

UNIVERSIDADE TECNOLÓGICA FEDERAL DO PARANÁ

CÍNTIA NAVARINI

**INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA E ANÁLISE DE VIABILIDADE
ECONÔMICA EM UMA PLANTA DE DIMETIL ÉTER**

**FRANCISCO BELTRÃO
2019**

CÍNTIA NAVARINI

**INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA E ANÁLISE DE VIABILIDADE
ECONÔMICA EM UMA PLANTA DE DIMETIL ÉTER**

Trabalho de Conclusão de Curso em Engenharia Química, apresentado à disciplina de Trabalho de Conclusão de Curso 2, do Departamento Acadêmico de Engenharia Química da Universidade Tecnológica Federal do Paraná.

Orientador: Prof. Dr. André Zuber.

FRANCISCO BELTRÃO
2019



Ministério da Educação
Universidade Tecnológica Federal do Paraná
Campus Francisco Beltrão
Curso de Engenharia Química



TERMO DE APROVAÇÃO

Trabalho de Conclusão de Curso – TCC2

INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA E ANÁLISE DE VIABILIDADE ECONÔMICA EM UMA PLANTA DE DIMETIL ÉTER

por

CÍNTIA NAVARINI

Trabalho de Conclusão de Curso 2 apresentado às 07 horas e 30 min, do dia 05 de julho de 2019, como requisito para aprovação na disciplina de Trabalho de Conclusão de Curso 2, do Curso de Engenharia Química da Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Campus Francisco Beltrão. A candidata foi arguida pela Banca Avaliadora composta pelos professores abaixo assinados. Após deliberação, a Banca Avaliadora considerou o trabalho Aprovado () ou Reprovado ().

Prof. Dr. Douglas Junior Nicolin
Coordenador do Curso

Prof. Dr. André Zuber
Orientador

Prof^a. Dr^a. Michele Di Domenico
Membro da Banca

Prof. Dr. Juan Carlos Pokrywiecki
Membro da Banca

“A Folha de Aprovação assinada encontra-se na Coordenação do Curso.”

AGRADECIMENTOS

Primeiramente agradeço a Deus, pelo dom da vida, por ter me dado força, discernimento e sabedoria para vencer mais uma etapa da minha vida.

Agradeço a minha família, em especial aos meus pais, Celso Navarini e Geny C. Navarini, que sempre estiveram ao meu lado me apoiando mesmo nas horas difíceis e que, certamente, foram os grandes protagonistas dessa história, agradeço de coração.

Agradeço aos meus amigos, companheiros nas horas difíceis, dos quais sempre encontrei motivação para seguir em frente nessa jornada acadêmica.

Agradeço ao meu orientador Prof. Dr. André Zuber por aceitar o desafio, assim como sua dedicação, esforço e disponibilidade para sanar todas as dúvidas em prol do bom desempenho do trabalho.

Agradeço aos professores membros da banca, que aceitaram o convite e pelas contribuições que foram de grande importância para o bom desenvolvimento do trabalho.

Agradeço a Universidade Tecnológica Federal do Paraná pelas oportunidades e experiências oferecidas.

A todos que, de alguma forma, contribuíram para o bom desenvolvimento deste trabalho, deixo aqui, meu muito obrigada!

RESUMO

Com foco na redução de gastos na planta de produção de Dimetil Éter a partir do Metanol, redução no consumo de utilidades, preservação das fontes naturais como a água, e redução de poluentes proveniente da queima de combustíveis para geração de vapor, o presente trabalho objetivou a implantação da metodologia *Pinch* na integração energética do processo, juntamente com a análise de viabilidade econômica e, também, a avaliação de quatro diferenças mínimas de temperatura (ΔT_{\min}). Após realizar a simulação do processo no *Software* Livre COCO, seguiu-se os passos convencionados para este método, elaborou-se as cascatas de energia e as curvas compostas para cada temperatura estudada. Com esses resultados, foi possível realizar a análise de viabilidade econômica. Analisando o custo total em relação aos ΔT_{\min} , concluiu-se que o melhor ΔT_{\min} para a planta em estudo é o de 10K; assim, elaborou-se a rede de trocadores de calor. As reduções obtidas nos cálculos representam 55,31% no custo de utilidades em comparação da planta sem integração, com um investimento de US\$ 76.904 (R\$ 299.925,6) em trocadores de calor. Com a construção da rede de trocadores de calor, também foi possível elaborar o novo *Layout* para a planta.

Palavras-chave: Integração energética. Metodologia *Pinch*. Mudança de fase. Dimetil Éter. Viabilidade econômica.

ABSTRACT

Focusing in the cost reduction in a dimethyl ether production plant through Methanol, in the reduction of utilities consumption, in the preservation of natural sources as water, and in the reduction of pollutants from fuel combustion to generate steam, the present work intended the implementation of the *Pinch* analysis to accomplish the energy integration in the process, along with the economic feasibility analysis, as well the evaluation of four minimum temperature variation (ΔT_{\min}). After performing the simulation of the process in *COCO open source software*, the conventional steps for this method were proceeded, the energy cascades were prepared, curves were composed for each temperature studied. By these results it was possible to accomplish the economic feasibility analysis. By the analysis of the full cost related to ΔT_{\min} , it was concluded that the best ΔT_{\min} for the plant in study is the 10K, therefore the network of heat exchangers was elaborated. The obtained reductions in the calculations represent 55,31% in the utilities cost compared to the plant without the integration, with an investment of US\$ 76.904 (R\$ 299.925,6) in heat exchangers. Upon the construction of the heat exchangers it was also possible to elaborate a new Layout for the plant.

Keywords: Energy integration. *Pinch* Analysis. Phase Transition. Dimethyl Ether. Economic Feasibility Analysis.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Tabela do Problema e Cascata de Calor	20
Figura 2 - Gráfico das Curvas Compostas	21
Figura 3 - Rede de Máxima Recuperação de Calor	22
Figura 4 - Fluxograma do processo de produção de Dimetil Éter sem integração	25
Figura 5 - Planta de trocadores de calor do processo de produção de Dimetil Éter	31
Figura 6 - Fluxograma do processo com divisão Capacidade Calorífica	32
Figura 7 - Exemplo do esquema de cálculo para a construção das cascatas	38
Figura 8 - Curva composta para o $\Delta T_{\min} = 6 \text{ K}$	41
Figura 9- Curva composta para o $\Delta T_{\min} = 10 \text{ K}$	41
Figura 10- Curva composta para o $\Delta T_{\min} = 15 \text{ K}$	42
Figura 11- Curva composta para o $\Delta T_{\min} = 20 \text{ K}$	42
Figura 12 - Representação das utilidades, ponto <i>Pinch</i> e área de troca térmica	43
Figura 13 - Gráfico de comparação das curvas	43
Figura 14-Gráfico de representação da divisão das regiões para o cálculo da área	45
Figura 15 - Gráfico de custo por área	49
Figura 16 - Gráfico de custos total mensal para cada ΔT_{\min}	51
Figura 17 - Custo total semestral de utilidades	51
Figura 18 - Rede de trocadores de calor para $\Delta T_{\min} 10 \text{ K}$	53
Figura 19–Representação dos trocadores de calor inseridos na rede de trocadores	60
Figura 20 - <i>Layout</i> da planta de produção de Dimetil Éter	61

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Nomenclatura de equipamentos e descrição das correntes do processo	25
Tabela 2 - Dados do processo de produção de Dimetil Éter	26
Tabela 3 - Dados da planta sem integração obtida no <i>Software Coco</i>	31
Tabela 4 - Dados da divisão correntes para Cp	33
Tabela 5 - Dados do processo obtidos pelo Software COCO	33
Tabela 6 - T' para correção das temperaturas	34
Tabela 7 - Tabela do problema	35
Tabela 8 - Cascata de Energia considerando a diferença mínima de temperatura de 6 K	36
Tabela 9 - Cascata de Energia considerando a diferença mínima de temperatura de 10 K	36
Tabela 10 - Cascata de Energia considerando a diferença mínima de temperatura de 15 K	37
Tabela 11 - Cascata de Energia considerando a diferença mínima de temperatura de 20 K	37
Tabela 12 - ΔH da cascata de calor para ΔT_{min} de 6 K	38
Tabela 13 - ΔH da cascata de calor para ΔT_{min} de 10 K	39
Tabela 14 - ΔH da cascata de calor para ΔT_{min} de 15 K	39
Tabela 15 - ΔH da cascata de calor para ΔT_{min} de 20 K	40
Tabela 16 - Resultado das cascatas de calor	40
Tabela 17 - Área total de troca térmica	46
Tabela 18 - Custo dos trocadores em relação a área	48
Tabela 19 - Parâmetros da para o cálculo do custo	48
Tabela 20 - Custo das utilidades cálculo na base de um mês	49
Tabela 21 – Custo total mensal	50
Tabela 22 - Comparação dos custos	52
Tabela 23 - Lista de equipamentos da planta de produção de Dimetil éter integrada energeticamente	62

LISTA DE SÍMBOLOS

A_T	Área dos trocadores de calor
C_{energia}	Custo das utilidades
$C_{\text{equipamento}}$	Custo dos trocadores de calor
C_p	Capacidade Calorífica
C_{Total}	Custo total
DME	Dimetil Éter
h	Coefficiente de transferência de calor
K	Unidade de medida de temperatura (Kelvin)
M	Vazão mássica
MW	Megawatt
N_{min}	Número mínimo de trocadores de calor
N_s	Número de correntes
N_u	Número total de fontes de utilidades quentes e frias
PE	Ponto de estrangulamento
r	Fator de incrustação
RTC	Rede de trocadores de calor
T^*	Temperaturas corrigidas
T'	Valor de correção para as temperaturas
TC_i	Trocador de calor i
T_e	Temperatura entrada
T_e^*	Temperatura entrada corrigida
T_f	Temperatura final
T_i	Temperatura inicial
T_s	Temperatura saída
T_s^*	Temperatura saída corrigida

U	Coeficiente global de transferência de calor
US\$	Dólar
W	Watt
ΔH	Varição de entalpia
ΔT_{\min}	Diferença mínima de temperatura
ΔT_{ML}	Média logarítmica das diferenças de temperatura nas extremidades dos trocadores

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	12
2. OBJETIVOS	14
2.1 OBJETIVO GERAL	14
2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS	14
3. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	15
3.1 ESTADO DA ARTE	15
3.2 A METODOLOGIA <i>PINCH</i> DE INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA	18
3.2.1 Tabela do Problema	18
3.2.2 Curvas Compostas	20
3.2.3 Diagrama de Grade	22
3.2.4 Construção da Rede de Trocadores de Calor	22
3.2.5 Número Mínimo de Unidades e Área de Troca Térmica	23
3.2.6 Análise da Viabilidade Econômica	24
3.3 DESCRIÇÃO DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DE DIMETIL ÉTER	24
3.4 DADOS OBTIDOS NA LITERATURA	26
4. PROCEDIMENTOS METODOLÓGICOS	28
5. RESULTADOS E DISCUSSÕES	30
5.2. SIMULAÇÃO DO PROCESSO EM <i>SOFTWARE</i> LIVRE	30
5.3. TABELA DO PROBLEMA	34
5.4 CASCATA DE ENERGIA	35
5.5. CURVAS COMPOSTAS	41
5.6. ÁREA DE TROCA TÉRMICA	44
5.7. CUSTOS	47
5.7.1. Custo dos trocadores de calor	47
5.7.2. Custo das utilidades	49
5.8. ANÁLISE DE VIABILIDADE ECONÔMICA	50

	xi
5.9. REDE DE TROCADORES DE CALOR	53
5.10. <i>LAYOUT</i> DA PLANTA DE DIMETIL ÉTER INTEGRADA	54
6. CONCLUSÃO	56
REFERÊNCIAS	57
APÊNDICE A	60

1. INTRODUÇÃO

No final do século XX a busca por energias renováveis ganhou grande notoriedade por parte das indústrias. A preocupação com a reutilização da energia ganhou grande importância na década de 70, quando houve a crise do petróleo e a consequente elevação do custo do barril (RAVAGNANI, 1994; LIU et al. 2018). Melo (2008) avaliou a média do preço do petróleo por barril em US\$ analisado em cinco países (Arábia Saudita, Irã, Iraque, Nigéria e Venezuela). O aumento foi de 3,19 vezes e a inflação no Brasil entre os anos de 1973 e 1978 teve uma média de 34,46%, o que impactou diretamente no custo de produção e consequentemente no aumento do preço de comercialização dos produtos (RAVAGNANI, 1994). Segundo Cereto (2004), estudos elaborados no ano de 1992 pelo Conselho Mundial de Energia indicavam que dentro de 30 anos as fontes de energia naturais não seriam capazes de suprir as necessidades energéticas do mundo. Esses fatos fizeram com que as empresas buscassem fontes alternativas e sustentáveis aliadas a métodos de minimização de consumo de energia, intensificando assim, os estudos de integração energética.

Entre as várias técnicas de síntese de rede de trocadores de calor (RTC), a que se destaca é a Análise *Pinch*, da qual teve seu desenvolvimento completo apresentado em 1983 por Linnhoff e Hindmarsh, esta técnica é conhecida como Metodologia do Ponto de Estrangulamento Energético (PEE), também conhecido por “Método *Pinch*” ou “Tecnologia *Pinch*” (RAVAGNANI, 1994; SILVA et al. 2003). Baseada na primeira e segunda lei da termodinâmica, a metodologia tem por objetivo o cruzamento de correntes quentes e frias, dispensando em uma dada porcentagem, o uso de utilidades externas como vapor de aquecimento e água de arrefecimento, estabelecendo assim, uma rede de trocadores de calor com um consumo mínimo de energia primária (RAVANGANI, 1994; TROY, 2006; OLIVEIRA, 2013).

A partir da metade do século XIX, as fontes de petróleo ganharam mais notoriedade e deste recurso eram produzidos combustíveis como a querosene, nafta e óleos pesados. Mas com o passar do tempo, questões ambientais começaram a ser levantadas, dando início a uma busca por combustíveis alternativos (TROY, 2006; CREMASCO, 2015). O óleo diesel é obtido a partir do petróleo e empregado

em diversas atividades. Porém, a mudança nas leis ambientais tem exigido redução no teor de enxofre desses compostos, tornando o diesel um grande vilão da classe de combustíveis (LIMA, 2014). Troy (2006) apresenta uma lista de critérios onde o combustível, alternativo ao diesel, que mais se adequa às regras é o Dimetil Éter. Este se tornou uma alternativa promissora e limpa, apresentando uma eficiência aproximadamente igual ao diesel e, uma baixa emissão de poluentes (ZHOU, 2016). É o éter mais simples (CH_3OCH_3) e, mesmo pertencendo ao grupo dos compostos orgânicos voláteis, não apresenta características cancerígenas, mutagênicas e tóxicas. Com menor teor de emissão de NO_x , SO_x e particulados, apresenta um potencial de aquecimento global baixo quando comparado a outros gases (OLIVEIRA, 2005; TROY, 2006; LIMA, 2014; ZHOU, 2016). Então o processo de produção de Dimetil éter foi escolhido para este trabalho pois atende a um dos critérios impostos pela Análise *Pinch*, o qual julga necessário ter-se ao menos uma corrente quente e uma corrente fria na planta química. Outro motivo foi o fato de o Dimetil Éter ser uma alternativa ao diesel, apresentando características próximas em relação à eficiência e sendo menos poluente.

