

**UNIVERSIDADE TECNOLÓGICA FEDERAL DO PARANÁ**

**JAQUELINE LAZZAROTTO**

**APLICAÇÃO DA METODOLOGIA *PINCH* EM UMA REDE DE TROCADORES DE  
CALOR DE UMA PLANTA DE ETILENO**

**FRANCISCO BELTRÃO**

**2021**

**JAQUELINE LAZZAROTTO**

**APLICAÇÃO DA METODOLOGIA *PINCH* EM UMA REDE DE TROCADORES DE CALOR DE UMA PLANTA DE ETILENO**

**Application of the Pinch Methodology in a heat exchanger network of an ethylene chemical plant**

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado como requisito para obtenção do título de Bacharel em Engenharia Química, da coordenação de Engenharia Química da Universidade Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR).  
Orientador: Prof. Dr. André Zuber.

**FRANCISCO BELTRÃO**

**2021**

**JAQUELINE LAZZAROTTO**

**APLICAÇÃO DA METODOLOGIA *PINCH* EM UMA REDE DE TROCADORES DE CALOR DE UMA PLANTA DE ETILENO**

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado como requisito para obtenção do título de Bacharel em Engenharia Química, da coordenação de Engenharia Química da Universidade Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR).

Data de aprovação: 21/ maio/ 2021

---

André Zuber  
Doutorado em Engenharia Química  
Universidade Tecnológica Federal do Paraná

---

Douglas Junior Nicolin  
Doutorado em Engenharia Química  
Universidade Tecnológica Federal do Paraná

---

Adir Silvério Cembranel  
Doutorado em Engenharia Agrícola  
Universidade Tecnológica Federal do Paraná

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

**FRANCISCO BELTRÃO**

**2021**

## **AGRADECIMENTOS**

Agradeço a minha família, que sempre esteve do meu lado apoiando esse trabalho e também ao longo de toda a graduação, principalmente ao meu irmão Luis Miguel, que sempre me distraía e me fazia rir em vários momentos.

Ao meu orientador Prof. Dr. André Zuber, por ter aceitado essa tarefa, e ter compartilhado todo o seu conhecimento, me auxiliando a crescer muito ao longo de toda essa jornada.

A todos aos amigos que me auxiliaram durante toda a graduação, em especial a Andrini Krindges que esteve sempre do meu lado.

A toda equipe da BetaEQ, que ao longo desses anos me ajudaram a crescer muito, um agradecimento especial ao Kaique, pela compreensão nesse período do trabalho de conclusão de curso e ter proporcionado todo o apoio possível para a conclusão deste trabalho.

E também deixo meu agradecimento a todos os professores e à coordenação do curso, por todo o auxílio prestado ao longo desses anos.

E a todos que de forma direta ou indireta, ajudaram na conclusão deste trabalho.

## RESUMO

Buscando a redução do consumo energético de uma planta industrial de produção de etileno a partir do etano, através da redução no consumo de utilidades. O presente trabalho utilizou a metodologia Pinch para realizar a integração energética, com a finalidade de reduzir os custos operacionais da planta, visando a redução do consumo energético dela, reduzindo o número de trocadores de calor e da área de transferência de calor envolvida no processo. Para complementação dos dados da literatura foi feita a utilização do *software* de simulação COCO. Outro fator que foi estudado nesse trabalho foi a relação dos coeficientes convectivos para uma mistura de hidrocarbonetos, tanto para correntes com mudança de fase, quanto para correntes com uma única fase. E foram comparadas correlações da literatura e as correlações presentes no *software* Hint. Com a aplicação da metodologia *Pinch* e através do estudo de custos, determinou-se que o melhor valor para  $\Delta T_{\min}$  era de 13 K, obtendo-se assim redução dos custos com as utilidades quentes e frias, representando uma economia de 30% ao ano, e tendo um custo de com novos equipamentos de US\$ 1.280.331,63. Porém, esse valor é menor que o valor de economia de utilidades quentes e frias em um ano.

**Palavras-chave:** Coeficiente convectivo; etileno; integração energética; metodologia *pinch*; mistura de hidrocarbonetos.

## ABSTRACT

The present research focused on reducing the energy consumption of an industrial plant which produces ethylene from ethane, by reducing the utilities consumption. The present work used the Pinch methodology to perform the energy integration, in order to reduce the plant's operating costs, aiming to reduce its energy consumption, reducing the number of heat exchangers and the heat transfer area involved in the process. COCO simulation software was used to complement the data in literature. Another factor studied in this work was the relationship of the convective coefficients for a hydrocarbons mixture, both for streams with phase change, and for streams with a single phase. Correlations in the literature were compared with those found in the Hint software. With the implementation of the Pinch methodology and through the cost study it was determined that the best value for  $\Delta T_{\min}$  was 13 K, thus obtaining a reduction in costs with hot and cold utilities, representing savings of 30% per year, having a cost of US\$ 1,280,331.63 with new equipment. However, this value is less than the saving value of hot and cold utilities in one year.

**Keywords:** Convective coefficient; ethylene; energy integration; mixture of hydrocarbons; pinch methodology.

## LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1 - Diagrama de Temperatura versus Entalpia sem diferença de temperatura.....	24
Figura 2 - Diagrama de Temperatura versus Entalpia com diferença de temperatura.....	24
Figura 3 - Curva Composta Quente .....	25
Figura 4 - Curva Composta Fria.....	25
Figura 5 - Curvas compostas frias e quentes.....	26
Figura 6 - Cascata de Calor .....	27
Figura 7 - Custo versus diferença de temperatura.....	37
Figura 8 - Proporção de energia consumida nos diferentes subprocessos .....	42
Figura 9 - Trocadores de calor E-113-2 e E-114.....	45
Figura 10 - Simulação realizada no COCO.....	45
Figura 11 - Integração energética inicial .....	47
Figura 12 - Critério de Viabilidade.....	48
Figura 13 - Trocador de calor 4 e 5.....	48
Figura 14 - Segunda integração energética .....	49
Figura 15 - Custo anual versus $\Delta T_{\min}$ .....	52
Figura 16 - Integração energética final.....	53
Figura 17 - Energia mínima requerida versus $\Delta T_{\min}$ .....	53
Figura 18 - Área de troca térmica mínima versus $\Delta T_{\min}$ .....	54
Figura 19 - Cascata de Energia.....	55
Figura 20 - Curvas Compostas.....	56
Figura 21 - Grand curva composta.....	57
Figura 22 - Simplificação da rede de trocadores de calor.....	58
Figura 23 - Rede de trocador modificada.....	61

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Dados da Etapa de Craqueamento.....	40
Tabela 2 - Dados da Etapa de Compressão .....	40
Tabela 3 - Dados Etapa de Purificação.....	41
Tabela 4 - Dados da etapa de refrigeração.....	41
Tabela 5 – Compostos presentes nas correntes.....	43
Tabela 6 - Carga térmica dos trocadores de calor .....	45
Tabela 7 – Divisão de correntes.....	46
Tabela 8 - Coeficientes Convectivos.....	50
Tabela 9 - Áreas dos Trocadores de Calor .....	51
Tabela 10 - Custos do projeto original.....	58
Tabela 11 - Comparação entre os custos .....	59
Tabela 12 - Área dos trocadores de calor sem integração.....	60
Tabela 13 - Área dos trocadores de calor com integração.....	60
Tabela 14 - Correntes integradas e correntes originais .....	62



## LISTA DE SÍMBOLOS

$T'_F$	Temperatura Corrigida Fria (K)
$T_{Fria}$	Temperatura da Corrente Fria (K)
$\Delta T_{min}$	Diferença mínima de temperatura (K)
$T'_Q$	Temperatura corrigida quente (K)
$T_{Quente}$	Temperatura da corrente quente (K)
$Q_i$	Balço de Energia (kW)
$M_{cpF}$	Capacidade Calorífica média fria (kW K <sup>-1</sup> )
$M_{cpQ}$	Capacidade Calorífica média quente (kW K <sup>-1</sup> )
$\Delta T'_i$	Diferença de temperaturas Corrigidas (K)
$\Delta H_{total}$	Varição total de entalpia (kW)
$\Delta H^{líquido}$	Varição total de entalpia na fase líquida (kW)
$\Delta H^{vap}$	Varição total de entalpia durante a mudança de fase (kW)
$\Delta H^{vapor}$	Varição total de entalpia na fase vapor (kW)
$m$	Massa (kg)
$C_{pL}$	Capacidade calorífica do líquido (kJ kg <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup> )
$C_{pv}$	Capacidade calorífica do vapor (kJ kg <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup> )
$\Delta T$	Varição de temperatura (K)
$CP^*$	Capacidade calorífica aproximada para a mudança de fase (kJ kg <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup> )
$n$	Número de mols (mol)
$Nu$	Número de Nusselt
$h$	Coefficiente de transferência de calor convectivo (W m <sup>-2</sup> K <sup>-1</sup> )
$L$	Comprimento característico (m)
$k$	Coefficiente de condutividade térmica do fluido (W m <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup> )
$Re$	Número de Reynolds
$Pr$	Número de Prandtl
$n^*$	Expoente
$\varphi$	Velocidade mássica (kg m <sup>-2</sup> s <sup>-1</sup> )
$d_i$	Diâmetro interno (m)
$\mu$	Viscosidade dinâmica (Pa s)
$C_p$	Capacidade calorífica do fluido (J kg <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup> )
$\alpha_{tp}$	Coefficiente de transferência de calor de ebulição de fluxo bifásico local para evaporação dentro de um tubo (W m <sup>-2</sup> K <sup>-1</sup> )

$\alpha_{nb}$	Coefficiente de transferência de calor de ebulição nucleada ( $W m^{-2} K^{-1}$ )
$\alpha_{cb}$ ,	Coefficiente de transferência de calor de ebulição convectiva ( $W m^{-2} K^{-1}$ )
$n'$	Influência dos mecanismos de ebulição
$Bo$	Número de Ebulição
$\alpha_L$	Coefficiente de convecção monofásico ( $W m^{-2} K^{-1}$ )
$q$	Fluxo de calor local da parede do tubo para o fluido ( $W m^{-2}$ )
$h_{LG}$	Calor latente de vaporização ( $J kg^{-1}$ )
$Co$	Fator de correção para o coeficiente de ebulição convectiva
$x$	Qualidade do vapor
$\rho_G$	Densidade do gás ( $kg m^{-3}$ )
$\rho_L$	Densidade o líquido ( $kg m^{-3}$ )
$Re_L$	Número de Reynolds da fase líquida
$Pr_L$	Número de Prandtl da fase líquida
$k_L$	Coefficiente de condutividade térmica da fase líquida ( $W m^{-1} K^{-1}$ )
$\mu_L$	Viscosidade dinâmica do líquido ( $Pa s$ )
$k_L$	Coefficiente de condutividade térmica do líquido ( $W m^{-1} K^{-1}$ )
$C_{pl}$	Capacidade calorífica do líquido ( $kJ kg^{-1} K^{-1}$ )
$s$	Tensão superficial ( $N m^{-1}$ )
$\mu_l$	Viscosidade do líquido ( $kg m^{-1} s^{-1}$ )
$C_e$	Custo do equipamento (US\$)
$a$	Parâmetro (US\$)
$b$	Parâmetro (US\$ $m^{-2}$ )
$A$	Área ( $m^2$ )
$c$	Parâmetro
$MM$	Massa molar ( $kg mol^{-1}$ )

