utilidades, observa-se que o uso de utilidades frias foi o mesmo, porém para o uso de utilidades quentes, em alguns casos optou-se por vapor de alta pressão (HP) e para outros, vapor de média pressão (MP).

A melhor rede obtida, foi para um ΔT_{min} de 5 °C com um total de 3 estágios, um consumo mínimo de utilidades fria e quente de 6727,5 kW e 7427,5 kW, respectivamente e com um TAC de $ 1.129.998,9. Dados do tempo computacional, solver utilizado, número de equações, número de variáveis e o tipo de problema encontram-se na Tabela 11.

Hong et. al. (2017), desenvolveu um novo modelo de programação matemática para considerar múltiplas utilidades no projeto da síntese da rede de trocadores de calor, utilizando o sistema MINLP, para o estudo de caso 2. Os valores obtidos estão dispostos na Tabela 7.

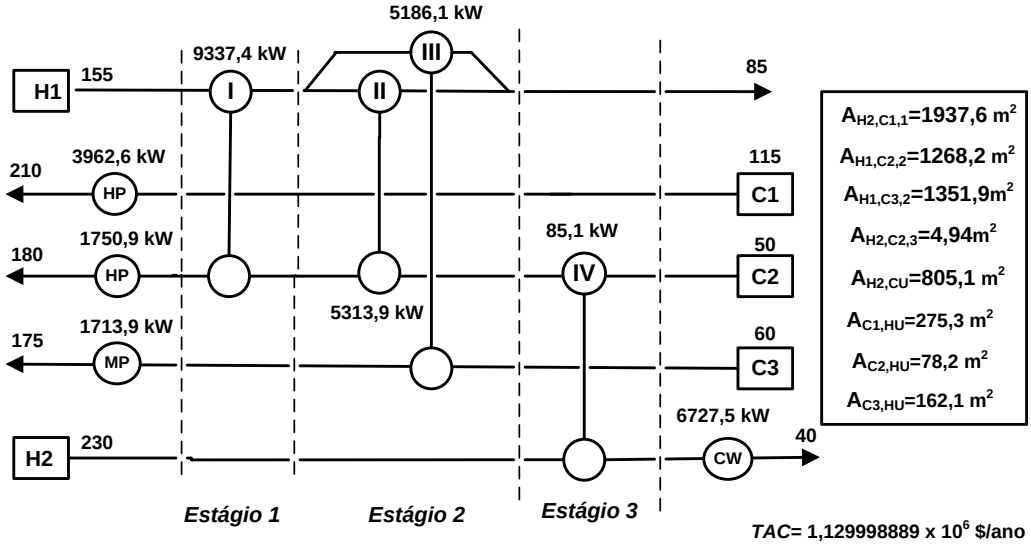
Tabela 7. Comparativo entre os Modelos M1, Modelo M0 e o modelo matemático obtido por Hong et. Al. (2017) para o estudo de caso 2.

	n_z	Util.	Q_{hu} (kW)	Q_{cu} (kW)	Área (m²)	TAC
Hong et. al. (2017)	8	HP, MP, CW e Ar	8400	7700	4988,1	$ 1.118.310,6
Autor (M1)	8	HP, MP e CW	7427,5	6727,5	5883,4	$ 1.129.998,9
Autor (M0)	8	HP e CW	7427,5	6727,5	5791,4	$ 1.153.695,4

Como observado na Tabela 7, comparando o Modelo M1 ao modelo desenvolvido por Hong et. al. (2017) o TAC aumentou em 1,05%. Porém, houve uma redução no consumo mínimo de utilidades de 12,6% para as utilidades quentes e de 11,6% para as utilidades frias. Nota-se também que o uso de utilidades quentes é o mesmo (ambos utilizam 3 trocadores, sendo dois com HP e um com MP), porém o uso de utilidades frias é diferente, de modo o Modelo M1 encontrou apenas um trocador de calor para as utilidades frias, enquanto que Hong et. al. (2017) encontrou dois (um com CW e outro para Ar), tornando-se assim responsáveis pela diferença no TAC encontrado. Já quando comparado o Modelo M0 ao Modelo M1, o modelo M1 apresentou uma redução de 2,05% no TAC.