Em âmbito industrial, a água e a energia para geração de vapor representam os custos principais. Quando se utiliza água como fluido de refrigeração, é necessário retorná-la à temperatura ambiente antes de devolvê-la ao meio ambiente. Para a geração de vapor, faz-se necessário uma fonte de energia, normalmente proveniente da queima de combustíveis, assim como um tratamento para os gases gerados na queima. Então, para atender às normas ambientais, esses são os principais fatores que agregam custos à uma planta industrial.

Sendo assim, o presente trabalho de conclusão de curso baseia-se na integração energética do processo de produção de Dimetil éter, assim como realização da análise de viabilidade econômica com base redução dos custos de utilidades proporcionados pelo método.

2. OBJETIVOS

Nesta seção são apresentados os objetivos gerais e específicos para o desenvolvimento deste trabalho de conclusão de curso.

2.1 OBJETIVO GERAL

Analisar a aplicação da metodologia *Pinch* em uma planta de Dimetil Éter a fim de integrar energeticamente as correntes do processo reduzindo seus custos de operação.

2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Para alcançar os objetivos gerais, os seguintes objetivos específicos foram determinados:

- ✓ Coletar os dados do processo a fim de aplicar todos os passos da metodologia *Pinch*;
- ✓ Analisar o efeito de quatro valores de ΔT_{\min} para a planta;
- ✓ Aplicar a análise de viabilidade econômica a fim de definir qual é o melhor ΔT_{\min} para o processo;
- ✓ Verificar qual é a economia gerada em relação às utilidades pela aplicação da metodologia *Pinch*;
- ✓ Elaborar a rede de trocadores de calor para o melhor ΔT_{\min} , assim como o novo *Layout* do processo.

3. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

Esta seção apresenta alguns trabalhos que analisam a aplicabilidade do método do ponto de estrangulamento e, também, muitos acompanhados da análise de viabilidade econômica. Posteriormente, há uma abordagem explicativa referente aos passos do desenvolvimento da metodologia *Pinch*.

3.1 ESTADO DA ARTE

Em meio a vários métodos de integração energética, a metodologia *Pinch* desde que concebida, chama atenção, pois é um método de fácil aplicação e bons resultados. Nesta etapa, referenciam-se alguns trabalhos que utilizaram a metodologia *Pinch* como base para o desenvolvimento de projetos de integração energética.

No trabalho desenvolvido por Oliveira (2014) aplicou-se a integração energética utilizando a metodologia *Pinch* em uma biorrefinaria de cana-de-açúcar virtual com o objetivo de reduzir o consumo de utilidades. Foram separados seis cenários diferentes, resultando em diferentes malhas. A escolha do ΔT_{\min} igual a 10 °C foi feita com base em outros trabalhos. Para a análise *Pinch* foram utilizados dois softwares. Após aplicar a metodologia, realizou-se uma análise global. A economia chegou a 50% quando comparada à planta sem integração, e a 30% quando comparada com a integração de projeto. Então, conclui-se que existe uma grande vantagem na utilização da metodologia *Pinch*. O autor ainda cita que este é um processo simples com resultados satisfatórios e que mostra também a redução da emissão de gases e efluentes aquosos.

Analisando-se a integração energética aplicada por Faleiros e Luiz (2014), em uma planta de formaldeído da empresa *Synteko*[®] Produtos Químicos S/A, conclui-se que é possível a aplicação do método *Pinch*, e que ótimos resultados são obtidos. Como apresentado, a indústria tinha um gasto inicial de energia de 7,37 MW por dia somando todas as utilidades externas necessárias. Após a integração do processo, esse valor caiu bruscamente para 3,49 MW por dia, correspondendo a 95,25% de redução no consumo de utilidades externas. Considerando-se uma eficiência de 30% na conversão de energia elétrica em

térmica, os gastos que inicialmente correspondiam à ¹US\$ 884.732,70 passaram a ser de US\$ 41.884,75 mensais. Em análise, o número de trocadores de calor utilizados após a integração energética foi de cinco trocadores. Esta formulação mostra-se adequada, resultando em uma alta economia de energia, o que torna o processo econômico e ambientalmente atrativo.

Amaral (2013) desenvolveu a análise de integração energética, utilizando a metodologia *Pinch* em uma Unidade de Coqueamento Retardado (UCR). Também foi aplicada uma avaliação técnica econômica dos resultados. Foram desenvolvidas duas redes de trocadores com diferentes valores para ΔT_{\min} . A primeira rede resultou em uma redução de 3,8% no custo total, com o mesmo número de trocadores de calor que a original. A segunda rede apresentou menor custo de utilidades, porém maior custo de capital. Comparando as duas redes sintetizadas, a primeira possui menor custo total que a segunda, tornando-a mais viável. Um ponto ressaltado pelo autor é que as redes foram montadas manualmente, ou seja, existem outras possibilidades de configurações podendo então obter-se melhores resultados.

No trabalho desenvolvido por Westphanlen (1993), foi criado um fluxograma para a fabricação de 2-butanol. A planta foi desenvolvida em sua totalidade com uma única rede de trocadores, onde já se aplicava a metodologia *Pinch*. Utilizando o simulador *HYSIS*[®], calculou-se o custo com utilidades de US\$ 118,283 MW por ano. Os itens que apresentaram custo mais elevado foram a rede de trocadores de calor e as utilidades. A curva composta construída apresenta grandes áreas que necessitam de utilidades para promover a troca térmica, logo, sem a aplicação de integração, seria necessária uma quantidade de energia externa muito grande para suprir as necessidades energéticas da planta, gerando grandes custos. Mas, por meio do método *Pinch*, pôde-se diminuir consideravelmente o uso de utilidades, gerando uma grande economia. O autor salienta que sem a aplicação do método os custos de implantação seriam muito maiores, tornando a implantação inviável.

Mobolaji et al. (2016) aplicaram a integração energética em uma planta teórica de hidro processamento de bio-óleo integrada com um processo de reforma

¹ Convertem-se os valores, que inicialmente encontravam-se em reais, para dólar multiplicando-os por um fator de 3,90, correspondente à cotação do dólar no dia 17 de Junho de 2019.

a vapor, utilizando a metodologia *Pinch* em conjunto com o simulador *ASPEN Plus*[®] para auxiliar no desenvolvimento da rede. Foram desenvolvidos dois projetos de redes de trocadores de calor. O ΔT_{\min} foi determinado como sendo 20 °C. Assim, as curvas compostas mostraram a necessidade de fornecimento de energia para utilidades quentes e frias de 260 kW e 5 kW, respectivamente. A análise econômica das plantas revelou que a primeira rede desenvolvida, que se baseia na utilização de calor residual para pré-aquecimento do bio-óleo, apresenta menor custo de capital, o que torna a planta mais viável. Além de aumentar a lucratividade do processo, diminuindo 2% no valor do produto, também atingiu uma redução de aproximadamente 90% na emissão de gases poluentes.

Fernandes (2009) realizou um estudo de integração energética na etapa de extração de uma fábrica de óleo de soja, também utilizando metodologia *Pinch*. Para a nova rede de trocadores de calor foi necessário incluir dois trocadores de calor, e os trocadores já existentes na linha foram utilizados para suprir a necessidades energéticas que a integração não foi capaz de promover. Após os cálculos, a economia resultante foi de US\$ 354.900,00 por ano, representando uma economia de 5,3% do consumo global de vapor na planta. Com isso, o custo total anual passou de US\$ 446.335,50 para US\$ 100.620,00. Em porcentagem isso representa uma redução de 77,5% após a síntese da nova rede, contando com um investimento de US\$ 64.506,00 para os dois trocadores de calor. Isso resultou em uma taxa de retorno de apenas 3 meses. Esses dados comprovam a eficiência da aplicação da integração energética e da metodologia *Pinch* em processos industriais.

A metodologia *Pinch* desenvolvida por Gorica et al. (2015) aplicada na indústria Petroquímica-Kutina, uma planta de produção de ácido nítrico localizada na Croácia. Foram feitas duas análises: uma da rede original e outra com a integração proporcionando uma análise de custos. A primeira análise desenvolvida sem a integração entre as correntes, apresentou um custo total de US\$ 7.411.993,7 por ano. Para a rede com integração energética, o custo total foi de US\$ 6.391.377,41 por ano, representando uma economia anual de 14%, com 17 trocadores de calor para ambas as redes. O ΔT_{\min} determinado foi de 38°C. É importante ressaltar que a relação da diferença mínima de temperatura com o custo dos trocadores tem grande influência. Os autores citam que se ΔT_{\min} aumentar, o calor disponível para troca térmica entre as correntes do processo, diminui assim

como a área de transferência de calor, levando a uma redução nos custos com trocadores. Quando o ΔT_{\min} aumenta, a demanda térmica da planta também aumenta, resultando em maior necessidade do uso de utilidades externas. Então vale salientar que essa análise deve ser feita com cuidado para que ocorra, de fato, uma redução no custo da rede de trocadores de calor. Por fim, o autor fala que essa análise prova a eficiência da aplicação da metodologia *Pinch*, apresentando uma porcentagem de economia satisfatória.

É de grande notoriedade que a integração energética realizada por meio da aplicação da metodologia *Pinch* apresenta resultados satisfatórios. Um ponto muito interessante são as várias possibilidades de formulação de diferentes redes de trocadores de calor, que apresentam diferentes resultados quando aplicadas à análise de viabilidade econômica, adequando-se, assim, a diferentes possibilidades de investimentos.

3.2 A METODOLOGIA *PINCH* DE INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA

A metodologia *Pinch* apresentada a seguir foi desenvolvida por Linnhoff e colaboradores, sendo uma série de técnicas estruturadas que se baseiam na primeira e segunda lei da termodinâmica, com intuito de determinar a melhor rede de recuperação energética envolvendo trocadores de calor (FERNANDES, 2009).

3.2.1 Tabela do Problema

Uma opção ao método gráfico é a construção da tabela do problema. Esta consiste em construir uma tabela com todos os intervalos de temperatura, fazer o balanço de energia e, por meio da construção de uma cascata de calor, determinar as necessidades energéticas do problema. Os resultados são os mesmos que o método gráfico, porém obtidos com mais facilidade (CERETO, 2004). Para exemplificar, é apresentado na Figura 1 a tabela do problema e a cascata de calor desenvolvida por Fernandes (2012) em um dos exemplos. Esta etapa pode ser dividida em, basicamente, uma tabela para cada passo, tornando o desenvolvimento da questão mais visível.

A seguir são descritos os procedimentos para a construção da tabela:

a) Separa-se cada intervalo de temperatura. Neste passo, é necessário fazer a modificação da temperatura para garantir que o ΔT_{\min} ocorra apenas no ponto *Pinch*, consequentemente garantindo a troca térmica entre as correntes (FALEIROS et al. 2014). Para obter as novas temperaturas é necessário somar a metade do ΔT_{\min} para as correntes frias, e subtrair o mesmo valor para as correntes quentes (CERETO, 2004). Em seguida constrói-se a primeira coluna ordenando em forma decrescente todos os intervalos de temperatura corrigidos (FERNANDES, 2009).

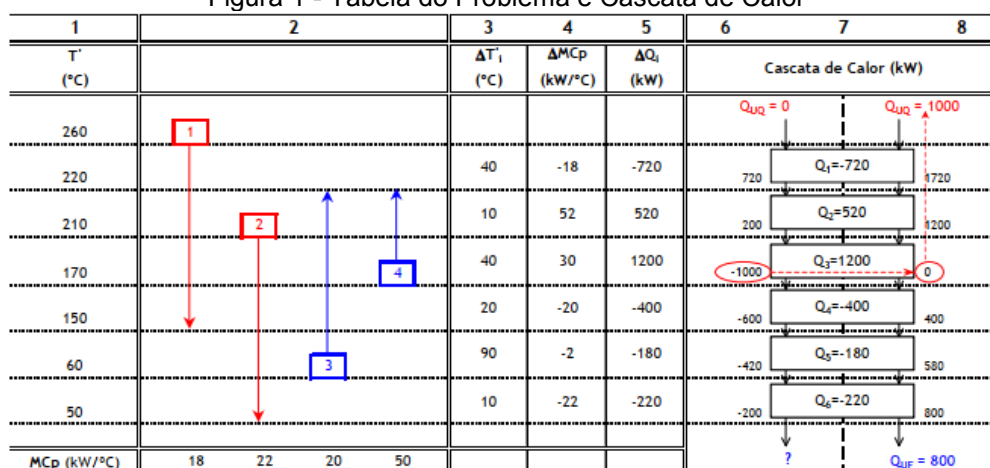
b) Para cada intervalo aplica-se o balanço de energia, mostrado na Equação 1. Em que C_p é a capacidade calorífica e m é a vazão mássica. (FALEIROS et al. 2014).

$$Q = \Delta H = \left(\sum_{c.frias} mC_p - \sum_{c.quentes} mC_p \right) \Delta T' \quad (1)$$

c) Após aplicar o balanço de energia para cada intervalo de temperatura, constrói-se a cascata de calor inviável. Inicialmente, considera-se que não há fornecimento de energia para o sistema. Vale lembrar que esta cascata não é aplicável e que serve apenas para eliminar os valores negativos obtidos pelo balanço de energia. Em seguida, para evitar o déficit de energia provocado pelo passo anterior, monta-se a cascata viável. Para dar início, anota-se na primeira linha o maior valor negativo da cascata inviável, tido como o excesso de energia do processo. Este valor visa obter um valor igual a zero, que será exatamente o ponto *Pinch*. As quantidades de energia mínima e máxima requeridas de utilidades para o processo podem ser lidas nas extremidades desta última coluna (FALEIROS et al. 2014).

Para exemplificar, é apresentado na Figura 1 a tabela do problema e a cascata de calor desenvolvida por Fernandes (2012) em um dos exemplos. Esta etapa pode ser dividida em, basicamente, uma tabela para cada passo, tornando o desenvolvimento da questão mais visível.

Figura 1 - Tabela do Problema e Cascata de Calor



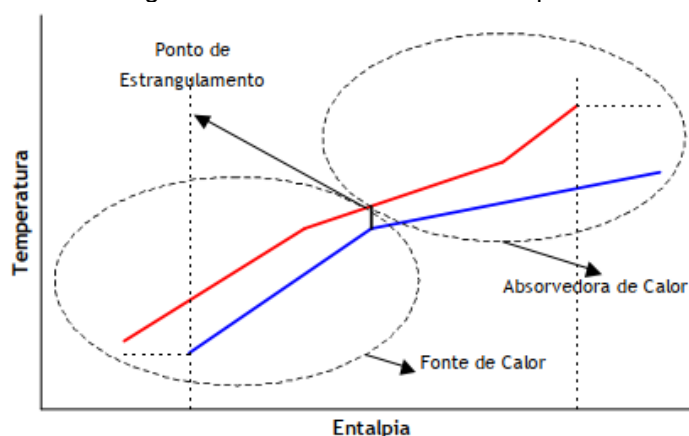
Fonte: Fernandes, 2012.