## SUMÁRIO

<b>1</b>	<b>INTRODUÇÃO.....</b>	<b>12</b>
<b>1.1</b>	<b>Objetivo Geral.....</b>	<b>14</b>
<b>1.2</b>	<b>Objetivos específicos.....</b>	<b>15</b>
<b>2</b>	<b>FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA.....</b>	<b>16</b>
<b>2.1</b>	<b>Etileno.....</b>	<b>16</b>
<b>2.2</b>	<b>Processo de produção do etileno.....</b>	<b>17</b>
<b>2.3</b>	<b>Integração energética .....</b>	<b>18</b>
2.3.1	Histórico da integração energética .....	20
2.3.2	Trabalho de Integração Energética Desenvolvidos na UTFPR-FB.....	21
<b>2.4</b>	<b>Análise <i>pinch</i> .....</b>	<b>22</b>
2.4.1	Diagrama Temperatura-Entalpia .....	23
2.4.2	Curvas compostas.....	25
2.4.3	Cascata de Calor.....	27
<b>2.5</b>	<b>Software HINT .....</b>	<b>28</b>
<b>2.6</b>	<b>Software COCO.....</b>	<b>29</b>
<b>3</b>	<b>PROCEDIMENTOS METODOLÓGICOS.....</b>	<b>31</b>
<b>3.1</b>	<b>Cálculo da capacidade calorífica.....</b>	<b>33</b>
<b>3.2</b>	<b>Correlações para o coeficiente convectivo .....</b>	<b>34</b>
<b>3.3</b>	<b>Correlações para o coeficiente convectivo - HINT.....</b>	<b>36</b>
<b>3.4</b>	<b>Cálculo dos custos.....</b>	<b>37</b>
<b>4</b>	<b>RESULTADOS E DISCUSSÕES.....</b>	<b>39</b>
<b>4.1</b>	<b>Análise do projeto original .....</b>	<b>39</b>
4.1.1	Escolha das correntes .....	39
4.1.2	Dados das Correntes.....	42
4.1.3	Componentes .....	42
4.1.4	COCO.....	44
4.1.5	Cálculo dos CPs.....	45
<b>4.2</b>	<b>HINT .....</b>	<b>46</b>
4.2.1	Integração Energética .....	47
4.2.2	Cálculo dos Coeficientes Convectivos – Correlações do Hint.....	49
4.2.3	Cálculo dos Coeficientes Convectivos – Outras Correlações .....	50
4.2.4	Comparação entre os coeficientes convectivos .....	50
4.2.5	Análise do $\Delta T_{\min}$ .....	51

<b>4.3</b>	<b>Custos .....</b>	<b>57</b>
4.3.1	Custos do projeto original.....	57
4.3.2	Custo do projeto integrado .....	59
<b>5</b>	<b>CONCLUSÃO .....</b>	<b>63</b>
	<b>REFÊRENCIAS.....</b>	<b>64</b>
	<b>APÊNDICE A – DADOS DAS CORRENTES DO PROCESSO QUÍMICO</b> <b>.....</b>	<b>69</b>
	<b>APÊNDICE B – DADOS INSERIDOS NO HINT PARA O CÁLCULO DO</b> <b>COEFICIENTE CONVECTIVO.....</b>	<b>70</b>
	<b>APÊNDICE C – CÁLCULO DO COEFICIENTE CONVECTIVO ATRAVÉS</b> <b>DAS CORRELAÇÕES.....</b>	<b>75</b>
	<b>ANEXO A – FLUXOGRAMAS DO PROCESSO .....</b>	<b>78</b>

## 1 INTRODUÇÃO

Os produtos químicos são essenciais para a manutenção dos padrões da vida moderna. Ao observar o dia a dia, notam-se diversos materiais como plásticos, borrachas, tecidos sintéticos, dentre muitos outros, em objetos usados frequentemente, como escovas de dentes, embalagens de alimentos, computadores, roupas etc. (SMITH, 2005; INTERNATIONAL ENERGY AGENCY, 2018).

O etileno é um desses produtos químicos essenciais. Classificado como uma *commodity*, ele é produzido em larga escala e adquirido por poucos clientes, em grande quantidade e com preço relativamente baixo. O gás é usado como componente básico para a fabricação de plásticos, detergentes, surfactantes e anticongelante automotivo ( JESUS, 2011; CREMASCO, 2015).

Além disso, o etileno é utilizado como hormônio, auxiliando no crescimento das plantas, como anestésico na medicina e ainda serve como insumo para a indústria química de produção do óxido de etileno (EO) e do etileno glicol (EG). Mas, o grande destaque é a sua utilização para a produção de policloreto de vinila (PVC), polietileno tereftalato (PET), polietileno (PE) de baixa densidade (PEBD) e de alta densidade (PEAD). Esses produtos são muito utilizados em diferentes aplicações, como embalagens, utilidades domésticas, artigos eletrônicos, tambores, em tubos para água, gás e irrigação, filme para sacos de lixo, sacolas e forros industriais. (LIMA, 2010; ETHYLENE, 2021).

Etileno e propeno são duas olefinas primárias e constituem os principais blocos da indústria química. O etileno tem uma demanda superior a 150 milhões de toneladas/ano (BERNARDO; DRIOLI, 2021).

De acordo com o relatório divulgado pela empresa de dados e análises GlobalData (*apud* ESI AFRICA, 2019), a capacidade global de produção de etileno está pronta para ver um crescimento considerável de 27%, de 207,58 milhões de toneladas por ano em 2019 para 264,13 milhões de toneladas por ano em 2023, liderada pela Ásia e América do Norte.

A capacidade de produção da Ásia cresceu 960.000 toneladas por ano entre o fevereiro e março de 2021. A principal demanda para o etileno, para o primeiro trimestre deste ano, é de polietileno devido a elevada demanda de equipamentos de

proteção individual, utilizados na pandemia de corona vírus (COVID-19). (ETHYLENE, 2021).

No Brasil, a indústria petroquímica de 1ª geração é composta por quatro centrais, que pertencem à Braskem, localizadas nos municípios de Camaçari/BA, Triunfo/RS, Mauá/SP e Duque de Caxias/RJ. Todas elas juntas representam uma capacidade de produção anual total de 4,0 milhões de toneladas. As matérias-primas utilizadas para a produção de etileno no Brasil são: o craqueamento da nafta, etano, propano e etanol, que tem como produto final eteno verde (EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA, 2018).

As plantas industriais de etileno são caracterizadas por grandes volumes de produção, sendo que a matéria-prima e a energia representam a maior parcela dos custos. Estas características motivam a busca pelo melhor aproveitamento dos recursos, a fim de reduzir os custos e aumentar a margem de lucro (BERNARDO; DRIOLI, 2021).

O elevado consumo de energia sempre foi uma grande preocupação dentro da indústria química. Ao longo dos anos, engenheiros e pesquisadores tentaram reduzir a demanda energética por meio de diversas alternativas. Pautado neste enfoque, o Programa de Tecnologias Industriais (ITP), do Departamento de Energia (DOE) dos Estados Unidos, analisou mais de cinquenta processos químicos industriais com elevada demanda comercial. Nesse detalhado estudo, novas tecnologias e rotas de produção foram sugeridas a fim de se propor fluxogramas atualizados para a produção de diversas substâncias, como cloro, óxido de etileno, amônia, ácido tereftálico e, inclusive, para a produção do etileno (GHANNADZADEH; SADEQZADEH, 2016).

Contudo, com base na proposta do fluxograma atualizado do processo de produção de etileno sugerido pelo ITP, notou-se a ausência de um estudo que considerasse uma melhor gestão da própria energia do processo.

Assim, observou-se a possibilidade de reduzir ainda mais a quantidade total de energia necessária para operação do processo químico, por meio da análise dos excedentes térmicos das correntes do próprio processo, de maneira a reaproveitar o calor e diminuir a demanda por utilidades quentes, como vapor, e frias, como água ou ar de arrefecimento. Com base nisso, a análise *Pinch* pode ser empregada.

Esta metodologia tem como objetivo principal reduzir os custos totais da planta. Isso se dá através da redução do consumo energético dela, diminuindo o número de trocadores de calor e a área de transferência térmica envolvida no processo. Esse

método vem trazendo benefícios a uma grande variedade de plantas e processos, sejam eles grandes ou pequenos. Além disso, pode ser usada em indústrias com processos tradicionais e também naquelas com processos alternativos (KLEMES, et al., 2018).

Na análise *Pinch* são realizados cálculos com o objetivo de se identificar as condições de demanda e excesso de energia das correntes. Propõe-se então uma nova configuração das correntes do processo, a qual pode sugerir novas formas de troca de energia entre elas, inclusive com a adição ou remoção de trocadores de calor, com o propósito de diminuir, assim, o consumo de energia (CALDAS, 2019).

Visto que há uma demanda crescente do etileno dentro do mercado mundial, é necessário pensar em alternativas que tornem o produto mais barato, bem como maneiras de reduzir o impacto de sua elevada produção, tornando o processo mais sustentável do ponto de vista ambiental e econômico.

Portanto, o presente trabalho de conclusão de curso visa realizar uma análise da viabilidade técnica e econômica de um projeto de integração energética aplicado ao setor de craqueamento da planta química de produção de etileno. Para isso, empregar-se-á a análise *Pinch*, a qual é amplamente aceita pela comunidade científica como uma metodologia confiável para reconfiguração de um processo químico a partir dos déficits e superávits energéticos encontrados no processo.

A análise deste setor é justificada pela elevada quantidade de processos de aquecimento e resfriamento. Além disso, é nesta etapa do processo que os principais produtos são gerados, consumindo-se a maior quantidade de energia. Assim, visa-se com este trabalho propor uma alternativa que beneficie ainda mais o processo de produção de etileno.