Por fim, foi construída a rede de trocadores de calor para a melhor solução obtida na Tabela 6, conforme a Figura 8, onde se pode observar a estrutura, a carga térmica de cada trocador de calor alocado, bem como as áreas dos mesmos.

Figura 8. Rede de trocadores de calor para o estudo de caso 2 utilizando o Modelo M1.



FONTE: Autor, 2017.

5.1.3 Estudo de Caso 3

Assim como para o estudo de caso 2, o consumo mínimo de utilidades obtidos via metodologia *Pinch* acabou por não convergir após aplicar o Modelo M1 no estudo de caso 3. Desta forma, foram realizadas otimizações variando a restrição do consumo energético máximo da rede de 10 a 50% acima do consumo mínimo. O melhor resultado foi obtido para um amento de 30%.

Meneguzzo (2011) utilizou o método *Synheat* com apenas uma utilidade, encontrando as condições ótimas de operação do projeto para um total de 5 estágios e um ΔT_{min} de 7 °C. Porém, limitou a área máxima de cada trocador de calor a 700 m². Dessa forma, para fim de comparação, foram aplicados o *Synheat* original (M0) e o Modelo M1 assumindo as mesmas condições operacionais de Meneguzzo (2011), porém, sem limitar as áreas de troca térmica. Deve-se ressaltar que os dados das utilidades adicionais do estudo de caso 3 foram retirados do trabalho de Maldonado, Ortega e Hernández (2011). Os principais resultados obtidos para o estudo de caso 3 são resumidos na Tabela 8.

Como observado na Tabela 8, comparando o Modelo M1 ao modelo desenvolvido por Meneguzzo (2011), houve uma redução no TAC de 17,9% e no consumo de utilidades quentes e frias de 8,5% e 44% respectivamente. Porém, houve um aumento de 3 trocadores de calor, resultando num aumento de 47,6% na área global de troca térmica. Novamente isto se deve ao

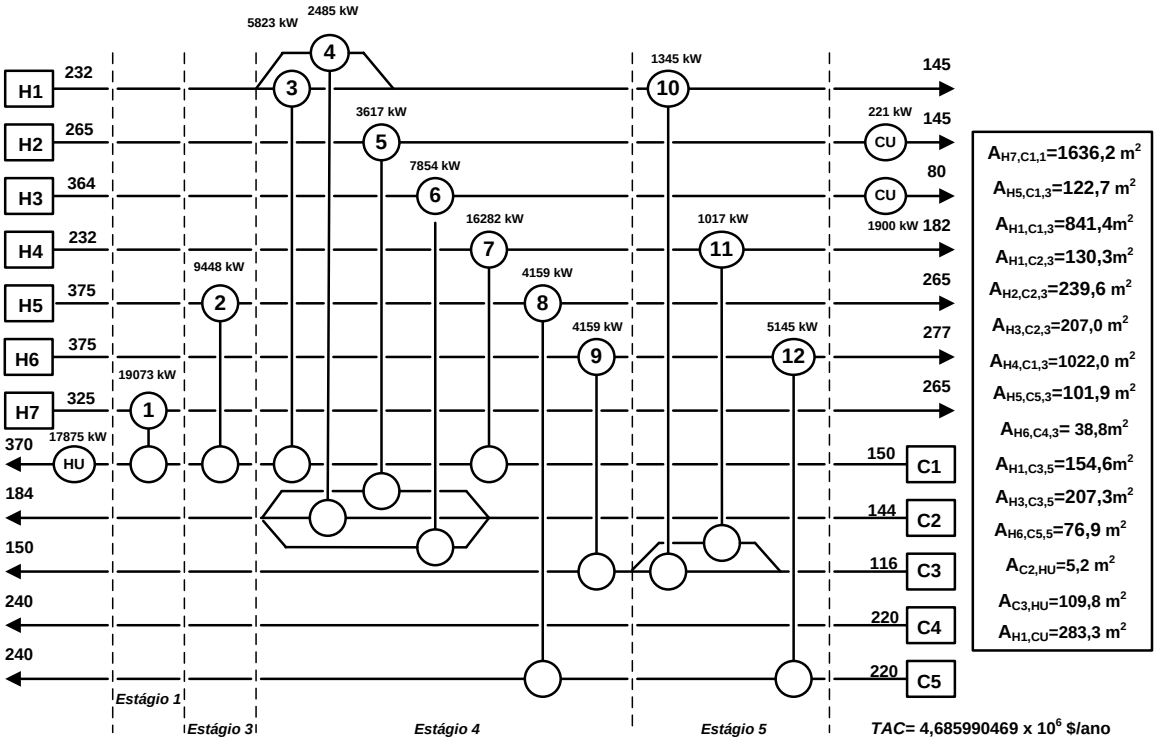
fato de que ao se reduzir o consumo de utilidades, se diminui também a força motriz do sistema, levando assim a uma maior a área de troca térmica e consequentemente um maior aproveitamento da carga térmica das correntes devido ao aumento da região de integração.