3.2.2 Curvas Compostas

A construção das curvas compostas é normalmente o primeiro passo da Análise *Pinch* (FERNANDES, 2009). Para isso, é necessário construir o gráfico do perfil de temperatura *versus* variação de entalpia e ter todas as informações das correntes como temperatura, tipo da corrente e variação de entalpia (CERETO, 2004; FERNANDES, 2009; FALEIROS et al. 2014). As correntes são classificadas como quentes e frias.

Com a construção das curvas, é possível observar três grandes informações: O ponto de estrangulamento (PE), que é o ponto onde ocorre a menor diferença de temperatura, as regiões onde pode ocorrer troca térmica entre as correntes do processo e os gastos adicionais com utilidades que são regiões onde as curvas não se sobrepõem verticalmente, como apresentado na Figura 2 (CERETO, 2004; FERNANDES, 2009; FALEIROS et al. 2014). Na figura, as regiões acima e baixo do ponto de estrangulamento estão respectivamente representadas por círculos denotados de Absorvedora de Calor e Fonte de calor. Já a linha vertical pontilhada, representa o início das áreas que necessitam de utilidades.

Figura 2 - Gráfico das Curvas Compostas



Fonte: Fernandes, 2012.

O ponto de estrangulamento, também conhecido como ponto *Pinch*, é onde ocorre a divisão do gráfico em duas regiões, abaixo e acima de *Pinch*. As trocas térmicas se tornam viáveis somente quando efetuadas entre as correntes que estão na mesma região, não podendo cruzar o ponto de estrangulamento. Neste ponto também se tem a diferença mínima de temperatura (ΔT_{\min}). É deste valor que depende toda a Análise *Pinch*, pois quando varia-se este termo, modifica-se os resultados do gráfico e então novas possibilidades de trocas térmicas aparecem (CERETO, 2004; FERNANDES, 2009; FALEIROS et al. 2014).

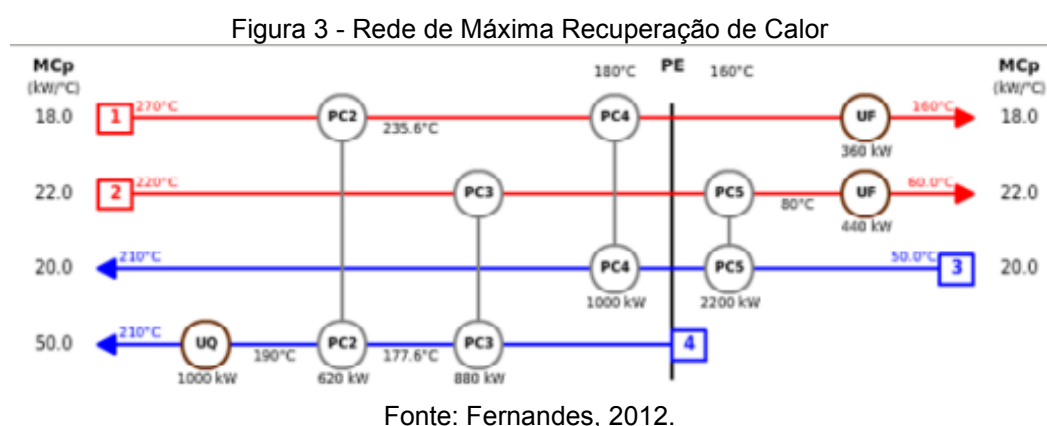
Nas regiões acima e abaixo do *Pinch*, existem as partes onde as duas curvas se sobrepõem verticalmente, e que representam possíveis trocas térmicas entre as correntes do processo, como apresentado na Figura 2. É exatamente nessas regiões onde ocorre a integração do processo. O tamanho destas regiões depende do ΔT_{\min} escolhido, quanto menor a variação, maior é a sobreposição e, conseqüentemente, maiores são as possibilidades de troca térmica. Porém, um ponto negativo, é que a área de troca térmica também aumenta, o que provoca grande elevação no custo dos trocadores (CERETO, 2004; FERNANDES, 2009; FALEIROS et al. 2014).

Analisando verticalmente as curvas, nota-se que nas extremidades delas não se sobrepõem. Esses vazios representam que não há energia disponível dentro do processo para suprir totalmente a necessidade da corrente e atingir a temperatura final desejada, então, para isso, são implantadas as utilidades (CERETO, 2004; FERNANDES, 2009; FALEIROS et al. 2014).

3.2.3 Diagrama de Grade

O diagrama de grade apresentado por Linnhoff e Flower (1978) é uma forma muito adequada de representar a rede de trocadores de calor e de visualizar em quais correntes ocorrerá as trocas térmicas (FERNANDES, 2009). Pode-se visualizar o diagrama de grade juntamente com a rede de trocadores de calor na Figura 3.

Para a construção deste diagrama, agrupam-se as correntes quentes na parte superior de forma horizontal e as correntes frias abaixo das quentes, seguindo a mesma lógica de construção. É importante lembrar que se deve representar o sentido da corrente de acordo com a temperatura de entrada e de saída, e que as temperaturas de todas as correntes decrescem da esquerda para a direita (FERNANDES, 2009). Então encontra-se o ponto *Pinch*, fazendo aparecer as regiões de possíveis trocas térmicas, abaixo e acima do ponto *Pinch* (FALEIROS et al. 2014).



3.2.4 Construção da Rede de Trocadores de Calor

A construção da rede de trocadores de calor de máxima recuperação só é possível após elaborar o diagrama de grade e a tabela do problema, ou o gráfico das curvas compostas, pois as informações obtidas nestas etapas são de extrema importância (FERNANDES, 2009; Kwong, 2013, TURTON et al. 2009). Então, analisa-se verticalmente e individualmente cada região (abaixo e acima do *Pinch*).

Deve-se seguir as principais regras: (FERNANDES, 2012; Kwong, 2013, TURTON et al. 2009).

- i. Não pode ocorrer troca térmica que cruze o Ponto de Estrangulamento;
- ii. Não se deve acoplar a utilidade fria acima do *Pinch*. Não se deve acoplar a utilidade quente abaixo do *Pinch*;
- iii. Acima do *Pinch*, o número de correntes quentes deve ser menor ou igual ao número de correntes frias. E capacidade calorífica global (mCp) da corrente quente em análise deve ser menor ou igual que a da correntes fria;
- iv. Abaixo do *Pinch* o número de correntes quentes deve ser maior ou igual ao número de correntes frias e a capacidade calorífica global (mCp) da corrente quente em análise, deve ser maior ou igual que a da corrente fria.

Outra regra citada por Kwong (2013), é que todas as correntes quentes que tocam o *Pinch* devem ser resfriadas antes das outras que não tocam, e abaixo do *Pinch*, todas as correntes frias que tocam o *Pinch* devem ser aquecidas antes das correntes que não tocam o ponto *Pinch*.

A rede mostrada na Figura 3 é o resultado de uma rede de máxima recuperação de energia construída a partir de um exemplo utilizado por Fernandes (2012).

3.2.5 Número Mínimo de Unidades e Área de Troca Térmica

Um dado muito importante de fácil determinação e que influencia diretamente no custo de capital é o número mínimo de trocadores de calor, podendo ser determinado pela Equação 2. Nessa equação, N_s é o número de correntes e N_u é o número total de fontes de utilidades quentes e frias distintas (KWONG, 2013).

$$N_{min} = N_s + N_u - 1 \quad (2)$$

O cálculo da área de troca térmica leva em conta os trocadores envolvidos no processo, o que está diretamente relacionado com o custo de equipamentos. Por

este motivo, busca-se um *layout* com uma menor área de troca térmica (FALEIROS et al. 2014).

3.2.6 Análise da Viabilidade Econômica

O ΔT_{\min} representa a máxima recuperação de calor no processo, ou seja, a menor necessidade de aplicação de utilidades. Este tem relação diretamente proporcional com o consumo de utilidades e inversamente proporcional com a área de troca térmica (FERNANDES, 2009). Uma forma de analisar o valor ótimo de ΔT_{\min} é fazendo um balanço de energia, calculando a área de troca térmica e analisando os custos relacionados (RAVANGANI, 1994).

Os custos totais dividem-se em duas partes: custo energético, que são representados pela necessidade de utilidades no processo, e o custo dos equipamentos, que leva em conta inúmeros fatores como quantidade de trocadores utilizados, área de troca térmica, da qual está diretamente relacionada com o ΔT_{\min} , material, entre outros. A Equação 3 representa o cálculo do custo total (FERNANDES, 2012).

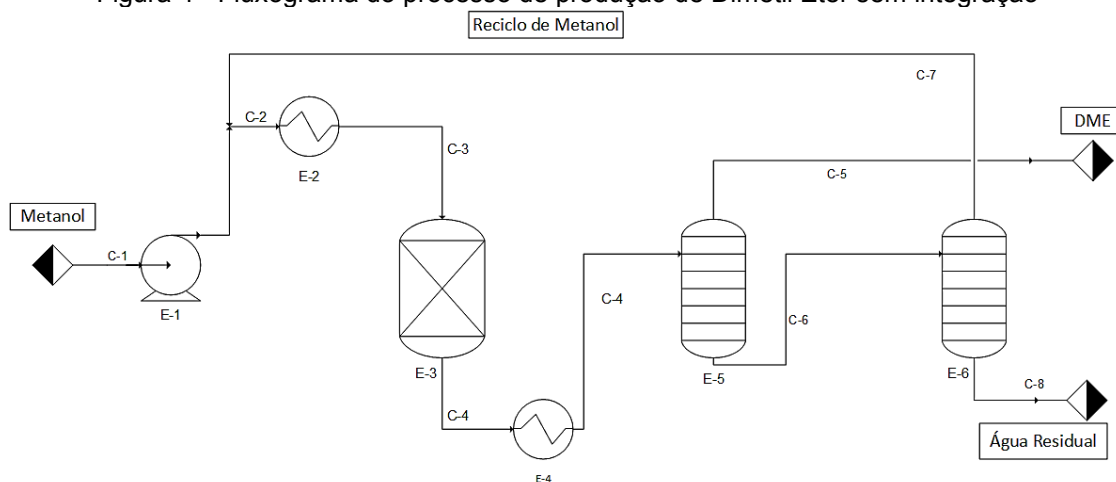
$$C_{total} = C_{energia} + C_{equipamento} \quad (3)$$

3.3 DESCRIÇÃO DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DE DIMETIL ÉTER

O processo de produção de Dimetil Éter, apresentado na Figura 4, inicia-se com a alimentação de 500,00 Kmol/h de metanol que, após combinar-se com o reciclo de 95,76 Kmol/h de metanol não convertido ao final do processo, é impulsionado por uma bomba (E-1) até o primeiro trocador de calor (E-2) que eleva a temperatura da corrente de 323,5 K para 656 K, provocando a vaporização do componente. Essa corrente segue diretamente para o reator de leito fixo (E-3) com conversão de passagem única de 80%, onde ocorre a reação exotérmica por meio do contato com um catalisador ácido de zeólita formando dimetil éter e água, operando a uma temperatura média ótima de 665 K. Após a reação, a corrente de produto segue para outro trocador de calor (E-4), onde ocorre a condensação parcial da corrente, resultando em uma corrente com fração molar de 0,44 mols de vapor e

0,56 mols de líquido, alterando também a temperatura de 665 K para 351 K. Em seguida, a corrente é direcionada para colunas de separação, onde, na primeira coluna (E-5) obtém-se em maior quantidade o produto desejado, e na segunda coluna (E-6) ocorre a separação do metanol que não foi convertido em produto da água gerada no processo (SILVA et al. 2016; FERREIRA et al. 2016, TURTON et al. 2009). A lista de equipamentos do processo e das correntes envolvidas é apresentada na Tabela 1.

Figura 4 - Fluxograma do processo de produção de Dimetil Éter sem integração



Fonte: Próprio Autor (2019).

Tabela 1 – Nomenclatura de equipamentos e descrição das correntes do processo

Símbolo	Equipamento	Componente da Corrente
E-1	Bomba	-
E-2	Trocador de Calor (Aquecedor)	-
E-3	Reator	-
E-4	Trocador de Calor (Resfriador)	-
E-5	Coluna de Destilação	-
E-6	Coluna de Separação	-
C - 1	-	Metanol
C - 2	-	Metanol + Reciclo de Metanol
C - 3	-	Metanol + Reciclo de Metanol
C - 4	-	Metanol + DME + Água
C - 5	-	Dimetil Éter
C - 6	-	Metanol + Água
C - 7	-	Reciclo de Metanol
C - 8	-	Água Residual

Fonte: Próprio Autor (2019).

Sendo a reação global de conversão do metanol para dimetil éter dada pela Equação 4:



A reação apresenta a conversão do Metanol em Dimetil Éter e Água. Que ocorre por meio da desidratação catalítica do metanol, sobre um catalisador de zeólito ácido. Este processo ocorre em uma única passagem com conversão de 80%, sendo que esta é uma reação levemente exotérmica que ocorre a temperatura de 656 K (383 °C) (TURTON et al. 2009).

3.4 DADOS OBTIDOS NA LITERATURA

Para desenvolver o presente estudo, fez-se a coleta de dados referentes ao processo na literatura. Os trabalhos desenvolvidos por Turton (2009) e Lima (2014), apresentam uma linha de estudo baseados no processo de produção de Dimetil Éter a partir do Metanol. Com base nesses artigos, coletaram-se dados como temperatura, pressão, fração mássica ou molar dos componentes em cada corrente, e estado físico das correntes (líquido ou vapor). A Tabela 2 reúne as principais informações referentes ao processo.

Tabela 2 - Dados do processo de produção de Dimetil Éter

Corrente	Tipo	Estado Físico	Temperatura (K)	Componentes	Fração molar
1	Fria	Líquido	323,51	Água	0,0085
				Metanol	0,9910
				Dimetil Éter	0,0005
2	Fria	Vapor	656	Água	0,0085
				Metanol	0,9910
				Dimetil Éter	0,0005
3	Quente	Vapor	665	Água	0,4190
				Metanol	0,1690
				Dimetil Éter	0,4120
4	Quente	Líquido/Vapor	351	Água	0,4190
				Metanol	0,1690
				Dimetil Éter	0,4120

Fonte: Próprio Autor (2019).

Observa-se na Tabela 2, que a corrente 1, corrente de entrada, sofre mudança de fase, passando do estado líquido para gasoso, sendo então, denominada como corrente 2, da qual encontra-se pronta para entrar no reator. A corrente 3 é a corrente de saída do reator, que se encontra totalmente no estado gasoso. Está é então resfriada tornando-se a corrente 4, a qual encontra-se no estado líquido/vapor. O processo encontra-se de forma mais detalhada na Figura 5, mostrada a seguir.

4. PROCEDIMENTOS METODOLÓGICOS

Nesta seção, são apresentados os passos para o desenvolvimento da pesquisa elaborada neste trabalho de conclusão de curso, que além de utilizar a metodologia *Pinch*, também empregou conhecimentos de diversas áreas da engenharia química. Além disso, esta seção contempla também os procedimentos adotados na elaboração da análise de viabilidade econômica do projeto.