## **1.1 Objetivo Geral**

Projetar uma nova rede de trocadores de calor, através de simulação, em uma planta química real de produção de etileno a partir do etano, por meio da aplicação da metodologia *Pinch* de análise da integração energética do processo, a fim de se comprovar a viabilidade do projeto, tornando o processo mais sustentável do ponto de vista econômico e ambiental.

## 1.2 Objetivos específicos

- Coletar os dados de balanço de massa e energia para o processo total;
- Empregar os valores encontrados para o balanço de massa, no software *COCO Simulator*, de maneira a complementar e certificar as informações necessárias para os balanços;
- Realizar a análise *Pinch*, na fase de craqueamento do processo;
- Sintetizar uma nova rede de trocadores de calor para o processo de produção de etileno, com base na metodologia *Pinch*.
- Efetuar a análise de custos da nova rede de trocadores de calor, bem como o custo com arrefecimento e aquecimento, antes e depois da aplicação do método *Pinch*.



## 2 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

Neste capítulo, são apresentadas informações sobre o etileno e seu processo de produção em escala industrial. Além disso, apresenta-se um panorama da integração energética, incluindo um detalhamento sobre o método e uma revisão da literatura que engloba trabalhos de TCC sobre o assunto, apresentados no curso de Engenharia Química da UTFPR-FB, e demais trabalhos relevantes publicados na literatura.

### 2.1 Etileno

O etileno ( $\text{H}_2\text{C}=\text{CH}_2$ ) é o mais leve dos alcenos. Por possuir uma dupla ligação, ele é altamente reativo, e desta forma, pode ser transformado em escala industrial em uma grande variedade de produtos intermediários e finais, por meio de reações de adição, oxidação e polimerização. Embora menos reativo que o acetileno, o etileno é mais simples, mais seguro e menos dispendioso de produzir e de se converter em outros compostos, sendo uma opção mais vantajosa ao uso do acetileno (MCKETTA; CUNNINGHAN, 1984).

O etileno é um gás incolor, inflamável e com odor ligeiramente doce. Suas propriedades termodinâmicas e físicas foram e continuam a ser objeto de extensas investigações. Ele é usado principalmente para produção de materiais poliméricos como plásticos, fibras, filmes, resinas, adesivos e elastômeros. Outros importantes derivados do etileno são os anticongelantes, solventes, surfactantes e plastificantes (MCKETTA; CUNNINGHAN, 1984).

Atualmente, o etileno é quase exclusivamente produzido a partir do etano, propano e parafinas pesadas à base de gás natural e a partir de frações de petróleo bruto virgem: nafta, querosene e diesel. O diesel é geralmente tratado com hidrogênio antes de ser utilizado como matéria-prima do etileno. Pequenas quantidades de etileno são recuperadas a partir de gases provenientes de operações da refinaria como o craqueamento catalítico (GONG; CHENG; LI, 2019).

A seleção da matéria-prima é muito importante para que haja uma boa conversão e seletividade, resultado assim em vantagens econômicas. Por meio de estudos, comprovou-se que o etano apresenta essas melhores condições, sem contar

que seu processamento é mais simples frente aos outros, fazendo com que o custo capital seja menor (TARAFDER et al., 2005).

## 2.2 Processo de produção do etileno

No Anexo A, têm-se os fluxogramas de cada etapa do processo, a Figura A.2 mostra a etapa de compressão, a Figura A.3 a etapa de separação e a Figura A.4 a etapa de resfriamento.

Na primeira etapa do processo é o craqueamento (Figura A.1), a matéria-prima, o etano, é colocada em fornos de craqueamento, onde a reação ocorre de maneira endotérmica, requerendo energia suficiente para que o gás de reação atinja temperaturas entre 800°C a 900°C.

Nessa etapa, o vapor é adicionado à matéria-prima, com o intuito de reduzir a pressão parcial das moléculas aromáticas de alta massa molar, resultando, assim, na redução das reações de condensação e contribuindo para a inibição de formação de coque (TARAFDER et al., 2005). A reação principal que ocorre durante o processo de craqueamento é demonstrado na equação abaixo:



Os fornos de craqueamento operam em paralelo, em regimes de 10 a 90 dias, dependendo da matéria-prima e das condições operacionais, pois ao longo do processo pode haver formação e depósito de coque na parede das serpentinas, causando assim uma queda de pressão, que por sua vez resulta em uma redução de seletividade (EDWIN; BALCHEN, 2003).

Após os efluentes saírem dos fornos, eles ainda possuem uma grande quantidade de energia. Parte dela é recuperada e utilizada como fluido de aquecimento em refervedores de colunas de destilação e em outros trocadores de calor. A outra parte é utilizada para a diluição de carga nos fornos (JESUS, 2011).

Como o aumento de pressão propicia a separação do metano e do hidrogênio em temperaturas mais amenas, é feita a compressão dos gases efluentes, em compressores de três a cinco estágios. No processo escolhido é utilizado um compressor de quatro estágios (JESUS, 2011).

O gás é desumidificado ao longo das consecutivas compressões e resfriamentos e, ao final, é seco através de uma coluna de adsorção (THE DEPARTMENT OF ENERGY, 2007).

Posteriormente, ocorre a fase de purificação, constituída de várias colunas de destilação, onde acontece a separação do metano e do hidrogênio, que é chamada de desmetanização. Logo após a destiladora, há um leito de absorção, que faz a função de purificar o hidrogênio, sendo que as menores temperaturas do processo encontram-se nesta etapa (THE DEPARTMENT OF ENERGY, 2007).

Após isso, há a etapa de desetanização, que separa os compostos de dois carbonos, hidrogenam-se os alcinos e separa-se o etileno do etano por intermédio de uma superfracionadora (coluna de alta razão refluxo/carga). Na despropanização, são separados os seguintes compostos: aqueles que possuem três carbonos, os hidrogênios, os alcinos e dienos, e com o auxílio de uma superfracionadora, é também separado o propileno do propano. A desbutanizadora varia em função da matéria-prima; no caso do etano esta seção é mais simples e envolve a separação por destilação e a hidrogenação dos alcenos e alcinos (JESUS, 2011).

Por fim, há o processo de refrigeração, no qual os circuitos de refrigeração podem variar de um a três. Neste caso, a planta em estudo tem três circuitos fechados. Os fluidos refrigerantes são geralmente metano, etileno e propileno (THE DEPARTMENT OF ENERGY, 2007)

Os processos de utilidades fornecem água para a geração de vapor e o circuito de água de resfriamento e ar para instrumentos, além de promoverem o tratamento de efluentes, eliminando os hidrocarbonetos presentes nas correntes de exaustão do processo (JESUS, 2011).

### **2.3 Integração energética**

Em um processo químico, a transformação de matérias-primas no produto desejado geralmente não é feita em apenas uma etapa. São diversas as etapas intermediárias que possibilitam a obtenção de um produto com valor agregado; dentre eles, pode-se mencionar as etapas de reação, separação, mistura, aquecimento, refrigeração, mudança de pressão, entre outras (SMITH, 2005).

Essas etapas não ocorrem de maneira isolada. É necessária uma conexão entre elas, para assim, gerar a transformação total necessária. A conexão entre as diversas operações unitárias de um processo pode ser observada em um esquema denominado de fluxograma, que representa de maneira gráfica e detalhadamente as etapas do processo (SMITH, 2005).

Com base no fluxograma, pode-se utilizar uma ferramenta computacional a fim de fornecer a simulação do processo, que é uma modelagem matemática capaz de prever o comportamento do sistema, antes mesmo de que ele seja construído.

Com base na simulação é possível inferir a quantidade de matéria-prima necessária, o consumo total de energia, bem como vazões, composições, temperaturas e pressões em cada uma das etapas do processo (CALDAS, 2019).

De posse dos dados, é possível avaliar também o desempenho do sistema. O principal deles é o desempenho econômico; porém, não é o único. É necessário que a produção industrial seja sustentável, atendendo a demanda do presente e que não comprometa a atividades das gerações futuras (SMITH, 2005).

Para melhorar o desempenho econômico da planta, através de um melhoramento no desempenho energético dela, pode-se utilizar a integração energética, tornando o processo mais sustentável, tanto do ponto de vista econômico, quanto ambiental (FERNANDES, 2012).

A energia aplicada pode ser tanto mecânica como térmica. Métodos de eficiência energética podem ser feitos através da Integração de Trabalho e Calor (WHI – *Work and Heat Integration*), com subáreas de Integração de Calor (HI – *Heat Integration*) para energia térmica e Integração do Trabalho (WI) para a energia mecânica. A integração de calor pode ser subdividida em subáreas como Integração Correta de equipamento especial e projeto de Rede de Trocadores de Calor (HENs – *Heat Exchanger Networks*) (FU, VIKSE, GUNDERSEN, 2018).

Portanto, o objetivo da integração energética é reduzir os custos totais da planta, através da redução do consumo energético dela, reduzindo o número de trocadores de calor e da área de transferência de calor envolvida no processo (RELVAS et al., 2002).

Existem várias metodologias de integração de processos, as mais utilizadas são: a análise do ponto de estrangulamento energético (*Pinch Analysis*), a programação matemática, a heurística, a simulação e a análise exérgica. No presente trabalho, empregar-se-á a metodologia de análise do ponto de

estrangulamento, devido a sua simplicidade na questão de cálculos, bem como a possibilidade de obtenção de resultados muito proveitosos (FERNANDES, 2012).

### 2.3.1 Histórico da integração energética

Os estudos sobre Integração Energética tiveram seu início por volta dos anos 1970 com várias metodologias publicadas em trabalhos de síntese de trocadores de calor, motivadas pela crise do petróleo e a necessidade de utilização deste recurso de maneira mais efetiva (KLEMES; KRAVANJA, 2013).

Um dos primeiros trabalhos publicados foi o de Hohamann (1971), que introduziu o pensamento baseado na termodinâmica, para avaliar os requisitos mínimos de energia de um problema de síntese da rede de trocadores de calor e em menor escala por Huang e Elshout (1976 apud KLEMES et al., 2018).

O conceito de HI baseado na análise *Pinch* foi construído com base na tese de Hohamann, por dois grupos: o primeiro, nos artigos de Flower e Linnhoff (1978), e posteriormente a publicação da tese de Linnhoff (1979). E o segundo grupo, com uma abordagem semelhante de Umeda, Harada e Shiroko (1979).

A ideia principal é separar as necessidades de aquecimento e resfriamento total de um processo de forma cumulativa, construindo assim o Diagrama de Entalpia, mais conhecido como Curvas Compostas (HOHMANN, 1971).