Tabela 8. Comparativo entre os Modelos M1, Modelo M0 e Meneguzzo (2011) para o estudo de caso 3.

	Meneguzzo, 2011	**M0**	**M1**
Solver	DICOPT	DICOPT	DICOPT
Q_{cu}^{min} obtido (kW)	19538,4	17874,9	17874,9
Q_{hu}^{min} obtido (kW)	3782,5	2119,9	2119,9
Nz	12	15	15
A_T (m²)	2719,9	3906,6	5176,6
Utilidades	**CW, HF**	**CW, HF**	**CW, RW, LP**
Custo de Investimento	*	$ 3.718.186,7	$ 4.260.703,1
Custo Operacional	*	$ 2.826.216,1	$ 425.287,4
TAC	$ 5.707.900,0	$ 6.544.402,7	$ 4.685.990,5

Quando comparado o Modelo M0 ao Modelo M1, para as mesmas condições operacionais, observa-se que há uma redução de 28,4% no TAC. Já quando comparado o Modelo M0 ao de Meneguzzo (2011), pelo fato de não se limitar as áreas de troca térmica, há um aumento no TAC de 12,8%, porém o consumo de utilidades diminui. Por fim, foi construída a rede de trocadores de calor conforme a Figura 9.

Figura 9. Rede de trocadores de calor para o estudo de caso 3 com o Modelo M1



Fonte: Autor, 2017.

5.2 Modelo M2

A vantagem do Modelo M2 frente ao modelo M1 é que além da inserção de múltiplas utilidades, o modelo é capaz de gerar um projeto de integração capaz de operar em múltiplos cenários, garantindo assim flexibilidade ao projeto para condições de operação fora da nominal. Deve-se ressaltar que neste caso foi assumido a mesma probabilidade de ocorrência para cada cenário, porém, para um estudo de caso real é importante verificar qual o impacto que cada cenário gera sobre o projeto da rede.

A partir da região de incerteza descrita por um hipercubo foram selecionados, a priori, alguns cenários considerados críticos na operação. O cenário 1 é a condição nominal de operação (centro do hipercubo). Os cenários 2, 3 e 4, são alguns vértices do hipercubo, são considerados críticos para a operação por requererem respectivamente (2) maior área de troca térmica, (3) maior carga térmica de resfriamento e (4) maior carga térmica de aquecimento. No desenvolvimento desse trabalho foi considerado que os cenários são arbitrados pelo projetista, porém outros cenários críticos podem ser acrescentados. A Tabela 9 apresenta os 4 cenários utilizados neste trabalho.

Tabela 9. Cenários utilizados para os estudos de caso.