A planta industrial de Dimetil Éter (DME) foi selecionada para a aplicação da integração energética, pois apresenta correntes do processo que precisam ser aquecidas e resfriadas, sendo esta a regra básica para se aplicar a metodologia *Pinch*. A coleta de dados referente a essas correntes foi realizada na literatura.

Foram reunidos todos os dados do processo, como temperatura, pressão, vazão, capacidade calorífica e componentes para todas as correntes. Os balanços de massa e energia foram calculados a fim de definir as características do processo como quantidade de utilidades quentes e frias necessárias, carga térmica dos trocadores de calor energia disponível em cada corrente.

Tendo em mãos todas as informações referentes ao processo, deu-se início às etapas de aplicação da metodologia *Pinch*, a qual necessitou inicialmente da determinação das diferenças mínimas de temperatura (ΔT_{\min}). Determinou-se esta quantidade com a finalidade de avaliar a área de troca térmica necessária, o consumo de utilidades e, também, o número de trocadores a serem implantados. O ΔT_{\min} é geralmente arbitrado na literatura como 10 K, porém, este valor pode gerar uma grande área de troca térmica, dependendo do processo, o que influencia diretamente nos custos de construção, uma vez que o valor de ΔT_{\min} está diretamente relacionado à área de troca térmica, e assim, ao custo dos trocadores de calor. Desta maneira, tornou-se cabível uma análise detalhada a respeito do valor ótimo para a planta industrial de dimetil éter integrada energeticamente.

O primeiro passo resumiu-se na construção da tabela do problema, que ordena os intervalos das temperaturas corrigidas, em ordem decrescente na primeira coluna. Na segunda coluna, foi adicionada a representação da corrente que parte da sua temperatura inicial (T_i) até sua temperatura final (T_f), seguida do balanço de energia que compõe a terceira coluna. Feito isso, elaborou-se a cascata de calor inviável e a cascata viável. A partir desses valores, tem-se como resultado o valor

das utilidades necessárias para as correntes atingirem as temperaturas finais (utilidades quentes e frias do processo integrado). Todos os resultados apresentados nessa tabela dependem do valor estipulado para cada ΔT_{\min} .

Feito isso, construiu-se o diagrama de grade para representar a rede de trocadores de calor. Nesta etapa, são definidas quais correntes permutarão calor entre si. Como existe a possibilidade de várias configurações, foi conveniente determinar a quantidade mínima de trocadores de calor com base no número de correntes e também no número de utilidades, como apresentado anteriormente na Equação 2. E então, seguindo as regras determinadas pelo método para a construção da rede de trocadores de calor, foi obtida a rede de trocadores.

Finalizada toda análise da metodologia *Pinch*, elaborou-se o cálculo dos custos de cada trocador de calor e das utilidades. Esses cálculos foram elaborados com base na metodologia aplicada por Ravagnani e Suarez (2012) em seu livro de trocadores de calor. Então, a área dos trocadores de calor foi calculada por meio das curvas compostas, após, usou-se o *Software online Matches* para determinar o custo dos trocadores. Já para realizar o cálculo do custo das utilidades, usou-se como base as informações fornecidas por Turton et al. (2009), que apresentaram valores para o custo do vapor e também para a água de arrefecimento. Por meio dos resultados de energia obtidos nas cascatas de calor, foi obtido o custo das utilidades para cada ΔT_{\min} em estudo.

Desta forma elaborou-se a análise de viabilidade econômica, que apresenta a redução dos custos com utilidade quente e fria após a aplicação da metodologia *Pinch* e também se determinou qual é o melhor ΔT_{\min} . Também, elaborou-se o novo *layout* para o processo de produção de Dimetil Éter, utilizando o *Visio*[®], com base na rede de trocadores de calor.

5. RESULTADOS E DISCUSSÕES

Baseando-se na metodologia descrita anteriormente, esta seção apresenta os cálculos desenvolvidos neste trabalho, assim como, a utilização de *Software COCO Simulator* (*software* livre) e as análises obtidas a partir dos mesmos.

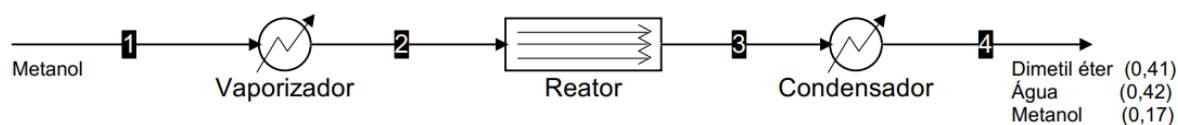
5.2. SIMULAÇÃO DO PROCESSO EM SOFTWARE LIVRE

Após a coleta dos dados básicos, utilizou-se o programa de simulação de processos químicos *COCO Simulator* (*software* livre) para a determinação de propriedades das misturas, bem como para a simulação do processo de produção de Dimetil Éter a partir do Metanol. Considerou-se que o processo opera com uma vazão molar de entrada de metanol igual a 595,76 kmol/h e pressão de trabalho de 1350 kPa. Partindo dos dados de componentes, temperatura, pressão e frações molares do processo, realizou-se a simulação a fim de determinar informações como o balanço molar e o balanço de energia, valores da capacidade calorífica de cada corrente, ponto de bolha e de orvalho das correntes de entrada e saída e a quantidade de energia usada em cada trocador de calor (ΔH). Esta última propriedade é fundamental para a aplicação do processo de integração energética.

O processo consiste, basicamente, em uma corrente de entrada de metanol (corrente 1) a 323,5 K, já acrescida do reciclo considerado no processo, que passa por um trocador de calor (vaporizador), operando com vapor superaquecido a 423 K, sendo aquecida até 656 K, temperatura na qual está totalmente na fase vapor (corrente 2). Após esta etapa de aquecimento, o metanol segue para o reator de leito fixo, na temperatura de 665 K. Posteriormente, a corrente de saída do reator (corrente 3) deve ser resfriada, por um trocador de calor, que utiliza água de arrefecimento, para reduzir a temperatura de 665 K para 351 K, formando uma corrente mista de líquido e vapor (corrente 4), como mostrada na Figura 5.

Em seguida, o processo segue para as etapas de separação, as quais não envolvem trocas térmicas com possibilidade de realização de integração energética, o que justifica a simplificação da planta. Sendo assim, a Figura 5 representa apenas a parte do processo onde ocorrem as trocas térmicas em estudo.

Figura 5 - Planta de trocadores de calor do processo de produção de Dimetil Éter



Fonte: Próprio Autor (2019).

O balanço molar e o balanço de energia foram realizados diretamente pelo *COCO Simulator*. A simulação teve como objetivo principal calcular a quantidade de energia envolvida no processo de aquecimento da corrente de entrada e resfriamento da corrente de saída do reator. Os valores são apresentados na Tabela 3.

Tabela 3 - Dados da planta sem integração obtida no *Software Coco*

	Corrente	ΔH (MW)	Corrente	Estado Físico	C_p (J/mol K)
Vaporizador	2-3	9,55	Entrada	Líquido	115,68
			Saída	Vapor	72,16
Condensador	4-5	7,07	Entrada	Vapor	74,58
			Saída	Líquido/Vapor	93,17 / 78,55

Fonte: Próprio Autor (2019).

A fim de verificar o valor obtido da capacidade calorífica (C_p), calculou-se a variação de entalpia, apresentada na Equação 4, para a corrente de entrada (1) partindo do C_p obtido pelo *software*. Sendo m a vazão convertida para unidade de mols (165,48 mol/s).

$$\Delta H = mC_p\Delta T \quad (4)$$

$$\Delta H = 165,48 * \left(\frac{115,68 + 72,16}{2} \right) * (656 - 323,5) \quad (4.1)$$

$$(4.2)$$

$$\Delta H = 5,26 \text{ MW}$$

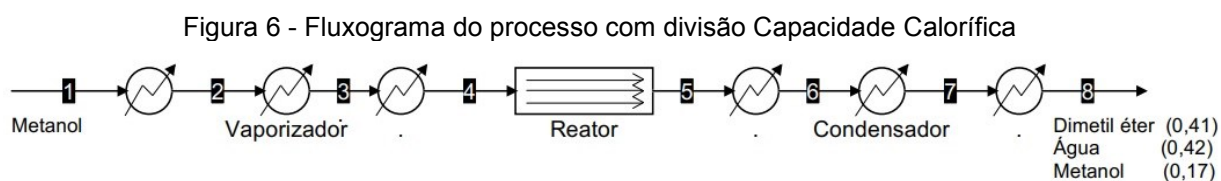
Notou-se que a quantidade calculada não correspondeu à quantidade de energia obtida pelo simulador (9,55 MW). Isso se deve ao fato de o processo apresentar mudança de fase. Quando isso ocorre, o C_p não mantém comportamento

linear, o que seria ideal para os cálculos. Então, para ter uma representação correta, dividiu-se a corrente de entrada em três partes e a corrente de saída em duas partes, relacionando-as com o ponto de bolha e o ponto de orvalho.

A primeira etapa da corrente (1), a qual se encontra no estado de líquido subresfriado, recebe calor sensível e tem sua temperatura elevada até o valor do ponto de bolha da mistura a aproximadamente 400 K. Então, em uma segunda etapa, a corrente segue para o vaporizador para realizar a mudança de fase, convertendo-se de líquido saturado para vapor saturado por meio da adição de uma quantidade de calor latente. Por fim, em uma terceira etapa, a mistura é aquecida novamente passando de vapor saturado para vapor superaquecido, chegando a temperatura correspondente à entrada do reator.

Procedimento semelhante foi adotado para a corrente que sai do reator. Primeiro, ocorre o resfriamento da mistura até o ponto de orvalho, aproximadamente 427 K. Posteriormente, a mistura sofre um novo resfriamento que resulta na passagem de vapor saturado para uma mistura líquido-vapor.

Um fluxograma mais detalhado, contendo as cinco etapas mencionadas anteriormente, é mostrado na Figura 6. Além disso, os dados referentes a esse fluxograma, como temperaturas de ponto do bolha e orvalho, capacidade calorífica e entalpia, são apresentados na Tabela 4.



Fonte: Próprio Autor (2019).

z\

Determinou-se o C_p de cada uma das misturas que passavam em cada trocador de calor por meio da média das capacidades caloríficas das correntes de entrada e saída do trocador, utilizando para isso a Equação 5:

Tabela 4 - Dados da divisão correntes para Cp

	Corrente	ΔH (MW)	Corrente	ΔT (K)	Estado	Cp (J/mol K)
Aquecedor	1-2	1,59	Entrada	323,5	Líquido	115,68
			Saída	400,0	Líquido	154,56
Vaporizador	2-3	5,51	Entrada	400,0	Líquido	154,56
			Saída	430,0	Vapor	61,63
Aquecedor	3-4	2,53	Entrada	430,0	Vapor	61,63
			Saída	658,0	Vapor	72,27
Resfriador	5-6	2,70	Entrada	665,5	Vapor	74,58
			Saída	427,0	Líquido/Vapor	90,59/62,43
Condensador	6-7	4,28	Entrada	427,0	Vapor	90,59/62,43
			Saída	351,0	Líquido/Vapor	93,12/78,55

Fonte: Próprio Autor (2019).

$$C_p = \frac{C_{p_{entrada}} + C_{p_{saida}}}{2} \quad (5)$$

Nos trocadores de calor com mudança de fase torna-se difícil a determinação de um valor único para a capacidade calorífica. Segundo Kwong (2013), a integração energética requer que os valores de C_p sejam constantes, então calcula-se um valor fictício considerando a carga térmica necessária para a mudança de fase. Pode-se representar este cálculo pela Equação 6.

$$C_p = \frac{\Delta H}{m\Delta T} \quad (6)$$

Assim, todas as informações referentes ao processo simulado no *software* COCO são apresentadas na Tabela 5, com os determinados ajustes para a capacidade calorífica.

Tabela 5 - Dados do processo obtidos pelo Software COCO

Corrente	Trocador	Tipo	Te (K)	Ts (K)	Cp (J/mol.K)	mCp (W/K)	ΔT (K)	ΔH (MW)
1-2	TC1	F	323,5	400,0	125,19	20718,38	76,5	1,59
2-3	TC2	F	400,0	430,0	1109,64	183633,89	30,0	5,51
3-4	TC3	F	430,0	658,0	66,95	11079,48	228,0	2,53
5-6	TC4	Q	665,0	427,0	68,50	11336,82	-238,0	2,70
6-7	TC5	Q	427,0	351,0	339,91	56251,47	-76,0	4,28

Fonte: Próprio Autor (2019).

O tipo de corrente fria foi representado pela abreviação F, e para as correntes quentes usou-se a representação Q. As temperaturas de entrada e saída das correntes estão representadas por T_e e T_s , respectivamente. A última coluna representa os valores de energia necessárias em cada trocador.

5.3. TABELA DO PROBLEMA

A construção da tabela do problema é o primeiro passo para organizar de forma lógica todas as informações para aplicação da Metodologia *Pinch* de integração energética do processo. Nesta etapa, corrigiram-se as temperaturas do processo, a fim de garantir que o ΔT_{\min} ocorresse apenas no ponto *Pinch*. Por meio da Equação 7, foi possível realizar a correção.

$$T' = \frac{\Delta T_{\min}}{2} \quad (7)$$

Para correntes Quentes: $T^* = T - T'$ (7.1)

Para correntes Frias: $T^* = T + T'$ (7.2)

em que T' corresponde a temperatura a ser somada ou subtraída das temperaturas originais, T^* corresponde às temperaturas corrigidas e T a temperatura original da corrente. Vale destacar que a correção é feita a partir da soma de T' à temperatura original T , para as correntes frias, já para as correntes quentes, subtrai-se T' de T , como apresentado nas Equações 7.1 e 7.2. A Tabela 6 apresenta os valores para a correção das temperaturas.

Tabela 6 - T' para correção das temperaturas

ΔT_{\min}	T'
6	3,5
10	5
15	7,5
20	10

Fonte: Próprio Autor (2019).

Como proposto, a planta de produção de Dimetil Éter foi avaliada para vários valores de diferença mínima de temperatura mínima (ΔT_{\min}), e os valores das temperaturas corrigidas são apresentados na Tabela 7.

Tabela 7 - Tabela do problema

Corrente	Te (K)	Ts (K)	ΔT_{\min} 6 K		ΔT_{\min} 10 K		ΔT_{\min} 15 K		ΔT_{\min} 20 K	
			Te* (K)	Ts* (K)	Te* (K)	Ts* (K)	Te* (K)	Ts* (K)	Te* (K)	Ts* (K)
1-2	323,5	400,0	326,5	403,0	326,5	403	330,5	407,5	333,5	410
2-3	400,0	430,0	403,0	433,0	403	433	407,5	437,5	410	440
3-4	430,0	658,0	433,0	661,0	433	661	437,5	665,5	440	668
5-6	665,0	427,0	662,0	424,0	662	424	657,5	419,5	655	417
6-7	427,0	351,0	424,0	348,0	424	348	419,5	343,5	417	341

Fonte: Próprio Autor (2019).