O trabalho de Walmsley (2016), utilizou-se da metodologia *Pinch* e do método de integração de calor total local, para elaborar um método para direcionar e projetar um sistema de evaporação integrado, utilizando-se da grand curva composta. Além disso, o novo método ajuda a projetar soluções mínimas de energia e custo usando recomendação do vapor tecnologias de compressão.

O trabalho de Varbanov, Fordor, Klemes (2012) levou em consideração as propriedades de transferência de calor, para cada etapa do processo. Fazendo comentários sobre o uso de um único  $\Delta T_{\min}$ , uniforme para todos os processos integrados, podendo não ser o ideal, e através do uso de um algoritmo que permite que os usuários especifiquem valores  $\Delta T_{\min}$  para os pontos importantes de troca de calor no processo.

Um outro exemplo é o trabalho do Sun, Luo e Zhao (2015), no qual se realizou uma a síntese de rede de trocadores de calor de múltiplos passes usando a análise *Pinch*, levando em consideração vários arranjos de fluxo complexos no sistema,

modificando a construção das curvas compostas de calor e considerando a direção das correntes. Além desses pontos foram incluídos também a otimização da diferença mínima de temperatura e o número de passes de um trocador de calor casco e tubo.

Durante os últimos anos a Metodologia Pinch vem se desenvolvendo cada vez mais, o primeiro estágio de desenvolvimento foi realizado pelo Departamento de Processo na UMIST, Manchester, Reino Unido (KLEMES et al., 2018).

Outro grupo de pesquisa, na Universidade da Panônia, na Hungria, realizou entre, 2005 até 2015, várias pesquisas para melhorar a metodologia (KLEMES et al., 2018).

No trabalho de Caldas (2019), é realizada a integração energética do processo de produção de hidrogênio a partir de gás natural. Após a aplicação do método *Pinch* foi alcançada uma redução no gasto energético de aproximadamente 82% com a mudança das três utilidades iniciais por duas outras e três trocadores de calor de integração. Porém, houve a necessidade de investimento em torno de US\$ 1.207.850,00. O retorno financeiro foi obtido em cerca de um mês de funcionamento da nova planta.

Na integração energética de uma planta de Biodiesel feita por Filho (2019), foi apresentado um aumento de 13,86% do custo de investimento da planta integrada, porém os custos operacionais por ano registraram um valor de US\$ 1.138.320,52 para o processo convencional de US\$ 315.280,00 para a planta energeticamente integrada, representando assim uma redução de 72,30% dos gastos.

### 2.3.2 Trabalho de Integração Energética Desenvolvidos na UTFPR-FB

O primeiro trabalho feito na UTFPR-FB, dentro da área de integração energética foi o de Tonial (2018), cujo o objetivo foi realizar a análise de uma rede de trocadores de calor de uma planta de produção de acetona a partir do álcool isopropílico. Após a aplicação da integração energética, os resultados alcançados, foram a redução de 53% do consumo de energia, sem comprometer a qualidade e eficiência do processo, gerando uma diminuição de R\$ 982.271,56 no custo anual das utilidades quentes e frias (TONIAL, 2018).

Já o trabalho de Prado (2019), realizou a integração energética da rede de trocadores de calor em uma planta de produção de ácido sulfúrico, apresentando uma

elevada economia dos custos totais anuais. Mesmo que por questões de segurança, três trocadores de calor das correntes de ácido permaneceram no sistema.

No trabalho de Deveque (2019), aplicou-se a metodologia *Pinch* em um processo de síntese de amônia, reduzindo o custo anual das utilidades em pouco mais de US\$ 48.000,00.

Outra integração energética feita foi em uma planta de dimetil éter, que obteve como resultado uma economia de US\$ 195.020,74, representando 55,31% mais econômico por mês, quando comparada com a planta original. E apesar do investimento inicial ser de R\$ 76.904,00, o tempo de *payback* é bastante reduzido (NAVARINI, 2019).

Por fim, no trabalho mais recente, foi realizada a integração energética, com auxílio do *software* Hint, no processo de produção de formol. Obteve-se uma redução de consumo de 45%, ocasionando uma economia de US\$ 191.405,00, com o tempo de retorno menor que dois anos (SILVA, 2020).

## **2.4 Análise *pinch***

As melhorias do processo viabilizadas pela utilização da análise *Pinch* vêm tanto dos projetos de recuperação de calor, como também da mudança nas condições do processo, que promovem um aprimoramento na sua operacionalidade e interface mais eficaz com os sistemas utilitários (KEMP, 2007).

O primeiro conceito-chave para a análise *Pinch* é estabelecer metas para a reduzir dos gastos de energia. Essa redução de gastos tem sido uma parte essencial dos esquemas de monitoramento de energia há muitos anos. Quando uma planta não é otimizada o suficiente, durante o seu projeto ou operação, existem muitas oportunidades de economia de energia (KEMP, 2007).

Porém, para as plantas onde existe uma melhoria contínua é muito difícil conseguir reduzir ainda mais os gastos dela. Nesse contexto surge a análise *Pinch*, através dela é possível verificar se o processo é capaz de alcançar metas de redução, e se o calor nos sistemas de recuperação e aquecimento foram projetados corretamente (KEMP, 2007).

Para análise *Pinch*, algumas definições são utilizadas e é importante compreender suas definições: como correntes frias, correntes quentes, utilidades

externas e diferença mínima de temperatura atingida entre as correntes quentes e frias ( $\Delta T_{\min}$ ) (RELVAS et al., 2002).

As correntes frias são aquelas que necessitam de calor para que sua temperatura aumente e/ou porque sofrem uma mudança de estado por absorção de calor, já as correntes quentes são aquelas que necessitam ser resfriadas, pois sua temperatura precisa diminuir e/ou porque sofrem mudança de estado se liberarem calor (RELVAS et al., 2002).

As utilidades são os fluidos que fornecem, ou retiram entalpia, por isso elas podem ser quentes, como vapor de água, fluidos quentes, efluentes gasosos, gases de combustão entre outros; ou frias, como água de refrigeração, ar atmosférico, fluido de arrefecimento entre outros (RELVAS et al., 2002).

#### 2.4.1 Diagrama Temperatura-Entalpia

A elaboração desse diagrama auxilia na visualização dos efeitos de temperatura-calor do processo. Nesse caso, o teor de calor do fluxo (kW) não deve ser confundido com o termo termodinâmico, entalpia específica ( $\text{kJ kg}^{-1}$ ) (KEMP, 2007).

Como é interessante determinar apenas as mudanças de entalpias que ocorrem nos fluxos, plota-se um determinado fluxo, em qualquer lugar do eixo de entalpia, desde que se mantenha a mesma inclinação e a temperatura de fornecimento e destino sejam mantidas (KEMP, 2007).

Para que haja uma troca de calor viável, é necessário que o fluxo quente seja maior que o fluxo frio em todos os pontos do gráfico (KEMP, 2007).

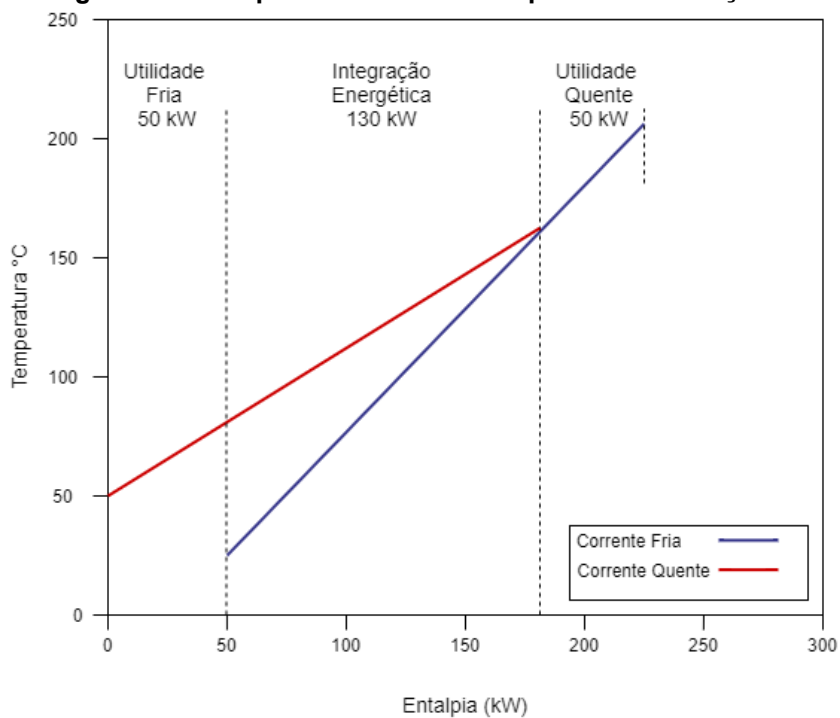
Na Figura 1, o fluxo quente não pode ser movido mais para a direita, para obter maior recuperação de calor, porque a diferença de temperatura entre correntes quentes e frias na extremidade fria do trocador já é zero (as curvas se tocam). Nesse caso, o calor disponível no fluxo quente deve ser rejeitado para resfriar a água, porém essa não é uma solução viável, visto que para uma diferença de temperatura igual a zero, requer-se um trocador de calor infinitamente grande (KEMP, 2007).

Na Figura 2, há um deslocamento da corrente fria em relação a corrente quente no diagrama plotado, da esquerda para a direita, de modo que a diferença mínima de temperatura entre as correntes passe de  $0^{\circ}\text{C}$  para  $20^{\circ}\text{C}$ . Percebe-se que as quantidades de aquecimento e resfriamento demandas pelo processo são



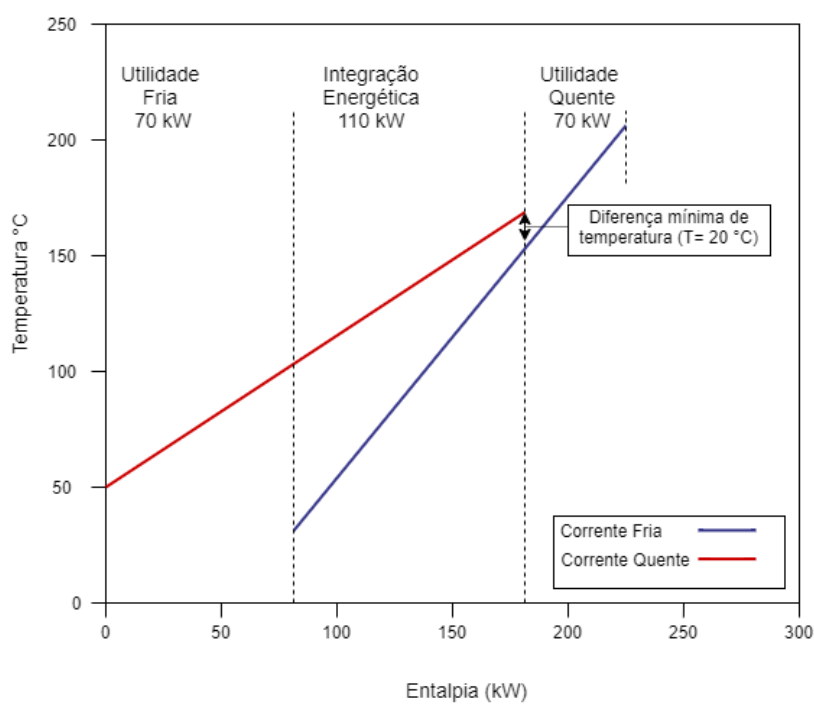
modificadas. Com isso, o trocador de calor passa a ter uma área razoável e saindo da condição de área de troca térmica infinita (KEMP, 2007).