Cenário 1	**T_{in}(°C)**	**$\dot{m}$Cp (kW/°C)**
Correntes Quentes (H)	T_{in}	$\dot{m}$Cp
Correntes Frias (C)	T_{in}	$\dot{m}$Cp
Cenário 2	**T_{in}(°C)**	**$\dot{m}$Cp (kW/°C)**
Correntes Quentes (H)	T_{in} + 5	$\dot{m}$Cp + 1%
Correntes Frias (C)	T_{in} - 5	$\dot{m}$Cp + 1%
Cenário 3	**T_{in}(°C)**	**$\dot{m}$Cp (kW/°C)**
Correntes Quentes (H)	T_{in} + 5	$\dot{m}$Cp + 1%
Correntes Frias (C)	T_{in} + 5	$\dot{m}$Cp - 1%
Cenário 4	**T_{in}(°C)**	**$\dot{m}$Cp (kW/°C)**
Correntes Quentes (H)	T_{in} - 5	$\dot{m}$Cp - 1%
Correntes Frias (C)	T_{in} - 5	$\dot{m}$Cp + 1%

Em decorrência da modelagem matemática, assumiu-se que a área de troca térmica instalada foi a maior área requerida entre os cenários de operação. Os demais cenários são fisicamente alcançáveis através da instalação de uma linha by-pass em cada trocador, cuja fração de by-pass pode ser ajustada através da manipulação de uma válvula conforme o cenário de operação. A instalação da maior área garante frações de by-pass factíveis.

A rede projetada pelo modelo M2 é capaz de operar nos cenários considerados, mas não necessariamente em alguma região existente entre os cenários (um ponto arbitrário dentro do hipercubo). Essa factibilidade pode ser verificada com o intuito de identificar os cenários

críticos que precisam ser acrescentados de forma a aumentar a flexibilidade do projeto. Essa característica pode e deve ser inserida à metodologia em trabalhos futuros.

5.2.1 Estudo de Caso 1

A Tabela 10 apresenta um comparativo entre os modelos matemáticos utilizados, sendo eles o método *Synheat* original, utilizando apenas uma utilidade (M0), o Modelo M1, responsável por adicionar múltiplas utilidades ao processo, e o modelo M2 responsável por conferir, além de múltiplas utilidade, flexibilidade ao projeto. Foram comparados dados como o número de equações, de variáveis, de variáveis binarias, tipo de problema, solver utilizado, tempo de execução, área total requerida, custo de utilidades fria e quente, custo de investimento, custo operacional e custo total anual obtido com os melhores resultados obtidos no Modelo M1.

Tabela 10. Comparativo entre os 3 modelos matemáticos para o estudo de caso 1.

Modelo	M0	M1	M2
N° equações	72	90	348
N° variáveis	61	89	287
N° Variáveis binárias	12	22	22
Tipo de Problema	MINLP	MINLP	MINLP
Solver	SSB	SSB	DICOPT
Tempo (s)	0,063	0,047	0,015
Custo de Q_{hu}	$ 120.000,00	$ 120.000,0	$120.000,0
Custo de Q_{cu}	$ 8.000,00	$ 4.000,0	$ 3.608,8
Nz	7	7	7
A_T (m^2)	1064,3	1071,0	1252,9
Custo de Investimento	$ 238.641,10	$ 240.422,9	$280.156,1
Custo Operacional	$ 128.000,00	$ 124.000,0	$123.608,8
TAC	$ 366.641,10	$ 364.422,9	$403.764,8