As Tabelas 5 e 7 constituem a base para todos os cálculos seguintes que serão realizados ao longo do desenvolvimento da metodologia *Pinch*.

5.4 CASCATA DE ENERGIA

Para tornar a construção da cascata de calor mais visível, optou-se por separá-la em duas partes. A primeira parte consiste na representação das correntes e no cálculo da energia para cada intervalo. Já a segunda parte baseia-se na construção da cascata de calor inviável e cascata viável.

Inicialmente, elencou-se em ordem decrescente as temperaturas corrigidas, em seguida, representaram-se as correntes do processo da temperatura inicial até a final, sendo as correntes frias representadas em azul e as correntes quentes em vermelho. Para realizar o balanço de energia, apresentado na Equação 1, calculou-se a diferença de temperatura e a média da capacidade calorífica, ambas referentes a cada intervalo.

Nas Tabelas 8, 9, 10 e 11, apresenta-se a primeira parte dos cálculos da cascata de energia para cada ΔT_{\min} estudado. Vale ressaltar que, para esse passo, os valores de entalpia são utilizados na unidade de Watts, pois desta forma obtém-se maior precisão nos cálculos.

Tabela 8 - Cascata de Energia considerando a diferença mínima de temperatura de 6 K

T (K)	Trocador de Calor					ΔT (K)	$\sum mCp_{Frio} - \sum mCp_{Quente}$ (J/s*K)	ΔH (W)
	TC ₁	TC ₂	TC ₃	TC ₄	TC ₅			
662						1	113.36,81	113.36,81
661						228	-257,33	-586.72,43
433						9	172.297,07	155.067.3,68
424						21	127.382,41	267.503.0,75
403						55	-355.33,09	-195.432.0,21
348						21,53	207.18,38	446.066,75
326,47								

Fonte: Próprio Autor (2019).

Tabela 9 - Cascata de Energia considerando a diferença mínima de temperatura de 10 K

T (K)	Trocador de Calor					ΔT (K)	$\sum mCp_{Frio} - \sum mCp_{Quente}$ (J/s*K)	ΔH (W)
	TC ₁	TC ₂	TC ₃	TC ₄	TC ₅			
663						-2	110.79,4811	-221.59,0
665						230	-257,3352	-591.87,1
435						13	172.297,0766	223.986.2,0
422						17	127.382,4167	216.550.1,0
405						59	-355.33,0947	-209.645.3,0
346						18	207.18,3815	372.930,9
328								

Fonte: Próprio Autor (2019).

Tabela 10 - Cascata de Energia considerando a diferença mínima de temperatura de 15 K

T (K)	Trocador de Calor					ΔT (K)	$\sum mCp_{Frio} - \sum mCp_{Quente}$ (J/s*K)	ΔH (W)
	TC ₁	TC ₂	TC ₃	TC ₄	TC ₅			
665,5						8	110.79,4811	88.635,84
657,5						220	-257,3352	-56.613,74
437,5						18	172.297,0766	3.101.347,37
419,5						12	127.382,4167	152.858,9
407,5						64	-355.33,0947	-227.411,8,06
343,5						12,53	207.18,3815	259.601,32
330,97								

Fonte: Próprio Autor (2019).

Tabela 11 - Cascata de Energia considerando a diferença mínima de temperatura de 20 K

T (K)	Trocador de Calor					ΔT (K)	$\sum mCp_{Frio} - \sum mCp_{Quente}$ (J/s*K)	ΔH (W)
	TC ₁	TC ₂	TC ₃	TC ₄	TC ₅			
668						13	110.79,4811	144.033,25
655						215	-257,3352	-553.27,07
440						23	172.297,0766	396.283,2,76
417						7	127.382,4167	891.676,91
410						69	-355.33,0947	-245.178,3,53
341						7,53	207.18,3815	156.009,41
333,47								

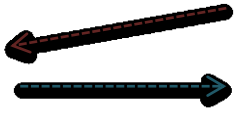
Fonte: Próprio Autor (2019).

Após determinar os valores de ΔH para cada intervalo de temperatura, seguiu-se para a segunda etapa da metodologia *Pinch*, na qual esses valores foram usados para a construção da cascata de energia. Nesta etapa, o objetivo foi determinar a temperatura do ponto de estrangulamento e a quantidade de energia a ser fornecida pelas utilidades quentes e frias.

Na construção da cascata inviável de calor, assumiu-se inicialmente que não havia necessidade de fornecer energia para o sistema. Desta maneira, o primeiro valor da coluna “Resposta Inviável” da Figura 7 foi considerado nulo, podendo-se dar

início aos cálculos da cascata, conforme apresentado na Figura 7, que serve como exemplo para representar uma tabela utilizada para realização dos cálculos das cascatas de energia.

Figura 7 - Exemplo do esquema de cálculo para a construção das cascatas

T (K)	$\Delta H(W)$		Resposta Inviável $\Delta H(W)$
662	-		0
661	11336,81641		-11336,81641
433	-58672,43106		47335,61465
424	1550673,689		-1503338,075

Fonte: Próprio Autor (2019).

A cascata inviável serve para determinar necessidade de utilidade quente requerida pelo processo, sendo o maior valor negativo a quantidade mínima de energia a ser fornecida.

Elaborou-se a cascata viável da mesma forma, porém, o valor a ser inserido na primeira linha da terceira coluna, é o maior valor negativo obtido na cascata inviável. Então, para construir as Tabelas 12, 13, 14 e 15, seguiu-se os mesmos passos.

Tabela 12 - ΔH da cascata de calor para ΔT_{min} de 6 K

T (K)	$\Delta H(W)$	Resposta Inviável $\Delta H(W)$	Resposta Viável $\Delta H(W)$
662	-	0	4178368,825
661	11336,81641	-11336,81641	4167032,009
433	-58672,43106	47335,61465	4225704,44
424	1550673,689	-1503338,075	2675030,75
403	2675030,75	-4178368,825	0
348	-1954320,21	-2224048,615	1954320,21
326,47	446066,7555	-2670115,37	1508253,455

Fonte: Próprio Autor (2019).

Tabela 13 - ΔH da cascata de calor para ΔT_{\min} de 10 K

T (K)	$\Delta H(W)$	Resposta Inviável $\Delta H(W)$	Resposta Viável $\Delta H(W)$
663	-	0	4380701,097
660	-22158,962	22158,96237	4347462,654
435	-59187,102	81346,06388	4405363,079
422	2239862	-2158515,93	2165501,084
405	2165501,08	-4324017,02	0
346	-2096452,6	-2227564,43	2096452,589
328	372930,869	-2600495,29	1723521,721

Fonte: Próprio Autor (2019).

Tabela 14 - ΔH da cascata de calor para ΔT_{\min} de 15 K

T (K)	$\Delta H(W)$	Resposta Inviável $\Delta H(W)$	Resposta Viável $\Delta H(W)$
665,5	-	0	4661958,479
657,5	88635,84948	-88635,84948	4573322,63
437,5	-56613,74927	-32022,10022	4629936,379
419,5	3101347,379	-3133369,479	1528589
407,5	1528589	-4661958,479	0
343,5	-2274118,063	-2387840,416	2274118,063
330,97	259601,3212	-2647441,737	2014516,742

Fonte: Próprio Autor (2019).

Tabela 15 - ΔH da cascata de calor para ΔT_{\min} de 20 K

T (K)	$\Delta H(W)$	Resposta Inviável $\Delta H(W)$	Resposta Viável $\Delta H(W)$
668	-	0	4943215,861
655	144033,2554	-144033,2554	4799182,605
440	-55327,07315	-88706,18226	4854509,678
417	3962832,762	-4051538,944	891676,9168
410	891676,9168	-4943215,861	0
341	-2451783,537	-2491432,324	2451783,537
333,47	156009,4133	-2647441,737	2295774,123

Fonte: Próprio Autor (2019).

Nas cascatas apresentadas acima, nota-se que na linha com energia igual a zero tem-se a temperatura correspondente ao ponto *Pinch*. Também é possível retirar o valor da energia necessária para a utilidade quente e utilidade fria, sendo esses o primeiro e o último valor, respectivamente, da cascata viável. Essas informações encontram-se resumidas na Tabela 16.

Tabela 16 - Resultado das cascatas de calor

ΔT_{\min}	T (K) Ponto <i>Pinch</i>	Tipo de utilidade	ΔH (MW)
6	403	Quente Fria	4,18 1,51
10	405	Quente Fria	4,38 1,72
15	407,5	Quente Fria	4,66 2,01
20	410	Quente Fria	4,94 2,95

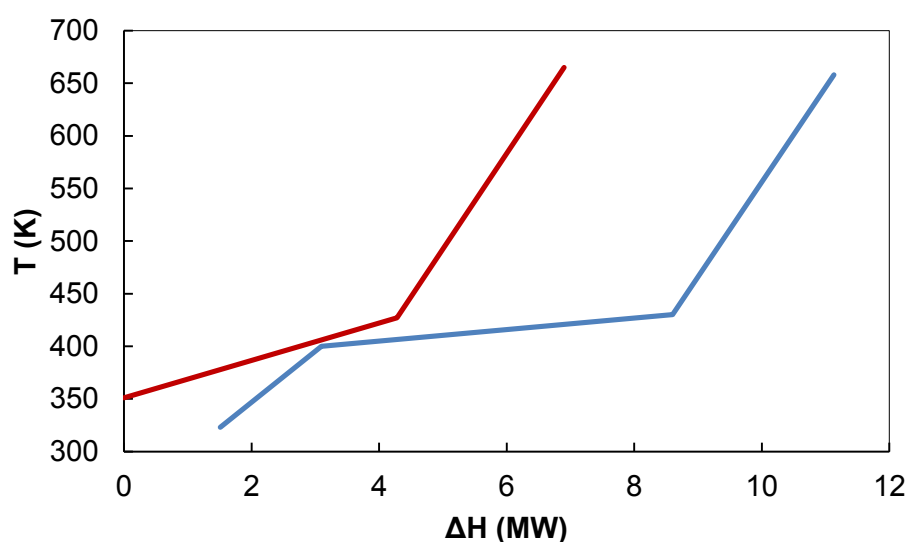
Fonte: Próprio Autor (2019).

As cascatas de energia apresentaram a temperatura corrigida para o ponto *Pinch*. Para determinar a temperatura do ponto *Pinch* referente à curva fria, subtraiu-se o valor de T' , determinado pela Equação 7, da temperatura do ponto *Pinch* apresentada na tabela acima. Já para a temperatura referente à curva quente, somou-se T' à temperatura do ponto *Pinch*. Nota-se também, que para valores de ΔT_{\min} mais altos, tem-se uma demanda de utilidades maior.

5.5. CURVAS COMPOSTAS

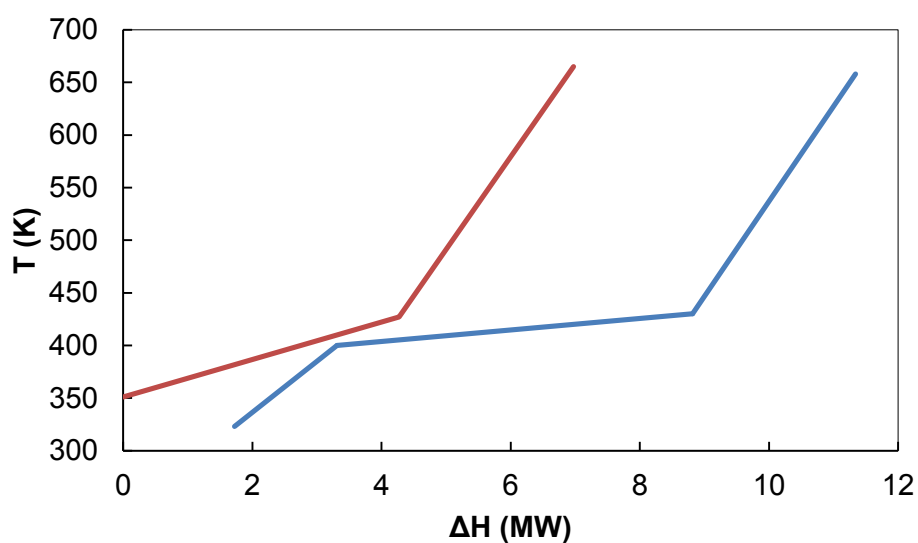
O desenvolvimento do método *Pinch* fica mais claro quando é feita a análise das curvas compostas quente e fria, as quais representam o perfil de temperatura-entalpia. A partir da combinação das correntes do processo, foram construídas as curvas compostas que são mostradas nas Figuras 8, 9, 10 e 11, sendo a curva quente representada em vermelho e a curva fria, em azul.

Figura 8 - Curva composta para o $\Delta T_{min} = 6$ K

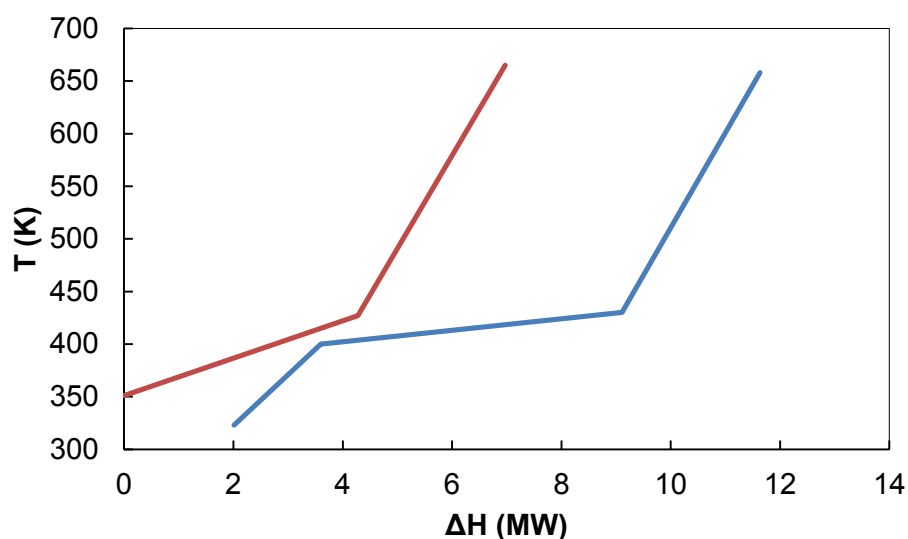


Fonte: Próprio Autor (2019).