**Figura 1 - Diagrama de Temperatura versus Entalpia sem diferença de temperatura**



Fonte: Adaptado de Kemp (2007).

**Figura 2 - Diagrama de Temperatura versus Entalpia com diferença de temperatura**

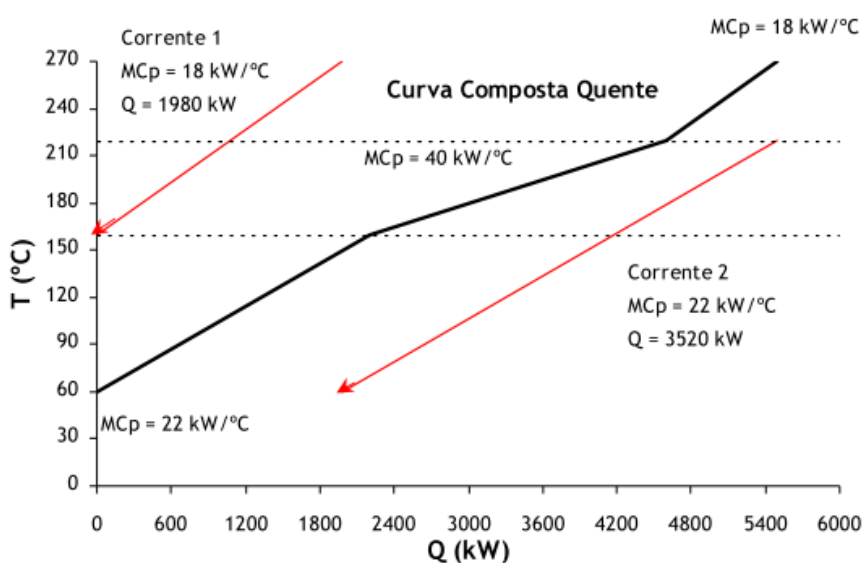


Fonte: Adaptado de Kemp (2007).

### 2.4.2 Curvas compostas

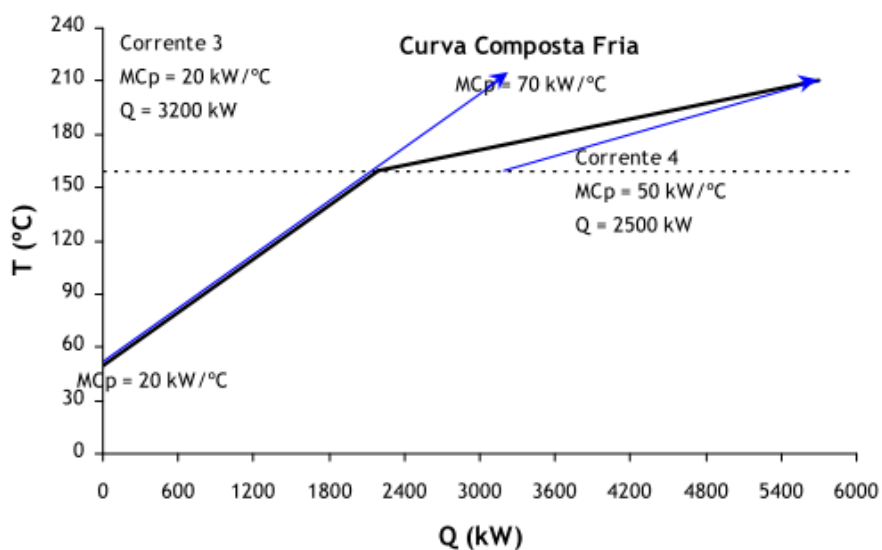
Para se trabalhar com os diversos fluxos presentes em uma planta industrial, é realizada a soma da capacidade de calor de cada vazão para todos os fluidos existentes em todas as temperaturas. Assim é construída uma única curva com todas as correntes quentes (Figura 3) e outra curva com todas as correntes frias (Figura 4), denominadas de curvas compostas quente e fria, respectivamente (KEMP, 2007).

**Figura 3 - Curva Composta Quente**



Fonte: Fernandes (2012).

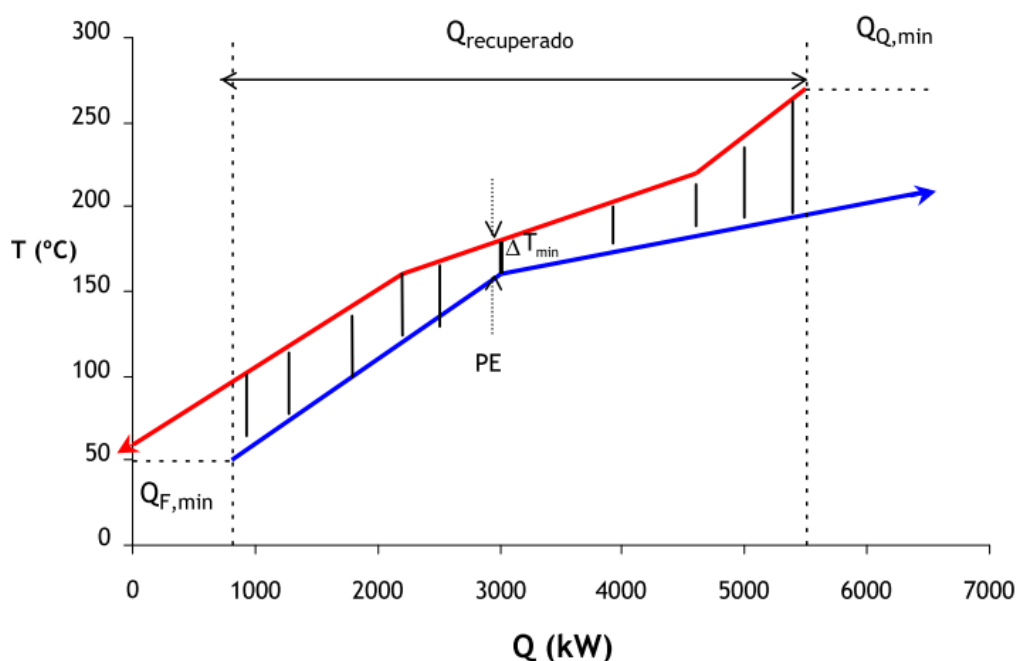
**Figura 4 - Curva Composta Fria**



Fonte: Fernandes (2012).

Na Figura 5, as curvas compostas são postas em um mesmo diagrama, representando as necessidades globais do processo em termos de energia e de níveis térmicos (FERNANDES, 2012). A sobreposição entre as curvas compostas representa a quantidade máxima de recuperação de calor possível dentro do processo (KEMP, 2007). Para realizar a construção dessas curvas é necessário plotar um diagrama de temperatura em função da potência térmica disponível, dividindo o eixo da temperatura em vários intervalos, que são definidos através das temperaturas iniciais e finais das correntes (FERNANDES, 2012).

**Figura 5 - Curvas compostas frias e quentes**



Fonte: Fernandes (2012).

Portanto, através das correntes obtém-se a quantidade máxima de energia que pode ser recuperada ( $Q_{recuperado}$ ), a quantidade mínima de calor exterior que é necessária para o processo ( $Q_{Q,min}$ ), a quantidade mínima a ser retirada do processo, utilizando a utilidade fria ( $Q_{F,min}$ ) e, por fim, o ponto de estrangulamento (PE), para um dado  $\Delta T_{min}$  (RELVAS et al., 2002).

Após a identificação do PE, consegue-se fazer a divisão do processo em duas zonas distintas, a zona acima e a zona abaixo do *Pinch* (FERNANDES, 2012).

Na zona acima do PE as correntes quentes são totalmente resfriadas com as correntes frias do processo, essa área é conhecida como absorvedora de calor e na

zona abaixo do PE são aquecidas pelas correntes quentes do processo, essa zona é conhecida por fonte de calor (FERNANDES, 2012).

Para garantir que haja um consumo mínimo de energia é necessário ter os princípios na análise do Ponto de Estrangulamento:

1. Não se deve resfriar na zona acima do PE;
2. Não se deve aquecer na zona abaixo do PE e
3. Não se deve transferir calor através do PE (FERNANDES, 2012).

### 2.4.3 Cascata de Calor

Outro método que pode ser utilizado para determinar a necessidade das utilidades quentes e frias, bem como o ponto de estrangulamento, é um algoritmo, conhecido como cascata de calor, que é apresentado ilustrativamente na Figura 6. A ideia básica desse método é verificar, em cada intervalo de temperatura, a quantidade de entalpia disponível entre as correntes do processo (FERNANDES, 2012).

Figura 6 - Cascata de Calor

1	2		3	4	5	6	7	8
$T^*$ (°C)						Cascata de Calor (kW)		
260	1					$Q_{UQ} = 0$	$Q_{UQ} = 1000$	
220			40	-18	-720	720	$Q_1 = -720$	1720
210		2	10	52	520	200	$Q_2 = 520$	1200
170			40	30	1200	-1000	$Q_3 = 1200$	0
150			20	-20	-400	-600	$Q_4 = -400$	400
60		3	90	-2	-180	-420	$Q_5 = -180$	580
50			10	-22	-220	-200	$Q_6 = -220$	800
$MCp$ (kW/°C)	18	22	20	50		?	$Q_{UF} = 800$	

Fonte: Relvas et al. (2002)

O primeiro passo é corrigir as temperaturas, para garantir que para todos os intervalos as temperaturas das correntes frias e quentes difiram em  $\Delta T_{min}$ , conforme as equações 2 e 3 (FERNANDES, 2012).

$$T'_F = T_{Fria} + \frac{\Delta T_{min}}{2} \quad (2)$$

$$T'_Q = T_{Quente} - \frac{\Delta T_{min}}{2} \quad (3)$$

Posteriormente é feito um balanço de energia, com a utilização das temperaturas corrigidas (FERNANDES, 2012):

$$Q_i = \left[ \sum_{c. Frias} MCp_F - \sum_{c. Quentes} MCp_Q \right] \Delta T'_i \quad (4)$$

E por fim, elabora-se a tabela com os dados calculados e a cascata de calor.