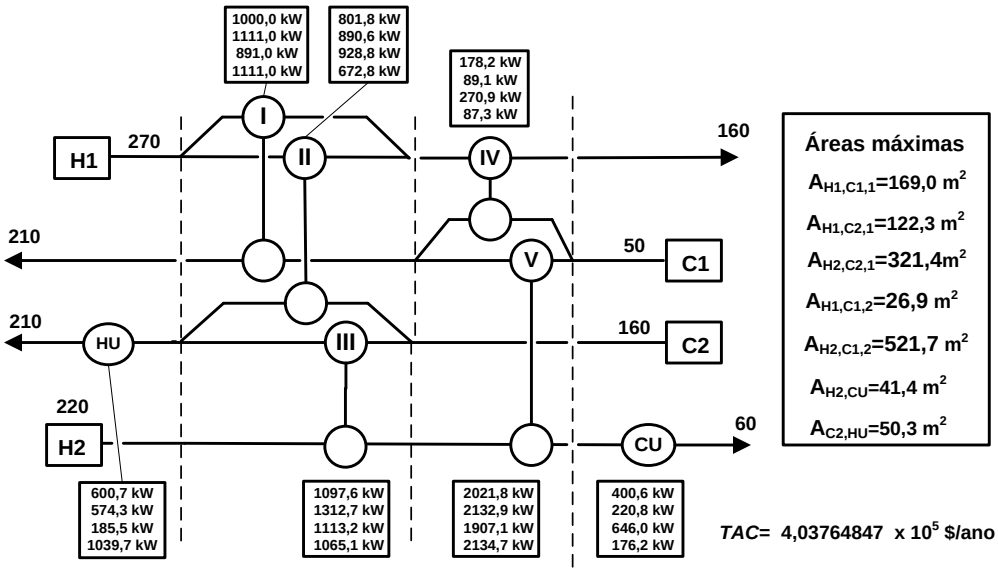
Observa-se que entre os modelos M0 e M1 houve uma redução no TAC de 0,43%, porém quando comparado o modelo M1 ao M2 percebe-se um aumento de 9,7 %, em função da adição de flexibilidade ao projeto.

Outro fato importante a ser observado é o aumento no número de equações e variáveis do problema, de forma que quanto maior a dimensão do modelo que se fornece ao sistema, maior se torna o esforço computacional na busca pela solução do problema. Quando comparado o modelo M1 com o M0, percebe-se apenas um pequeno aumento na dimensão do problema. Porém para o modelo M2 o número de equações e variáveis do problema quase quadriplicou em função da adição dos 4 cenários operacionais, embora o número de variáveis binárias se mantém próximo ao obtido no Modelo M1. Desta forma, para garantir um bom funcionamento

do modelo matemático para estudos de caso maiores, ou com mais cenários, faz-se necessária a utilização de estratégias mais sofisticadas de solução, como por exemplo, técnicas de decomposição que podem ser incorporadas à metodologia.

A Figura 10 apresenta a rede de trocadores para o estudo de caso 1 através do modelo M2, onde é possível observar as cargas térmicas dos trocadores de calor para os 4 diferentes cenários. A área dos trocadores de calor foram consideradas as máximas para cada cenário.

Figura 10. Rede de trocadores de calor para o estudo de caso 1 utilizando o Modelo M2.



FONTE: Autor, 2017.

5.2.2 – Estudo de Caso 2

A Tabela 11 apresenta um comparativo entre os modelos matemáticos utilizados, sendo eles o método *Synheat* original, utilizando apenas uma utilidade (M0), o Modelo M1, responsável por adicionar múltiplas utilidades ao processo, e o modelo M2 responsável por conferir, além de múltiplas utilidade, flexibilidade ao projeto. Foram comparados dados como o número de equações, de variáveis, de variáveis binarias, tipo de problema, solver utilizado, tempo de execução, área total requerida, custo de utilidades fria e quente, custo de investimento, custo operacional e custo total anual obtido com os melhores resultados obtidos no Modelo M1.