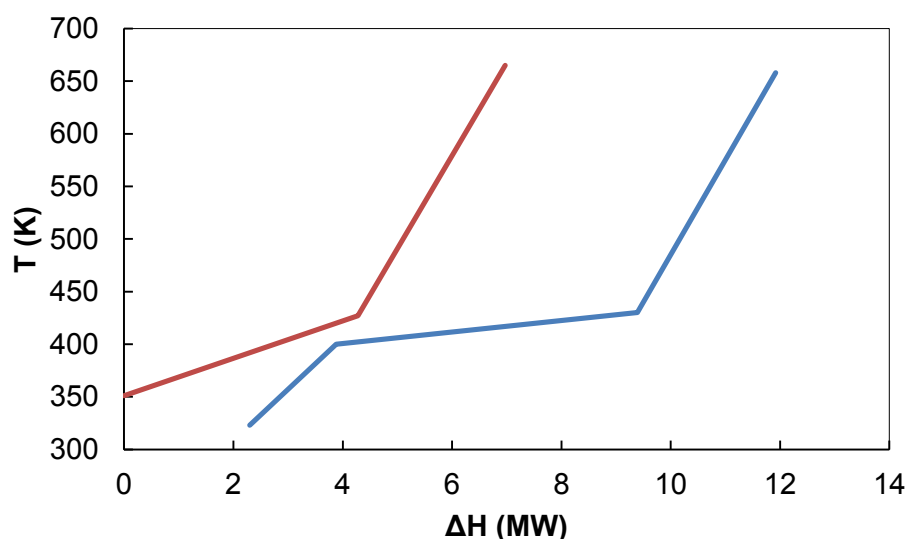
Figura 9- Curva composta para o $\Delta T_{min} = 10$ K



Fonte: Próprio Autor (2019).

Figura 10- Curva composta para o $\Delta T_{\min} = 15 \text{ K}$ 

Fonte: Próprio Autor (2019).

Figura 11- Curva composta para o $\Delta T_{\min} = 20 \text{ K}$ 

Fonte: Próprio Autor (2019).

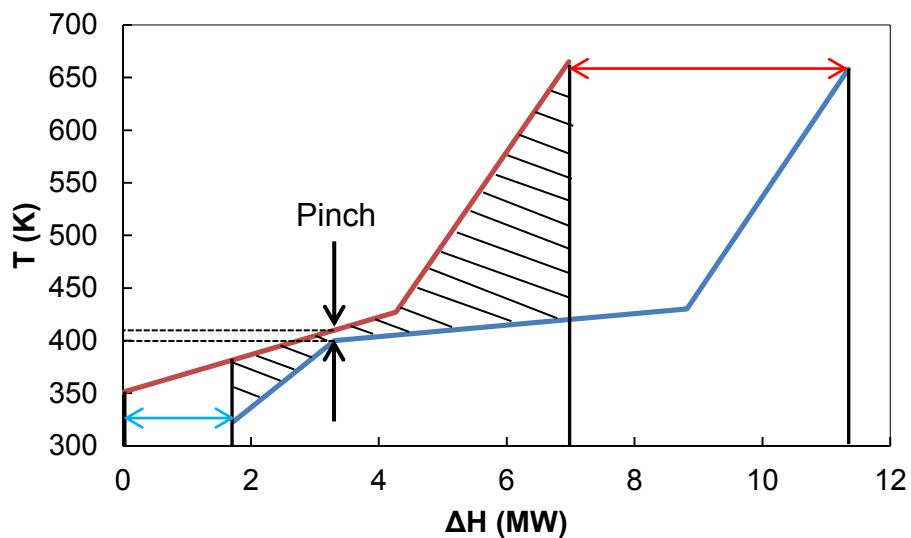
Essas curvas foram obtidas a partir da soma das energias das correntes envolvidas em cada intervalo de temperatura. Algumas informações podem ser retiradas desses gráficos.

A energia requerida pelas utilidades pode ser observada nas extremidades das curvas, onde não há sobreposição vertical das mesmas. Indicadas pelas flechas azul e vermelha da Figura 12.

O ponto *Pinch* é verificado no local onde ocorre a menor diferença de temperatura, sendo este o ponto que divide as regiões abaixo e acima do *Pinch*.

Essas regiões representam a área onde pode ocorrer troca térmica entre as correntes do processo, dada pela área hachurada na Figura 12.

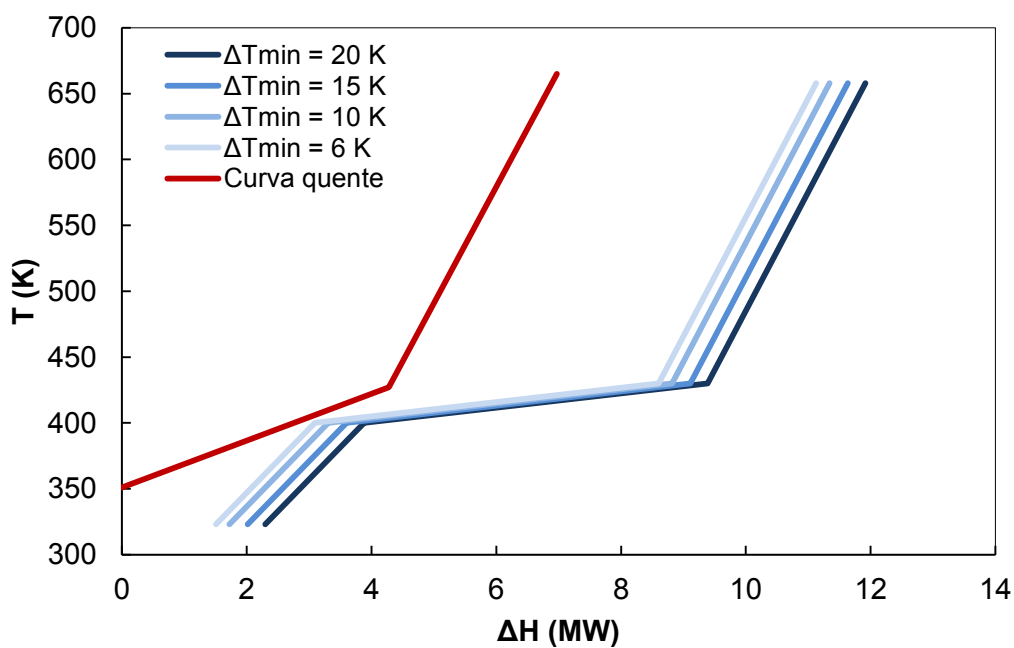
Figura 12 - Representação das utilidades, ponto *Pinch* e área de troca térmica



Fonte: Próprio Autor (2019).

Com a variação do ΔT_{\min} tem-se o deslocamento da curva fria em relação ao eixo das abscissas (ΔH). Desta forma, tornou-se pertinente a representação de todas as curvas frias em um único gráfico, como mostrado na Figura 13.

Figura 13 - Gráfico de comparação das curvas



Fonte: Próprio Autor (2019).

O deslocamento da curva fria representa os diferentes valores dos ΔT_{\min} no ponto *Pinch*. Pode-se notar que quanto menor é essa diferença, mais próximas as curvas se encontram, confirmando os valores obtidos nas cascatas de calor.

Para as curvas que estão mais próximas, a área de troca térmica entre as correntes do processo é maior do que para as curvas que estão mais afastadas, e, conseqüentemente, o consumo de utilidades torna-se menor. Já para as curvas que estão mais distantes as áreas descobertas verticalmente são maiores, conseqüentemente, o valor das utilidades requerido pelo sistema é maior.

5.6. ÁREA DE TROCA TÉRMICA

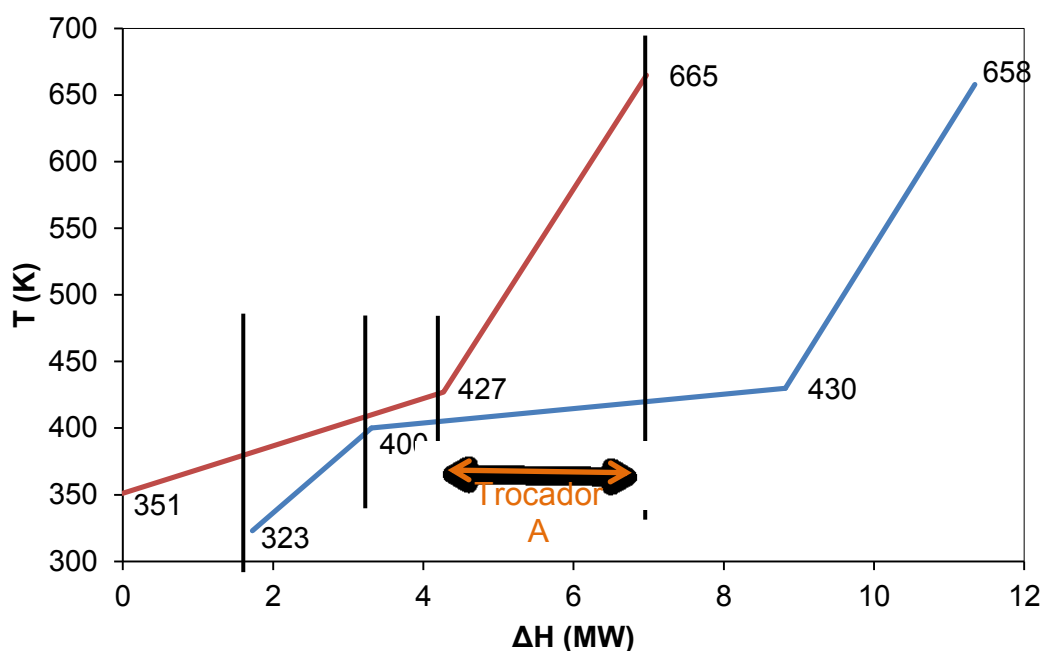
As áreas de troca térmicas foram calculadas utilizando-se a Equação 8 e são apresentadas na Tabelas 17 para cada diferença de temperatura.

$$A_T = \frac{\Delta H}{U \Delta T_{ML}} \quad (8)$$

em que A_T é a área de troca térmica total do equipamento, ΔH é a variação de entalpia, U é o coeficiente global de transferência de calor e ΔT_{ML} é a média logarítmica das diferenças de temperatura nos terminais do trocador de calor.

O cálculo da área deu-se por meio do diagrama ΔT versus ΔH com base na área de sobreposição vertical das curvas compostas quente e fria. Os intervalos foram divididos de acordo com a inclinação das curvas compostas, resultando em três regiões que podem ser observadas na Figura 14.

Figura 14 - Gráfico de representação da divisão das regiões para o cálculo da área



Fonte: Próprio Autor (2019).

Esta divisão implica no aparecimento de pequenas áreas ao longo do gráfico, que somadas, correspondem à área total de troca térmica. A Equação 9 representa a contabilização da área de troca térmica para cada intervalo i :

$$A_i = \frac{\Delta H_i}{U \Delta T_{MLi}} \quad (9)$$

O coeficiente global de transferência de calor foi calculado utilizando-se a Equação 10, com base nos fluidos presentes no processo. Além disso, o cálculo dessa variável contempla o fator de incrustação.

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_1} + \frac{1}{h_2} + r} \quad (10)$$

em que h o coeficiente de transferência de calor individual e r é o fator de incrustação. Para efetuar os cálculos, foi necessário determinar esses parâmetros com base na literatura. Segundo Caliman et al. (2017), o coeficiente de transferência de calor para o fluido do processo é de 1,6 (kW/m²K), para a água é de 6,62

(kW/m²K) e para o vapor é de 1,2 (kW/m²K). Também foi considerado o fator de incrustação utilizado para o fluido de processo com valor de 0,0002, e para as utilidades 0,0003.

As temperaturas que não fazem parte do processo necessitaram ser determinadas por meio de uma equação da reta, semelhante à apresentada na Equação 11. Para cada inclinação da curva foi plotada uma equação que a representa, possibilitando a determinação de qualquer temperatura no intervalo desejado.

Cada inclinação das curvas representa as extremidades dos trocadores de calor. Tomando como exemplo o Trocador A (Figura 14), este tem uma temperatura quente de entrada de 665 K e temperatura quente de saída de 427 K. Essas temperaturas foram facilmente determinadas, pois correspondem à temperatura da corrente quente, porém para as temperaturas da corrente fria não fica tão evidente assim. Então, para se ter-se uma boa precisão nessa determinação, optou-se por aplicar este método para cada inclinação da curva. A equação abaixo representa a curva fria no intervalo de 400 a 430 K, sendo esta um exemplo dos ajustes utilizados para determinar as temperaturas.

$$T = 0,0054 * \Delta H + 381,98 \quad (11)$$

Para determinar as temperaturas de cada ponto desejado, inseriu-se o valor de entalpia correspondente e então obteve-se a temperatura para a corrente. Este esquema foi seguido para todos os intervalos e para todos os ΔT_{\min} , em estudo, obtendo-se desta forma, as temperaturas necessárias para o cálculo da área de troca térmica.

A partir das equações apresentadas acima e dos gráficos das curvas compostas (Figuras 8, 9, 10 e 11), foi possível calcular a área de troca térmica para cada ΔT_{\min} estudado. A Tabela 17 apresenta a área de troca térmica total para cada temperatura.

Tabela 17 - Área total de troca térmica

ΔT_{\min}	Área Total (m ²)
6	250,36
10	179,74
15	131,60
20	101,19

Fonte: Próprio Autor (2019).

O valor de ΔT_{\min} representa a diferença mínima de temperatura na saída do trocador, ou seja, a diferença de temperatura entre as correntes nas extremidades do trocador devem ser no mínimo esse valor. Na Tabela 17, pode-se observar o comportamento esperado, pois quanto menor o valor do ΔT_{\min} maior será o tempo de contato entre as correntes, implicando diretamente no aumento da área de troca térmica.

5.7. CUSTOS

Nesta seção, são apresentados os cálculos elaborados neste trabalho referente aos custos e a viabilidade econômica do projeto de integração energética, englobando principalmente o custo de capital, que é o custo de fabricação, e o custo das utilidades, como vapor e água.

5.7.1. Custo dos trocadores de calor

O custo de construção dos trocadores de calor, denominado Custo capital ($C_{capital}$), pode ser representado pela Equação 12, apresentada por Ravagnani e Suarez (2012).

$$C_{capital} = a + b * A^c \quad (12)$$

em que A é a área total de troca térmica e a , b e c ($0 \leq c \leq 1$), são constantes que variam de acordo com fatores como material de construção, pressão de trabalho e tipo de equipamento.

Os fatores considerados para este cálculo foram baseados no que normalmente é encontrado na indústria, como: material de aço carbono, pressão de 1034,21 kPa e tamanho dos trocadores grandes, baseados em sua área.

Por meio do *Software online Matches* calculou-se o custo dos trocadores para cada ΔT_{\min} estudado, considerando que todos os trocadores são do tipo casco tubo. Os valores são apresentados na Tabela 18.

Tabela 18 - Custo dos trocadores em relação a área

ΔT_{\min}	Área (m ²)	Custo (US\$)	Custo (R\$)
6	250,39	86.000	335.400
10	179,74	76.900	299.910
15	131,6	69.200	269.880
20	101,19	63.400	247.260
Sem integração	182,27	77.267	301.341

Fonte: Próprio Autor (2019).

Como discutido anteriormente, quanto menor for o valor do ΔT_{\min} maior será a área requerida para realizar a troca térmica, implicando diretamente no valor do custo de produção de um trocador de calor, pois quanto maior a área, mais material será consumido, e conseqüentemente, maior será o custo deste trocador.