## 2.5 Software HINT

Os cálculos exigidos na metodologia *Pinch* são conceitualmente simples e podem ser feitos à mão. Porém, em problemas de escalas reais, eles podem se tornar complexos e depender considerável tempo de resolução. Então, utilização de software para fazer essas tarefas repetitivas é de extrema importância (MARTÍN, MATO, 2008).

Para esse trabalho, foi escolhido o *software* Hint, por ser um *software* livre, não comercial, que mostra resultados intermediários importantes, permitindo assim a verificação dos resultados obtidos. Além disso, ele tem uma interface muito parecida com livros de referência para a Análise *Pinch* (MARTÍN, MATO, 2008).

Esse *software* começou a ser desenvolvido em 2000, iniciando seus testes no programa de mestrado da Universidade de Valladolid, na Espanha. Após esse tempo de teste, foram feitas melhorias e, ao longo desses anos, o *software* vem sendo utilizado em diversas universidades, empresas com diferentes origens e em diferentes países (MARTÍN, MATO, 2008).

Um exemplo do uso desse software, é no trabalho de Chegini, Dargahi e Mahdavi (2008), no qual o Hint foi utilizado para fazer a análise *Pinch* de uma rede de

petróleo bruto, na unidade de destilação, na refinaria de Arak, com o objetivo de se reduzir a carga térmica do forno.

O Hint foi utilizado na primeira etapa do trabalho, para a análise dos dados coletados. Inicialmente foi feita a suposição de uma temperatura mínima de diferença de 30 K. Posteriormente com auxílio do *software* foi verificado a melhor  $T_{\min}$ , pois esse dado é facilmente alterado no software (CHEGINI et al., 2008).

Os resultados mais importantes vistos no trabalho foram a redução do custo de combustível em aproximadamente US\$ 820.000,00 por ano para a refinaria e também a redução da emissão de  $\text{NO}_x$ ,  $\text{SO}_x$  e  $\text{CO}_2$ , de aproximadamente 20.000 toneladas por ano (CHEGINI et al., 2008).

Já na integração energética da produção de ácido nítrico, na planta da Indústria Petroquímica Kutina, onde também é utilizado o *software* Hint, a economia anual desse processo foi de cerca de 14% (IVANIS et al., 2015).

## 2.6 Software COCO

O COCO é um *software* livre, que auxilia na simulação de processos químicos que operam em estado estacionário e tem como alvo principal estudantes. Dentre as ferramentas que ele possui, pode-se citar os pacotes termodinâmicos, análise de correntes, componentes e otimização de processos químicos. Ele possui quatro principais ferramentas (ALENCAR; SILVA; MAFRA, 2019):

O COFE (*CAPE-OPEN Flowsheet Environment*) é a interface gráfica responsável pela criação dos fluxogramas e é nela onde ocorre a simulação. Possui um algoritmo de solução sequencial para suas correntes e exibe as propriedades das correntes de fluxo facilitando a plotagem (LANDER; SILVA; SANTOS, 2016).

No TEA (*Thermodynamics for Engineering Applications*) é onde se cria o pacote termodinâmico que será utilizado na simulação, baseado na biblioteca termodinâmica do *ChemSep*, que possui mais de 430 componentes químicos e mais de 100 métodos de cálculos analíticos ou numéricos derivados (LANDER; SILVA; SANTOS, 2016).

Na parte do COSCOUS (*The CAPE-OPEN Unit-operations Simple*) é fornecido os equipamentos utilizados na simulação, entre eles, diversas operações unitárias, como separadores, bombas, reatores, trocadores de calor, entre outros (LANDER; SILVA; SANTOS, 2016).

O CORN (*The CAPE-OPEN Reaction Numerics*) fornece o pacote de reação que, dependendo do processo, facilita a especificação de qualquer tipo de reação de equilíbrio e cinética de reatores. Com todas essas ferramentas, pode-se desenvolver uma vasta gama de processos químicos industriais (LANDER; SILVA; SANTOS, 2016).

Com todas essas funções, é possível realizar diversas simulações, para variados processos químicos industriais. No trabalho de Alencar, Silva e Mafra (2019), utilizou-se o *software* para a avaliação da interferência da pressão no processo Haber, e através da simulação feita, pode-se verificar que o processo é beneficiado pela utilização de pressões mais elevadas, obtendo resultados satisfatórios do uso do programa.

### 3 PROCEDIMENTOS METODOLÓGICOS

Os dados utilizados neste trabalho foram obtidos do documento final feito pelo *Industrial Technologies Program* (ITP) do *US Department of Energy Office of Energy Efficiency and Renewable Energy* (DOE/EERE) (2007), o objetivo desse documento é fazer a melhoria de diversas plantas industriais, que apesar de terem uma tecnologia bem desenvolvida, ainda permitem melhorias de eficiência energética.

As etapas metodológicas usadas para a obtenção dos resultados deste trabalho são detalhadas nesta seção. Para o início da aplicação da análise *Pinch*, foi necessário realizar os balanços de massa e energia do processo de produção do etileno. Com isso, foi possível identificar as possibilidades de integração energética disponíveis no processo de craqueamento, bem como as condições operacionais que poderiam causar um impacto na economia de energia.

Após a realização e a verificação computacional dos balanços de massa e energia, por meio do emprego do *software* de simulação *COCO*, definiram-se as metas de economia de energia, usando a metodologia *Pinch*, de maneira a se obter a cascata de energia, assim como as correntes que participariam do processo de integração energética.

Desta maneira, identificaram-se os seguintes pontos no processo:

- As necessidades de aquecimento, resfriamento, condensação e vaporização das correntes do processo;
- Informações sobre os trocadores de calor disponíveis no processo;
- Considerações específicas do processo, que poderiam acarretar limitações na integração, como etapas em batelada ou número de correntes quentes e frias;
- Informações econômicas disponíveis, como custo de utilidades quentes e frias, preços de produção e instalação de trocadores de calor (RELVAS *et al.*, 2002).

Durante a obtenção dos dados e sua validação considerou-se: a coleta de dados na unidade em operação; simulações que proporcionaram valores consistentes; e dados de projetos, quando não há dados reais; porém, estes foram utilizados com cautela, para que fossem fidedignos com dados de operação (FERNANDES, 2012).



A coleta de dados é um ponto muito importante da análise *Pinch*. É necessário ter a compreensão de cada operação do processo, pois considerações distantes daquelas encontradas em um processo real poderiam inviabilizar a aplicação do método em termos de contabilização energética. Isso poderia acarretar problemas de superestimação do potencial de integração ou, em casos mais graves, chegar-se ao processo em que não há margem para aumento de sua eficiência energética (RELVAS et al., 2002).

Para cada corrente de processo e utilidades disponíveis obtiveram-se as seguintes propriedades: temperatura inicial ( $T_i$ ); temperatura final ( $T_f$ ); vazão mássica ( $M$ ); calor específico ( $C_p$ ); capacidade calorífica média ( $MC_p$ ); entalpia de vaporização se ocorrer a mudança de fases ( $\Delta H_{vap}$ ); coeficiente de transferência de calor ( $h$ ); estado físico das correntes (líquido, vapor/líquido ou vapor).

Na análise *Pinch* foram consideradas inicialmente todas as correntes do processo. Posteriormente, foram excluídas aquelas que possuíssem limitações. Essas limitações podem ser de vários tipos, como a distância física entre duas correntes, acarretando assim em muitos custos com tubulações e bombas para o transporte do fluido. Outro fator, é a segurança das correntes que vão trocar calor entre si. Por fim, questões operacionais, que podem influenciar na partida ou paragem da planta, bem como no controle e flexibilidade do próprio processo (RELVAS et al., 2002).

Posteriormente à coleta e análise de todos os dados necessários, colocou-se em prática o método *Pinch*, a partir dos seguintes passos:

Os valores geralmente usados de temperatura mínima de aproximação variam entre 5°C e 20°C. Inicialmente, fez-se a escolha de um intervalo de temperatura de 10°C. Posteriormente, com o auxílio do *software* Hint, definiu-se o valor final otimizado, levando em consideração os custos do processo.

Sempre que houver um aumento na diferença da temperatura mínima haverá uma redução na energia térmica reaproveitada. Porém, os trocadores de calor necessários para a recuperação diminuem (em quantidade e em área térmica), mas as cargas das utilidades quente e fria aumentam. Portanto, o investimento de capital diminui, mas os custos operacionais aumentam.

Após a construção do diagrama de cascata, observa-se o ponto onde não há mais energia que possa ser cascadeada para baixo, onde energia deve ser fornecida a partir de uma utilidade, sendo este local o ponto de estrangulamento.

Com os resultados obtidos na integração energética, realizou-se uma nova simulação da fase de craqueamento do processo, e um fluxograma foi elaborado.

Posteriormente, fez-se os cálculos de área de troca térmica dos trocadores de calor, bem como os custos deles.

### 3.1 Cálculo da capacidade calorífica

Em algumas etapas do processo químico, percebe-se a mudança de fase dos componentes. A variação de entalpia durante esse processo sofre alterações que não são lineares, com alterações bem marcantes quando ocorre a mudança de fase, podendo ser descrita pela Equação 5.

$$\Delta H_{total} = \Delta H^{Líquido} + \Delta H^{Vap} + \Delta H^{Vapor} \quad (5)$$

As capacidades caloríficas à pressão constante ( $C_p$ ) do vapor e do líquido são facilmente encontradas através do *software* COCO. Consequentemente, as entalpias de vapor e de líquido são calculadas por meio das Equações 6 e 7 respectivamente:

$$\Delta H^{vapor} = mC_{p_v}\Delta T \quad (6)$$

$$\Delta H^{líquido} = mC_{p_L}\Delta T \quad (7)$$

Para a integração energética é necessário que a capacidade calorífica seja constante, portanto, pode-se aproximar uma capacidade calorífica de mudança de fase ( $CP^*$ ), pela Equação (8):

$$\Delta H^{Vap} = CP^*\Delta T \quad (8)$$

Sendo:

$$CP^* = nC_p \quad (9)$$

Obtendo-se assim um valor aproximado para o  $C_p$  de mudança de fase.