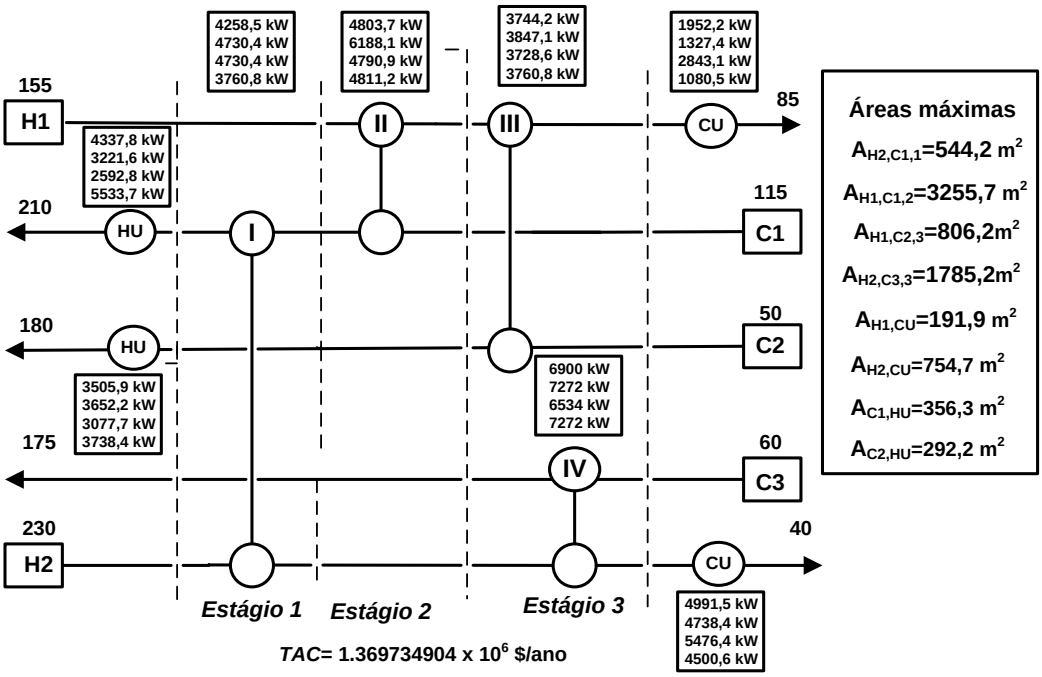
Similarmente ao estudo de caso 1, observa-se que entre os modelos M0 e M1 houve uma redução no TAC de 2,05%, porém quando comparado o modelo M1 ao M2 percebe-se um aumento de 17,5% no TAC, devido ao aumento da flexibilidade ao projeto. O mesmo comportamento também é observado frente ao número de variáveis e equações. A Figura 11 apresenta a rede de trocadores para o estudo de caso 2 através do modelo M2, onde é possível

observar as cargas térmicas dos trocadores de calor para os 4 diferentes cenários. A área dos trocadores de calor foram consideradas as máximas para cada cenário.

Tabela 11. Comparativo entre os 3 modelos matemáticos para o estudo de caso 2.

Modelo	M0	M1	M2
N° equações	123	147	576
N° variáveis	107	145	466
N° variáveis binárias	23	37	37
Tipo de Problema	MINLP	MINLP	MINLP
Solver	SSB	DICOPT	DICOPT
Tempo	0,016	0,016	0,016
Custo de Q_{hu}	$ 519.925,00	$ 485.645,3	$ 452.479,54
Custo de Q_{cu}	$ 67.275,00	$ 67.275,0	$ 67.275,00
Nz	8	8	8
A_T (m^2)	5791,4	5883,4	7985,9
Custo de Investimento	$ 566.495,41	$ 577.078,5	$ 849.980,37
Custo Operacional	$ 587.200,00	$ 552.920,3	$ 519.754,54
TAC	$ 1.153.695,41	$ 1.129.998,9	$ 1.369.734,90

Figura 11. Rede de trocadores de calor para o estudo de caso 2 utilizando o Modelo M2.



FONTE: Autor, 2017.

6. CONSIDERAÇÕES FINAIS

6.1 Resultados Obtidos

A melhor rede obtida para o estudo de caso 1 foi de 2 estágios, com um ΔT_{min} de 10 °C, um consumo mínimo de utilidades quentes e frias de 600 e 400 kW, respectivamente, uma área de troca térmica de 1071,02 m² para 7 trocadores de calor, gerando assim um TAC de $ 364.422,0. Após a aplicação do Modelo M2, a área de troca térmica aumentou para 1179,21 m² (9,2%) e o TAC para $ 392.423,4 (7,1%).