De posse dos dados da Tabela 18, que contém os quatro valores utilizados como base para determinar os parâmetros a , b e c da Equação 12, utilizou-se o suplemento Solver do Excel[®]. Os valores obtidos são apresentados na Tabela 19.

Tabela 19 - Parâmetros da para o cálculo do custo

Parâmetro	Valor
a	8,077
b	13379,682
c	0,337

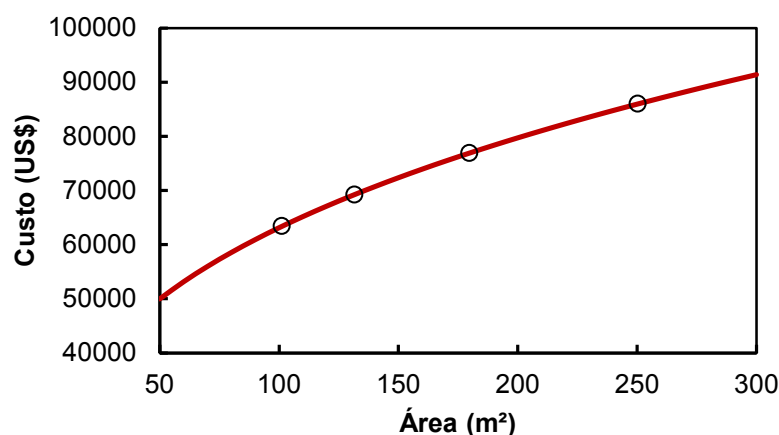
Fonte: Próprio Autor (2019).

Com este ajuste foi elaborada a Equação 12.1, onde é possível relacionar os valores de área, de 50 a 300 m², com o custo capital (custo de construção) dos trocadores.

$$C_{capital} = 8,076 + 13379,682 * A^{0,336} \quad (12.1)$$

Então plotou-se um gráfico de Custo (US\$) *versus* Área (m²), mostrado na Figura 15.

Figura 15 - Gráfico de custo por área



Fonte: Próprio Autor (2019).

Pode-se observar que o gráfico tem um comportamento crescente, ou seja, quanto maior é a área utilizada no trocador de calor maior será o custo deste equipamento.

5.7.2. Custo das utilidades

O custo das utilidades foi calculado com base no preço de vapor e de água apresentados por Turton et al. (2009), que apresenta o custo da água de arrefecimento como sendo de 0,35 US\$/GJ e para o vapor de 14 US\$/GJ. Com isso, foi possível calcular o custo das utilidades para cada ΔT_{\min} em estudo, bem como o custo das utilidades para a planta original sem integração energética. Esses resultados são apresentados na Tabela 20.

Tabela 20 - Custo das utilidades cálculo na base de um mês

ΔT_{\min} (K)	Custo vapor (US\$)	Custo água (US\$)	Custo Total de utilidades (US\$)
6	151.624,64	1.368,29	152.992,93
10	156.038,40	1.542,24	157.580,64
15	169.173,15	1.827,57	171.000,72
20	179.379,42	2.082,73	181.462,14
Sem integração	346.187,52	6.413,90	352.601,42

Fonte: Próprio Autor (2019).

Observa-se na tabela acima, que os custos para as utilidades apresentam o comportamento esperado, ou seja, quanto maior o ΔT_{\min} maior é a necessidade de utilidades e conseqüentemente mais elevado é o custo. Esse comportamento é verificado tanto para utilidade quente quanto para a utilidade fria, comprovando também, o que foi verificado na Figura 13.

Em comparação a planta sem integração energética, nota-se que todos os valores encontrados para cada ΔT_{\min} apresentam redução no custo das utilidades.

5.8. ANÁLISE DE VIABILIDADE ECONÔMICA

O cálculo do Custo total é a soma do custo capital com o custo de utilidades, descrito na Equação 13.

$$C_{Total} = C_{Capital} + C_{Utilidades} \quad (13)$$

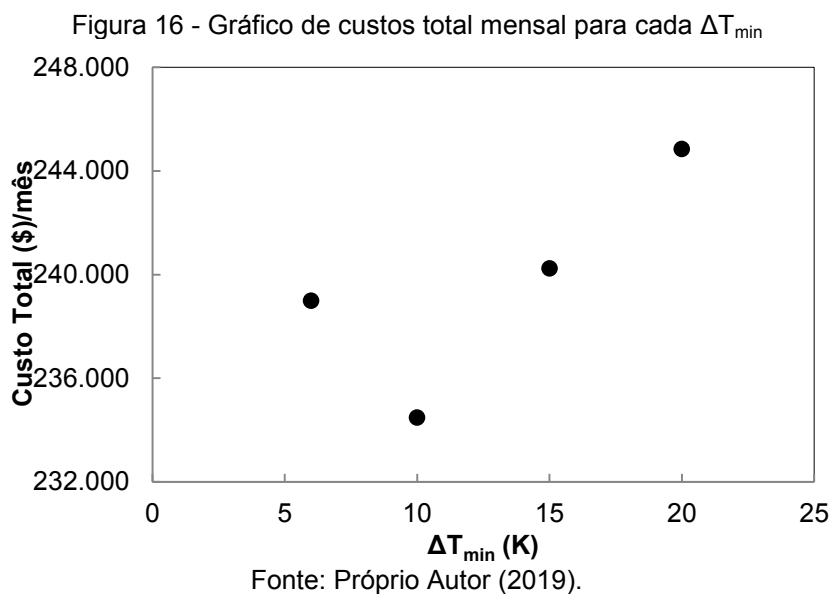
O custo das utilidades ($C_{Utilidades}$) foi calculado na base de tempo de um mês, possibilitando uma análise mensal para o custo total da empresa. Desta forma, elaborou-se a Tabela 21 a partir da Equação 13 para todos os ΔT_{\min} .

Tabela 21 – Custo total mensal

$\Delta T_{\min}(\text{K})$	Custo Total (US\$)	Custo Total (R\$)
6	238.981,67	932.028,5
10	234.484,91	914.491,1
15	240.239,73	936.934,9
20	244.836,81	954.863,6

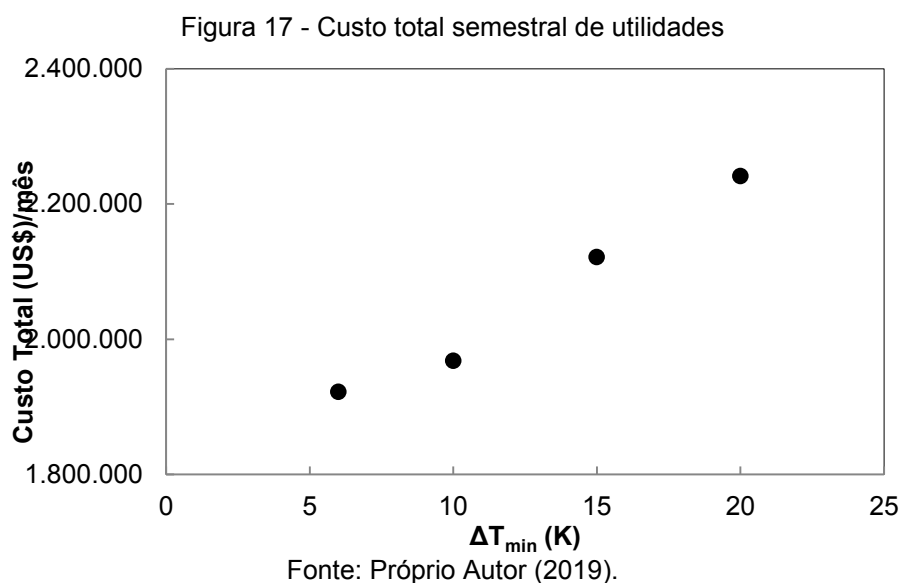
Fonte: Próprio Autor (2019).

A partir dos dados da Tabela 21 plotou-se o gráfico de Custo total *versus* ΔT_{\min} que pode ser observado na Figura 16.



Analisando a Figura 16 nota-se que os dados apresentam um valor mínimo na temperatura de 10 K. Considerando que o objetivo é determinar qual ΔT_{\min} apresenta uma redução nos custos totais, então é possível concluir, que para o ΔT_{\min} igual a 10 K, tem-se o menor custo na relação utilidades e trocadores, sendo este o melhor valor de diferença mínima de temperatura para ser implantado no processo de produção de Dimetil éter a partir do metanol.

Quando estabelecida uma base de tempo de seis meses (um semestre), observa-se um comportamento diferente dos custos em relação ao ΔT_{\min} , como pode ser visto na Figura 17.



Neste gráfico, observa-se que o custo mínimo seria obtido para o ΔT_{\min} de 6K. Em análise, pode-se notar que quando estabeleceu-se uma base de tempo maior que um mês, o grau de magnitude dos custos com utilidades foi significativamente maior quando comparado ao custo dos trocadores, ou seja, teve um peso maior no custo total. Isso ocorre justamente pelo fato do custo dos trocadores de calor ser um valor fixo, que ao longo de seis meses tem um peso menor no custo total, ou seja, para tempos mais longos a influência do custo dos trocadores é menor quando comparado ao custo das utilidades.

Também é importante salientar que o valor de 6 K não é normalmente adotado na prática, pois sistemas reais sofrem variações que nem sempre podem ser controladas, acarretando em problemas no processo. Então, por meio da análise do custo mensal (Figura 16) determinou-se que o melhor ΔT_{\min} é, de fato, o de 10K.

A comparação da planta sem integração energética com os valores determinados na integração utilizando o ΔT_{\min} de 10 K é apresentada na Tabela 22.

Tabela 22 - Comparação dos custos

	Custo de utilidades mensal (US\$)	Custo de capital (US\$)
Planta sem integração	352601,42	-----
Planta integrada ($\Delta T_{\min}=10K$)	157580,64	76904
% Total de redução de custo	55,31	-----

Fonte: Próprio Autor (2019).

De acordo com estes resultados, a redução no custo das utilidades foi de 55,31% quando implantado a integração energética, o que representa uma redução de US\$ 195.020,74 por mês (R\$ 760580,90 por mês). Aqui, o custo de aquisição de novos trocadores é de US\$ 76.904,00 (R\$ 299.925,60).

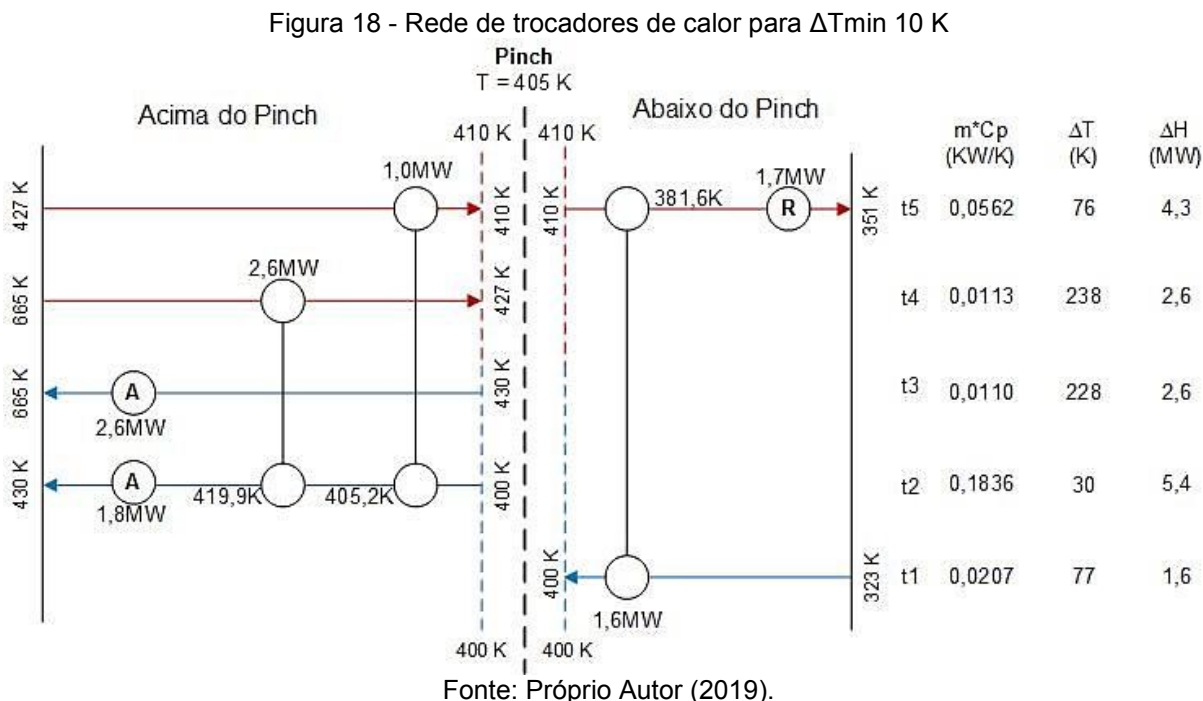
Os valores das utilidades tornam-se altos pelo custo do vapor, tal é significativamente mais elevado que o custo da água. Esses dados foram baseados nas informações fornecidas por Turton et al. (2009) em seu livro que trabalha com a metodologia *Pinch*.

Esta modificação na planta teórica de produção de Dimetil éter torna-se viável, pois a redução no custo das utilidades proporciona um tempo de retorno do investimento de 12 dias. Mesmo que o custo capital fosse duas vezes maior, ainda seria viável implantar a rede de trocadores, pois teria um retorno em um tempo de 24 dias. Outra comparação válida para custo das utilidades é durante o período de um ano, apresentando redução significativa de US\$ 2.340.249,40 por ano.

Existem fatores que, por sua complexidade na determinação, não foram estimados para este estudo, mas devem ser levados em conta quando o objetivo for, de fato, implantar a rede de trocadores em uma planta industrial já existente. Esses fatores incluem a depreciação dos equipamentos, custo de manutenção, custo com outros equipamentos que, por conta da mudança de *layout*, podem sofrer alterações.

5.9. REDE DE TROCADORES DE CALOR

Por fim, elaborou-se a rede de trocadores de calor para o melhor ΔT_{\min} de 10 K. O resultado é mostrado na Figura 18.



Para a construção da rede de trocadores de calor, obedeceu-se às regras estabelecidas pela metodologia *Pinch* descritas na metodologia. Nas regiões abaixo

e acima do *Pinch*, a regra do número de correntes foi obedecida, seguindo-se assim para análise dos valores do mC_p . Na região acima do *Pinch*, as possibilidades de troca térmica com foram verificadas entre as correntes t5 e t2, t4 e t2. A corrente t3 não consegue receber calor, pois o valor de mC_p é 0,0003 (KW/K) maior que o da corrente t4, e 0,0452 (KW/K) maior que o da corrente t5.

Após a implantação dos intercambiadores de calor, retornou-se à cascata de energia (Tabela 9), verificou-se os valores da energia para as utilidades, e então, alocou-se os trocadores de calor nas extremidades das correntes. Estes são os trocadores de calor que ainda permutam calor com utilidades para suprir a demanda energética que não pode ser atendida pelas correntes do processo, também citados na cascata de energia e nas curvas compostas.

A regra estabelecida por Kwong (2013) também citada na metodologia, foi obedecida, colocando-se os primeiros intercambiadores nas correntes que tocam o ponto *Pinch*. Desta forma, a Figura 18 representa a melhor rede de trocadores para o processo.