### 3.2 Correlações para o coeficiente convectivo

Existem várias correlações para o cálculo do coeficiente convectivo de transferência de calor ( $h$ ), sendo basicamente calculado pelo número de Nusselt ( $Nu$ ), apresentado na Equação 10 (VANDERMEERSH, 2012).

$$Nu = \frac{h L}{k} \quad (10)$$

em que,  $L$  o comprimento característico, frequentemente o diâmetro interno do tubo ou equivalente do tubo, e  $k$  o coeficiente de condutividade térmica do fluido (VANDERMEERSH, 2012).

A correlação de Dittus-Boelter, Equação 11, é frequentemente usada para determinar o coeficiente convectivo de transferência de calor para fluxo turbulento em tubos lisos redondos, onde existe apenas uma fase (VANDERMEERSH, 2012).

$$Nu = 0,023 Re^{0,8} Pr^{n*} \quad (11)$$

Na qual o expoente  $n$  é geralmente igual a 0,4 para fluidos em aquecimento. O número de Reynolds para um tubo é calculado através da Equação 12 (VANDERMEERSH, 2012).

$$Re = \frac{\varphi d_i}{\mu} \quad (12)$$

Em que  $\varphi$  é a velocidade mássica, que é obtida dividindo a vazão molar dividida pela área da sessão transversal do tubo e  $\mu$  é a viscosidade dinâmica do tubo (VANDERMEERSH, 2012).

Já o número de Prandtl é definido pela Equação 13.

$$Pr = \frac{c_p \mu}{k} \quad (13)$$

Sendo  $C_p$  a capacidade calorífica do fluido a pressão constante.

O coeficiente de transferência de calor de ebulição do fluxo bifásico local para a evaporação dentro de um tubo,  $\alpha_{tp}$ , é definido pela Equação 14 (VANDERMEERSH, 2012).

$$\alpha_{tp} = \sqrt[n]{(\alpha_{nb})^n + (\alpha_{cb})^n} \quad (14)$$

Há um coeficiente de transferência de calor associado a cada um dos dois mecanismos:  $\alpha_{nb}$  para a ebulição nucleada e  $\alpha_{cb}$  para a ebulição convectiva. O coeficiente global de transferência de calor resultante é obtido usando uma relação de lei de potência (VANDERMEERSH, 2012).

O valor do expoente  $n$  determina se ambos os mecanismos são sempre considerados igualmente importantes ( $n= 1$ ) ou se um mecanismo deve ser tornado dominante quando seu coeficiente de transferência de calor é maior que o outro ( $n= 2, 3, \dots$ ) (VANDERMEERSH, 2012).

Para calcular o coeficiente de ebulição nucleada é usada a Equação 15 (VANDERMEERSH, 2012).

$$\alpha_{nb} = 230 B_o^{0,5} \alpha_L \quad (15)$$

O número de ebulição,  $B_o$ , é introduzido para determinar o efeito do fluxo de calor, representado pela Equação 16 (VANDERMEERSH, 2012).

$$B_o = \frac{q}{\varphi h_{LG}} \quad (16)$$

Sendo  $q$ , o fluxo de calor, o  $h_{LG}$  o calor latente de vaporização (VANDERMEERSH, 2012).

O coeficiente de transferência de calor convectivo  $\alpha_{cb}$  é calculado, a partir da Equação 17 (VANDERMEERSH, 2012).

$$\alpha_{cb} = 1,8\alpha_L C_0^{-0,8} \quad (17)$$

O fator de correção  $C_0$  para o coeficiente de ebulição convectiva é responsável pela influência da densidade e a qualidade do vapor, e é obtido através da Equação 18 (VANDERMEERSH, 2012).

$$C_0 = \left(\frac{1-x}{x}\right)^{0,8} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{0,5} \quad (18)$$

Foi utilizada a correlação de Dittus-Boetler para o coeficiente de convecção de fase única  $\alpha_L$ , Equação 19, tanto para o cálculo do coeficiente de ebulição convectiva  $\alpha_{cb}$  quanto para o coeficiente de ebulição nucleada  $\alpha_{nb}$  (VANDERMEERSH, 2012).

$$\alpha_L = 0,023 Re_L^{0,8} Pr_L^{0,4} \frac{k_L}{d_i} \quad (19)$$

O número de Reynolds,  $Re_L$ , Equação 20, e o número de Prandtl  $Pr_L$ , Equação 21, sofrem alterações, e levam em conta apenas as propriedades da fase líquida (VANDERMEERSH, 2012).

$$Re_L = \frac{\varphi (1-x)d_i}{\mu_L} \quad (20)$$

$$Pr_L = \frac{Cp_L \mu_L}{k_L} \quad (21)$$

Sendo  $\varphi$  a velocidade mássica do líquido e do vapor, o  $x$  é a qualidade do vapor (VANDERMEERSH, 2012).

### 3.3 Correlações para o coeficiente convectivo - HINT

O Cálculo do coeficiente convectivo foi feito no *software* Hint, onde utilizou-se duas correlações, próprias do *software*. Em correntes sem troca de fases foi utilizada a relação de convecção forçada dentro de um tubo. No software é utilizada a seguinte relação (Equação 22).

$$Nu = 0,023Re^{0,8}Pr^{0,33} \quad (22)$$

Sendo que a correlação para ebulição é apresentada pela Equação 23.

$$h = 0,00122 * \frac{k_L^{0,79} Cpl^{0,45} \rho_L^{0,49}}{s^{0,5} \mu l^{0,29} h_{GL}^{0,24} \rho_V^{0,24}} \quad (23)$$

### 3.4 Cálculo dos custos

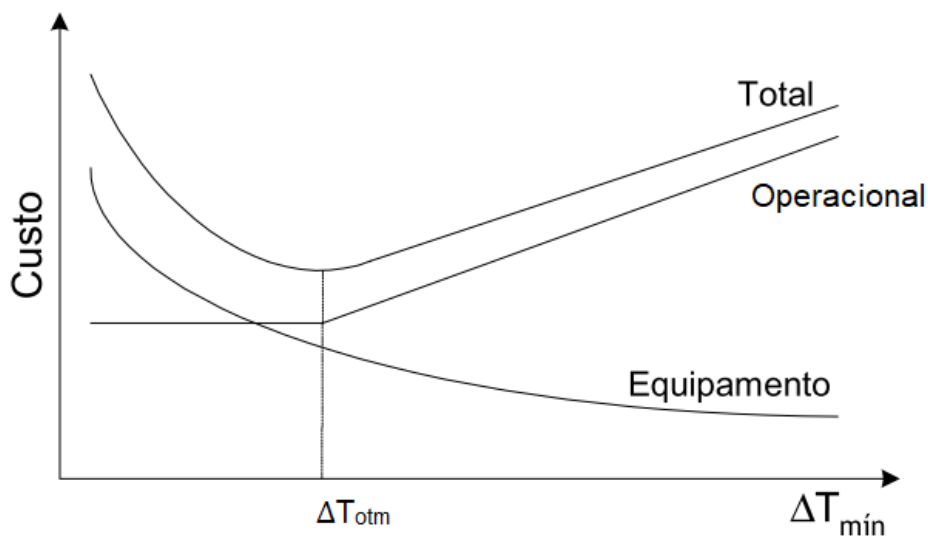
O HINT apresenta correlações para o cálculo dos custos do equipamento, segundo a Equação 24:

$$C_e = a + bA^c \quad (24)$$

na qual,  $a$ ,  $b$  e  $c$ , parâmetros relacionados aos custos dos equipamentos, e  $A$  a área de troca térmica.

Com os valores dos parâmetros e o custo anual das utilidades, plota-se o gráfico do custo versus a diferença de temperatura ( $\Delta T_{min}$ ). Como mostra a Figura 7.

Figura 7 - Custo versus diferença de temperatura



Fonte: Adaptado de Fernandes, (2012)

Fazendo a análise do gráfico, consegue-se obter o valor de  $\Delta T_{\text{ót}}^m$ , onde tem-se o menor custo total, levando em consideração o custo de aquisição dos equipamentos, e o custo operacional.

## 4 RESULTADOS E DISCUSSÕES

Nessa seção serão apresentados e discutidos os resultados obtidos durante o desenvolvimento desse trabalho, sendo eles o detalhamento do projeto original, os dados obtidos através da simulação do *software* COCO, os cálculos feitos para a confirmação dos compostos presentes nas correntes, utilização do *software* Hint para a determinação do  $\Delta T_{\min}$ , a realização da integração energética, o cálculo dos custos, a elaboração da cascata de energia, das curvas compostas e da grand curva composta.

### 4.1 Análise do projeto original

Nesta primeira parte dos resultados serão discutidos: a aquisição dos dados originais, os cálculos realizados e a utilização do *COCO Simulator*, para a complementação das informações.

#### 4.1.1 Escolha das correntes

Para a realização deste trabalho, fez-se a coleta de dados na literatura. A fonte principal dessa pesquisa foi o Department of Energy Office of Industrial Technologies (2007).

Entre os processos apresentados no documento, escolheu-se o etileno, pois além de ser um produto base da Indústria Química, ele também apresenta 23 trocadores de calor em toda a planta.

O processo de etileno é separado em quatro etapas, como foi visto da seção 2.1: o craqueamento, a compressão, a separação e o resfriamento. Devido ao grande número de correntes, priorizou-se realizar a integração energética entre correntes de uma mesma seção da planta química, a fim de evitar possíveis combinações entre correntes que estivessem no início e no final do processo, o que poderia encarecer o projeto devido aos maiores custos com tubulações e bombas.

Assim, iniciou-se o estudo para a escolha da seção do processo que mais se adequasse às exigências da integração energética. Como requisito fundamental, a



seção deveria ter tanto correntes quentes quanto frias, para que a troca de energia fosse possível entre elas em uma integração. As Tabelas 1 a 4, foram elaboradas com base no Anexo 1, e apresentam as informações sobre as correntes presentes no processo, sua classificação (quente ou fria) e as temperaturas de entrada e saída no trocador de calor.

Na Tabela 1, nota-se que na etapa de craqueamento há 3 correntes quentes e 4 frias, sendo assim uma boa candidata à realização da integração energética.