Para o estudo de caso 2, os melhores resultados obtidos foram obtidos com 3 estágios, com um ΔT_{min} de 5 °C, com um consumo mínimo de utilidades quentes e frias de 7457,5 e 6727,5 kW, respectivamente, uma área de troca térmica de 5883,4 m² para 8 trocadores de calor, gerando assim um TAC de $ 1.129.998,9. Após a aplicação do Modelo M2, a área de troca térmica aumentou para 8306,61 m² (29,2%) e o TAC para $ 1.410.520,9 (19,9%).

Já o estudo de caso 3 foi testado para as melhores condições obtidas por Meneguzzo, 2011, onde foram considerados 5 estágios, com um ΔT_{min} de 7 °C. Em seguida, aplicando o Modelo M1, foi obtida uma rede com um consumo mínimo de utilidades quentes e frias de 17874,9 (8,5% menor) e 2119,9 kW (44% menor), respectivamente, uma área de troca térmica de 5176,6 m² (90% maior) para 15 trocadores de calor (25% maior), gerando assim um TAC de$ 4.685.990,5, que foi 17,9% menor.

Por fim, pode-se concluir que incorporar aspectos operacionais à integração energética, através da síntese e análise de processos, pode garantir uma margem segura de operação ao processo, contribuindo assim para os projetos de engenharia se tornarem mais próximos da realidade industrial.

6.2 Sugestões para Trabalhos Futuros

Como sugestão para trabalhos futuros estudos de casos maiores e com um maior número de cenários pode ser considerado. Estratégias de decomposição podem ser utilizadas para auxiliar na solução para um grande número de cenários de operação. E o modelo multicenário pode ser integrado dentro de uma metodologia para obtenção de uma rede flexível capaz de operar dentro de toda região de incerteza.

REFERÊNCIAS

AALTOLA, J. Simultaneous synthesis of flexible heat exchanger network. *Applied Thermal Engineering*, v. 22, n. 8, p. 907–918, 2002.

ASSUNÇÃO, V. F. da; *Otimização energética de rede de trocadores de calor: uma abordagem multi-objetivo em grafo generalizado*. p. 110, 1997. Dissertação (mestrado em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 1997.

BENINCA, M. *Integração energética de uma planta de eteno com aspectos de flexibilidade: Aplicação da análise Pinch em conjunto com a otimização matemática.* p. 113, 2008. Dissertação (mestrado em Engenharia Química) – Escola de Engenharia, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2008.

BIEGLER, L. T., GROSSMANN, I. E., WESTERBERG, A. W., *Systematic methods for chemical process design. New Jersey*, USA, Prentice Hall, 1997.

BRIONES, V., KOKOSSIS, A. C., Hypertargets: a conceptual programming approach for the optimization of industrial heat exchanger networks - I: Grassroots designs and network complexity, *Chemical Engineering Science*, v. 54, p. 519-539, 1999.

COELHO, F. A.; *Impacto da topologia de integração energética sobre o comportamento dinâmico e controlabilidade de um processo.* p. 156, 2014. Dissertação (mestrado em Engenharia Química) - Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, 2014.

CHEN, C.-L.; HUNG, P.-S. Simultaneous Synthesis of Flexible Heat-Exchange Networks with Uncertain Source-Stream Temperatures and Flow Rates. *Ind.Eng.Chem.RES*, v. 43, p. 5916–5928, 2004.

CHEN, J. J. J.; Comments on improvements on a replacement for the logarithmic mean. *Chemical Engineering Science*, vol 42, n. 10, p. 2488-2489, 1987.

ENSINAS, A. V.; *Integração térmica e otimização termoeconomica aplicadas ao processo industrial de produção de açúcar e etanol a partir da cana-de-açúcar.* 2008. 229 f. Tese - Universidade Estadual de Campinas, Campinas, Brasil, 2008.