5.10. LAYOUT DA PLANTA DE DIMETIL ÉTER INTEGRADA

Com a realização da integração energética e a construção da rede de trocadores de calor, foi possível elaborar um *layout* teórico da planta de produção de Dimetil éter mostrado na Figura 19 (Apêndice A), com base em todos os trocadores apresentados na rede de trocadores de calor.

O *layout* apresentado (Apêndice A Figura 19 - Representação dos trocadores de calor inseridos na rede de trocadores) contém seis trocadores de calor, devido à separação do C_p , como apresentada e discutida na seção (7.2), porém na prática essa divisão não ocorre, então para elaborar o *layout* final, deve-se agrupar em uma única corrente de entrada, resultando na união dos trocadores. Desta forma os trocadores E-2, E-3 e E-4, são na verdade, apenas um trocador (V-1), e os trocadores de calor que utilizam vapor, equipamentos E-5 e E-6 também são agrupados em um único trocador denominado (U-1), como apresentado (Apêndice A Figura 20 - *Layout* da planta de produção de Dimetil Éter).

A corrente de saída do reator também pode ser agrupada, e permutar calor com o trocador (V-1). Necessitando de apenas um trocador de calor com água de

arrefecimento (U-2). Essa mudança pode ser verificada no (Apêndice A Figura 20 - *Layout* da planta de produção de Dimetil Éter).

Na prática, esse segundo modelo de *layout* (Apêndice A Figura 20 - *Layout* da planta de produção de Dimetil Éter), é o ideal para o processo, pois representa as correntes bem como são encontradas em plantas industriais (sem divisão do Cp).

O trocador de calor V-1, funciona como vaporizador para a corrente de entrada, e condensador para a corrente de saída. A quantidade de calor trocada entre as correntes do processo nesse equipamento diminuiu de forma significativa necessidade das utilidades aplicadas ao processo.

6. CONCLUSÃO

Com o desenvolvimento deste trabalho, foi possível verificar a aplicação da Metodologia *Pinch* como um meio para redução de custos em plantas industriais.

Sabendo-se que, para aplicação deste método, é necessário determinar uma diferença mínima de temperatura, e esta geralmente é feita de forma heurística, com base nisso, o presente trabalho mostrou uma comparação entre o efeito desses valores nos custos de utilidades e também em relação ao custo de construção dos novos trocadores.

Observou-se que para qualquer ΔT_{\min} aplicado, existe redução nos custos mensais da planta, o que prova que a integração energética é um ótimo método para minimização de custos operacionais em plantas industriais.

Então foi determinado o melhor valor de ΔT_{\min} para a planta em estudo por meio da comparação dos custos totais, resultando no valor de 10 K, e comprovando que este é o melhor valor para aplicar a integração energética na planta de produção de Dimetil éter a partir do metanol.

A redução de custos na planta resultou em uma economia com utilidades de US\$ 195.020,74 (R\$ 760.580,88) por mês, ou 55,31% quando comparada à planta original. Sendo US\$ 76.904,00 (R\$ 299.925,60) o investimento necessário para a rede de trocadores de calor. Este método mostrou-se muito eficaz uma vez que o tempo de retorno do investimento foi de 12 dias, ou seja, mesmo que o custo dos novos trocadores fosse o dobro, a economia gerada na planta ainda pagaria o investimento em menos de um mês.

O novo *Layout* da planta foi desenvolvido com base na rede de trocadores de calor, que pelas regras estabelecidas pela metodologia *Pinch*, é a melhor para o processo de produção de Dimetil Éter, apresentando três intercambiadores e dois trocadores de calor de utilidades.

REFERÊNCIAS

- AMARAL, T. P. **Integração Energética de Unidade de Destilação e Coqueamento: Estudo de Retrofit e de Aspectos de Processo**. Dissertação de Pós-Graduação. Universidade Federal do Rio de Janeiro. 2013.
- CALIMAN, J. DE O., GOULARTE, M. M., DOMINGOS, M. E. G. R, GUIMARÃES, N. C. DE S. J. T., COUTO, R. N., COSTA, T. L., **Produção de Dimetil Éter a partir de Gás de Síntese Proveniente de Materiais Lignocelulósicos**. Projeto de Engenharia Química – 2. Universidade de Brasília, Brasília. 2017.
- CERETO, A.C. **Integração Energética da Rede de Trocadores de Calor em Extração por Solvente para a Produção de Farelo Branco de Soja**. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2004.
- CREMASCO, M. A. **Vale a Pena Estudar Engenharia**. 3 ed. São Paulo: Bulcher, 2015.
- FALEIROS, R. R.; LUIZ, S. L. **Integração Energética em uma Planta de Formaldeído e Análise de sua Viabilidade Econômica**. Trabalho de Conclusão de Curso. Universidade Federal de Alfenas, Poços de Caldas – MG. 2014.
- FERNANDERS, C. C. J. **Integração Energética da Etapa de Extração de Óleo de Soja, Utilizando a Análise Pinch**. Dissertação de Mestrado. Universidade Estadual do Oeste Do Paraná. Toledo – PR. 2009.
- FERNANDES, M. C. S. **Integração de Processos**. Departamento de Engenharia Química, 2012.
- FERREIRA, G. R., SANTOS, R. O. DOS. **Avaliação de Ecoindicadores para uma Planta Proposta de Produção de DME via biogás**. Universidade Federal Fluminense. Niterói. 2016.
- GORICA, R. I.; MARIJA, L.; RADOVIC, I. R.; MARIJA, L. J. K. **Energy Integration Of Nitric Acid Production Using Pinch Methodology**. Hem. Ind., p. 261-268, 2015.
- KWONG, W. H. **Integração energética: Redes de trocadores de calor**. São Carlos: EdFUSCar, 2013.
- LIMA, S. H. **Produção Direta de DME a Partir de Gás de Síntese em Sistema Catalítico Misto**. Tese de Doutorado. Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2014.
- LINHOFF, B.; FLOWER, J.R. Synthesis of heat exchanger networks. Part I: Systematic Generation of Energy Optimal Networks. **AIChE Journal**, v. 24, n. 4, pp. 633-642, 1978.
- LIU, F.; MA, J.; FENG, X.; WANG, Y. Simultaneous Integrated Design For Heat Exchanger Network And Cooling Water System. **Applied Thermal Engineering**, v.

128, 2018.

MATCHES. **Simulador de custos**. F.O.B. Gulf Cost U.S.A. COPYRIGHT, 2014. Disponível em: <<https://www.matche.com/equipcost/Exchanger.html>>. Acesso em: Abril, 2019.

MELO, I. E. DE. **As Crises do Petróleo e Seus Impactos Sobre a Inflação do Brasil**. Monografia. Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2008.

MOBOLAJI, B. SHEMFE, B. F. SAI, G. Heat Integration For Bio-Oil Hydroprocessing Coupled With Aqueous Phase Steam Reforming. **Journal Chemical Engineering Research and design**, I. 07, p. 76-80, 2016.

OLIVEIRA, A. P. M. **Integração Energética do Grupo Lameirinho**. Tese de Mestrado. Universidade do Porto, Porto, Portugal, 2013.

OLIVEIRA, C. M. **Integração Energética da Biorrefinaria de Cana-De-Açúcar Para a Produção de Etanol de Primeira e Segunda Geração e Energia Elétrica**. Dissertação de Mestrado. Universidade de São Carlos, São Carlos, 2014.

OLIVEIRA, T. DE. **Um Estudo de Prospecção e de Estratégias de Inovação: O Caso Dimetil Éter e seu uso como Combustível**. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2005.

RAVAGNANI, M. A. DA. S. S. **Projeto e Otimização de Redes de Trocadores de Calor**. Tese de Doutorado. Universidade Estadual de Campinas, Campinas, São Paulo, 1994.

RAVAGNANI, M. A. DA. S. S.; SUÀREZ, J. A. C. **Rede de Trocadores de Calor**. Eduem, 471, p.,2012.

SILVA, A. P DA, RAVAGNANI, M. A. DA. S. S, CONSTANTINO, A. A. **Síntese de Redes de Trocadores de Calor Utilizando Análise Pinch em Conjunto com Algoritmos Genéticos**. In: XXXV- Simpósio Brasileiro de Pesquisa Operacional, Natal, Rio Grande do Norte, 2003.

SILVA, G. C. G. R. DA., SANTOS, J. N. DOS. **Simulação e Desenvolvimento dos Ecoindicadores do Processo de Produção de Acetato de Metila e Dimetil Éter a Partir do Metanol**. Universidade Federal Fluminense. Niterói. 2016.

TROY A. S. Dimethyl Ether (DME) As An Alternative Fuel. **Journal of Power Sources**, v. 156, I. 2, p. 497-511. 2006.

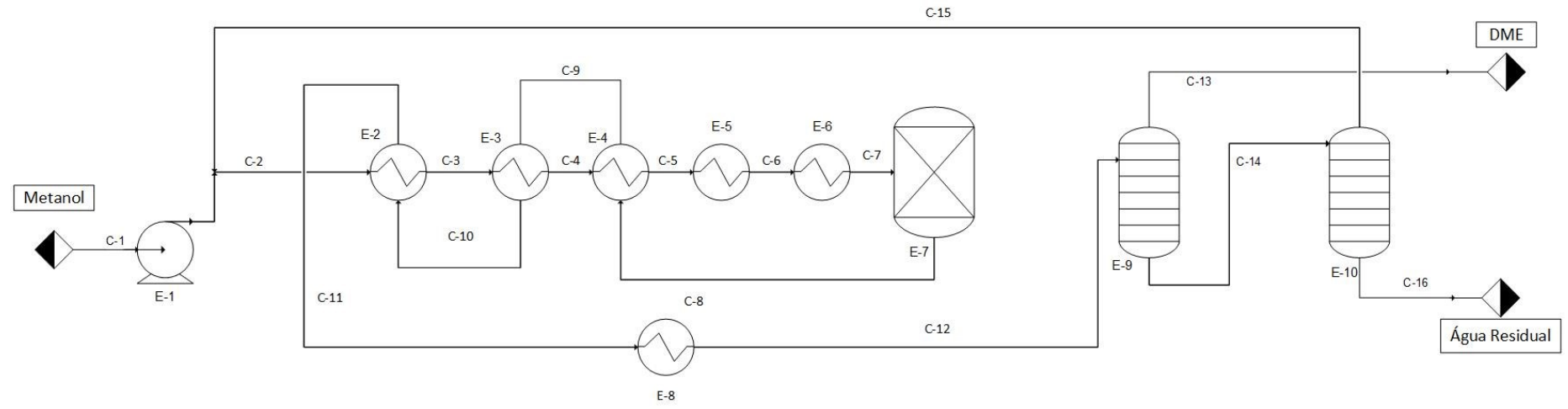
TURTON, R. BAILIE, R. C. WHITING, W. B. SHAEIWITZ, J. A. **Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes**. Ed, 3. Pearson Education. 2009.

WESTPHANLEN, D. L. **Aplicação de Técnicas de Síntese de Processos na Concepção de uma Planta Integrada de 2-Butanol**. Tese. Faculdade de Engenharia Química, Campinas – SP. 1993.

ZHOU, C, WANG, N, QIAN, Y, LIU, X, CARO, J, HUANG, A. Efficient Synthesis of Dimethyl Ether From Methanol in a Bifunctional Zeolite Membrane Reactor. **Angew. Chem.** Int. Ed. 2016, 55, 12678 –12682, Weinheim, Germany.

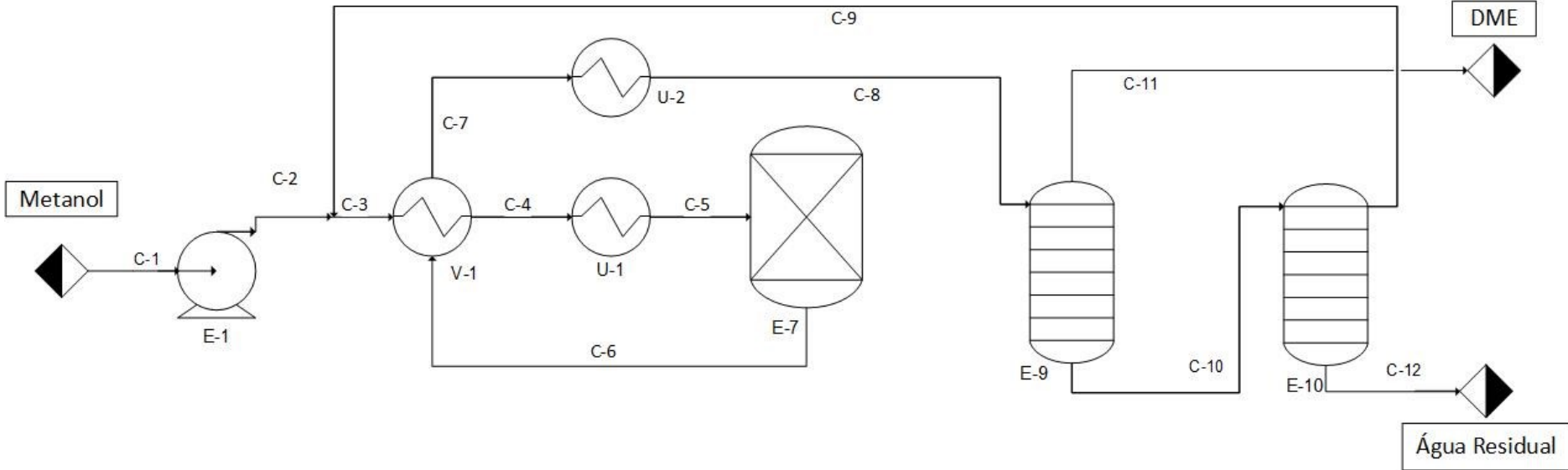
APÊNDICE A

Figura 19 – Representação dos trocadores de calor inseridos na rede de trocadores



Fonte: Próprio Autor (2019).

Figura 20 - Layout da planta de produção de Dimetil Éter



Fonte: Próprio Autor (2019).

Tabela 23 - Lista de equipamentos da planta de produção de Dimetil éter integrada energeticamente

Símbolo	Equipamento	Componente da Corrente
E-1	Bomba	-
V-1	Trocador de Calor (Vaporizador/Condensador)	-
U-1	Trocador de Calor (Aquecedor)	-
E-7	Reator (T P)	-
U-2	Trocador de Calor (Resfriador)	-
E-9	Coluna de Destilação	-
E-10	Coluna de Separação	-
C-1	-	Metanol
C-2	-	Metanol
C-3	-	Metanol + Reciclo de Metanol
Até	-	Metanol
C-5	-	Metanol + Reciclo de Metanol
C-3	-	Metanol + Reciclo de Metanol
C-6	-	Metanol + DME + Água
Até	-	Metanol + DME + Água
C-8	-	Metanol + DME + Água
C-11	-	Dimetil Éter
C-10	-	Metanol + Água
C-9	-	Reciclo de Metanol
C-12	-	Água Residual

Fonte: Próprio Autor (2019).