ESCOBAR, M. A. *Síntese simultânea de redes de trocadores de calor com considerações operacionais: flexibilidade e controlabilidade*. 2011. 290 f. Tese - Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, Brasil, 2011.

FAGUNDES, D. R.; *Aplicação de integração energética em um processo agroindustrial.* 2016. 34 f. Trabalho de Conclusão de Curso - Universidade Federal do Rio Grande, Santo Antônio da Patrulha, Brasil, 2016.

FURMAN, K. C., SAHINIDIS, N. V., A critical review and annotated bibliography for heat exchanger network synthesis in the 20th century, *Industrial and Engineering Chemistry Research*, v. 41, n. 10, p. 2335–2370, 2002.

GUNDERSEN, T. A Process Integration PRIMER. **Implementing Agreement on Process**

Integration, Maio, 2000.

HIGA, M.; BANNWART, A. C. Avaliação Energética Em Usina De Açúcar E Álcool Utilizando a Análise *Pinch*. *Revista Iberoamericana de Ingeniería Mecánica*, v. 9, p. 95–101, 2005.

HIGA, M.; LUIZ, R. V. G.; Alternativas na utilização de vapor vegetal oriundo da evaporação de caldo em usina de açúcar e álcool – um estudo de caso, *Revista de Engenharia e Tecnologia*, v. 2, n. 3, p. 90-101, 2010.

HOHMANN, E. C. *Optimum Networks for Heat Exchange*. Ph.D. Dissertation, University of Southern California, Los Angeles, CA.1971.

HONG, X; JIANG, B.; WANG, J.; YANG, Y.; New transshipment type MINLP model for heat exchanger network synthesis. *Chemical Engineering Science*, v. 173, p. 537–559, 2017.

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, 1978b.

LINNHOFF, B.; HINDMARSH, E. The *Pinch* design method for heat exchanger networks. *Chemical Engineering Science*, v. 38, n. 5, p. 745–763, 1983.

LINNHOFF, B., TOWNSEND, D. W., BOLAND, D., HEWITT, G. F., THOMAS, B. E. A., Guy, A. R., &Marsland, R. H. (1982). *A user guide on process integration for the efficient use of energy*. The Institution of Chemical Engineers, Rugby, 1982.

MALDONADO, L. A. L.; ORTEGA, J. M. P.; HERNÁNDEZ, J. G. S.; Multiobjective synthesis of heat exchanger networks minimizing the total annual cost and the environmental impact. *Applied Thermal Engineering*, v. 31, n. 6–7, p. 1099–1113, 2011.

MENEGUZZO, R. *Síntese de redes de trocadores de calor e análise de controlabilidade dinâmica*. 2011. 37 f. Trabalho de Conclusão de Curso - Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, Brasil, 2011.

MORAR, M., AGACHI, P., Review: Important contributions in development and improvement of the heat integration techniques, *Computers and Chemical Engineering*, v. 34, pp. 1171 – 1179, 2010.

OLIVA, D. G., FRANCESCONI, J. A., MUSSATI, M. C., AGUIRRE, P. A., Modeling, synthesis and optimization of heat exchanger networks. Application to fuel processing systems for PEM fuel cells, *International journal of hydrogen energy*, v. 36, n. 15, pp. 9098–9114, 2011.

ORTEGA, J. M. P.; GONZÁLEZ, M. S.; GUTIÉRREZ, A. J.; Synthesis of heat exchanger networks with optimal placement of utilities. *AIChE Annual Meeting, Conference Proceedings*, p. 2849–2856, 2009.

PIRES, V. F. M. *Análise energética global de um complexo petroquímico.* p. 175. 2003. Dissertação (mestrado em Engenharia Química) – Sistemas de processos químicos e informática – Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2003.

SANTANA, M. F.; *Síntese automática de redes de trocadores de calor a partir de análise Pinch e programação matemática.* p. 131, 2012. Dissertação (mestrado em Engenharia Química) - Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, 2012.

TURTON, R. *et al. Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes*. Third ed. New Jersey: Prentice Hall, 2009.

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.