**Tabela 1 - Dados da Etapa de Craqueamento**

Equipamento	Corrente de Entrada	Temperatura de Entrada (K)	Corrente de Saída	Temperatura de Saída (K)	Tipo
E-113-1	2	264,98	2A	393,02	FRIA
E-115	4A	381,87	4	429,87	FRIA
E-BFW	WA-IN	305,37	WA-OUT	524,28	FRIA
E-114	9C	409,26	9F	398,15	QUENTE
E-113-2	9-OUT	419,38	9C	409,26	QUENTE
E-110A	VAP10	357,34	VP10C	316,48	QUENTE
E-BFW2	WA-IN2	305,37	WA-OUT2	524,28	FRIA

**Fonte: Adaptado de (Department of Energy Office of Industrial Technologies, 2007)**

Já na etapa de Compressão, tem-se apenas uma corrente fria, para quatro correntes quentes, não sendo uma boa opção para a integração energética, como é mostrado na Tabela 2.

**Tabela 2 - Dados da Etapa de Compressão**

Equipamento	Corrente de Entrada	Temperatura de Entrada (K)	Corrente de Saída	Temperatura de Saída (K)	Tipo
E-201	10A	390,54	10B	493,15	FRIA
E-202-3	20A	493,15	20B	329,26	QUENTE
ZE-EFF6	VENT	314,00	VENT-EFF	298,15	QUENTE
ZE-EFF5	DRAIN	314,00	DRAIN-EF	298,15	QUENTE
E-207	21C	305,37	21D	288,71	QUENTE

**Fonte: Adaptado de (Department of Energy Office of Industrial Technologies, 2007)**

Na tabela 3, identifica-se que na etapa de purificação existem apenas correntes quentes, não sendo possível realizar a integração energética.

**Tabela 3 - Dados Etapa de Purificação**

Equipamento	Corrente de Entrada	Temperatura de Entrada (K)	Corrente de Saída	Temperatura de Saída (K)	Tipo
E-302-5	27C	275,26	27A	241,48	QUENTE
E-306-8	27A	241,48	27B	205,37	QUENTE
E-309-11	28	198,94	28A	173,43	QUENTE
E-312	28A	173,43	28C	136,48	QUENTE
E-319	31A	364,32	31	310,93	QUENTE
E-317	3	288,71	30C	259,52	QUENTE

Fonte: Adaptado de (Department of Energy Office of Industrial Technologies, 2007)

Por fim, tem-se a etapa de refrigeração, apresentada na Tabela 4, que possui 2 correntes quentes e 3 frias, sendo também uma boa opção para fazer a integração energética.

**Tabela 4 - Dados da etapa de refrigeração**

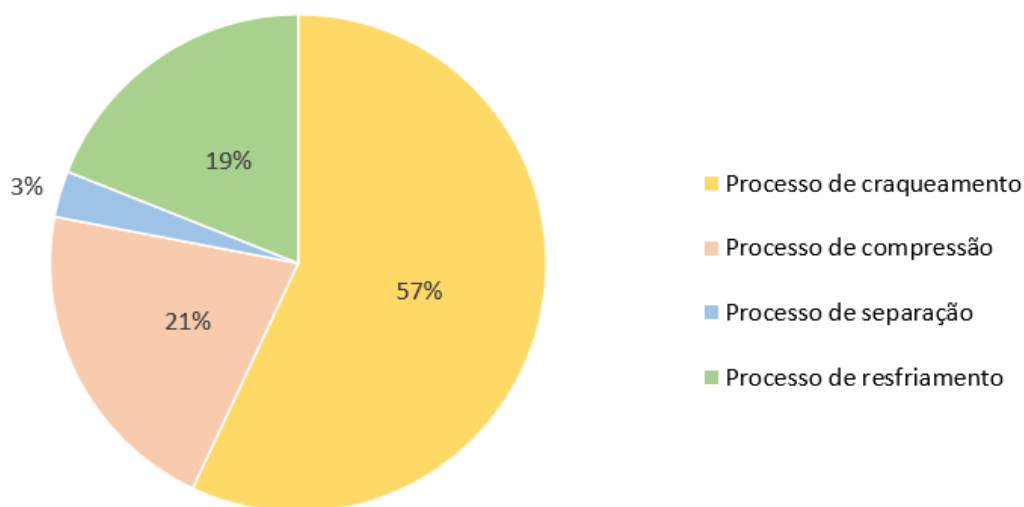
Equipamento	Corrente de Entrada	Temperatura de Entrada (K)	Corrente de Saída	Temperatura de Saída (K)	Tipo
E-401A	33F	271,97	33E	183,15	QUENTE
E-402-3B	35G	199,69	36A	233,88	FRIA
E-320-2B	36Z	228,93	36I	232,89	FRIA
E-313	37H	232,62	37KB	287,46	FRIA
E-404-10	38C	338,71	38D	305,37	QUENTE

Fonte: Adaptado de (Department of Energy Office of Industrial Technologies, 2007)

Após toda essa análise, notou-se que a etapa de craqueamento e de refrigeração são as melhores para fazer a integração energética.

Para escolher entre as duas etapas, verificou-se, então, a proporção de energia que é consumida na planta em cada um dos diferentes subprocessos, como mostra a Figura 8. Optou-se por fazer a integração energética no subprocesso de craqueamento, pois ele possui mais de 50% do consumo energético de toda a planta.

**Figura 8 - Proporção de energia consumida nos diferentes subprocessos**



Fonte: (GONG; SHAO; ZHU, 2019)

#### 4.1.2 Dados das Correntes

No Relatório Final do Department of Energy Office of Industrial Technologies (2007), obteve-se os dados de temperatura, pressão, fração de vapor, vazão molar, vazão mássica total e dos compostos, vazão volumétrica e entalpia das correntes. A Tabela A.1, do Apêndice A, mostra as correntes de vazão mássica total e dos compostos.

#### 4.1.3 Componentes

Devido à ausência de informações completas sobre os compostos presentes em cada uma das correntes nos dados apresentados pelo (Department of Energy Office of Industrial Technologies, 2007), utilizou-se os trabalhos de Rodríguez (2003) e Alshammari et al. (2016), para complementação de dados.

Aproveitou-se a informação da vazão mássica por composto ( $m$ ) do *Department of Energy Office of Industrial Technologies* e a vazão molar total, para calcular o número de mols ( $n$ ) pela Equação 25.

Iniciaram-se os cálculos a partir das correntes com apenas uma substância, comparando-se com o valor da vazão molar total.

$$n = \frac{m}{MM} \quad (25)$$

em que,  $MM$  a massa molar de cada composto.

A primeira corrente analisada foi a 34H, da etapa de refrigeração, onde há apenas a substância denominada ETHYL-01. Suspeitava-se que o composto presente nessa corrente poderia ser etileno. Dividiu-se então o valor da vazão mássica pela massa molar do etileno, obtendo-se assim um valor de vazão molar igual ao apresentado na referência.

Para a identificação do composto PROPY-01, utilizou-se a corrente 36A da etapa de refrigeração. Depois que não havia mais correntes com um único composto, escolheram-se correntes em que os demais compostos eram conhecidos. E assim, seguiu-se com este procedimento até a identificação de todos eles.

Identificou-se também que o óleo possui uma massa molar de  $266,67 \text{ g mol}^{-1}$ , porém não foi possível confirmar a fórmula química dele, pois não há dados na literatura para que possa se fazer a comparação.

Como o composto SODIU-01 não participava das correntes propostas para a integração energética, não houve a necessidade de sua identificação.

A Tabela 5 mostra a identificação de todos os compostos:

**Tabela 5 – Compostos presentes nas correntes**

<b>Nome</b>	<b>Compostos</b>
H2	Gás hidrogênio
METHA-01	Metano
ACETHY-01	Acetileno
ETHYL-01	Etileno
ETHAN-01	Etano
PROPY-01	Propileno
PROPA-01	Propano
1-BUT-01	Buteno
2-MET-01	2-metil-buteno
OIL	Óleo de massa molar 266,67

**Fonte: Autoria Própria (2021)**

Para uma última conferência das substâncias participantes desta etapa do processo, realizou-se um balanço de massa por elemento (que considera as espécies atômicas ao invés das moleculares) no forno de craqueamento (F-101-9). Partindo do princípio de que ocorrem diversas reações químicas paralelas no craqueamento, a abordagem de balanço atômico é vantajosa, pois independe do conhecimento destas reações, considerando-se apenas as quantidades que entram e saem do equipamento.

A escolha do forno de craqueamento para conferência das substâncias, foi baseada na sua importância para o processo. Ademais, observou-se que o óleo não estava presente nas correntes de entrada e saída deste equipamento. Uma vez que se desconhece a composição química do óleo, sua ausência nestas correntes corroborava com a identificação atribuída aos demais compostos participantes.

Para o número total de mols de carbono, a diferença entre a entrada e a saída foi de 0,18%. Já para o hidrogênio foi de 0,54%. E a entrada e saída de oxigênio os valores foram os mesmos. Comprovando-se que a identificação dos compostos foi adequada.

Por fim, calculou-se os valores das frações molares, que são apresentadas no Apêndice A – Tabela A.2.

#### 4.1.4 COCO

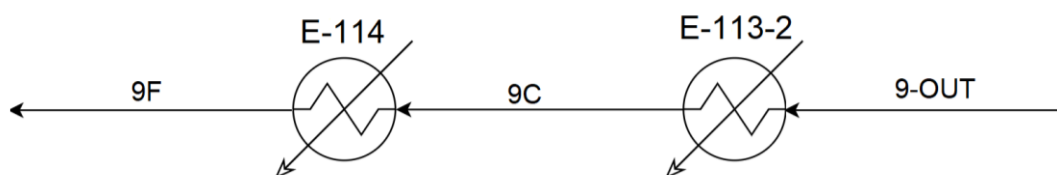
Utilizou-se o programa de simulação de processos químicos *COCO Simulator*, para a complementação de dados faltantes. Inserindo-se dos dados apresentados nas tabelas 1, A-1 e A-2, obteve-se os dados de capacidade calorífica de cada corrente, e o ponto de bolha e de orvalho para realizar posteriormente a divisão de correntes.

Devido à dificuldade de conhecer o composto exato que a referência cita como óleo, e o *software* COCO não apresentar um composto com a massa molar de 266,67 g mol<sup>-1</sup>, decidiu-se inserir no *software* o composto *n*-nonadecano, que possui uma massa molar de 142,28 g mol<sup>-1</sup>, e propriedades físicas semelhantes.

Apesar da aproximação feita, o óleo está presente em apenas uma corrente que irá participar da integração energética. Além disso, destaca-se que o óleo também está presente em mistura com outras substâncias, tornando a aproximação válida, devido a pouca interferência do óleo nas propriedades da corrente, e conseqüentemente, no resultado final da integração.

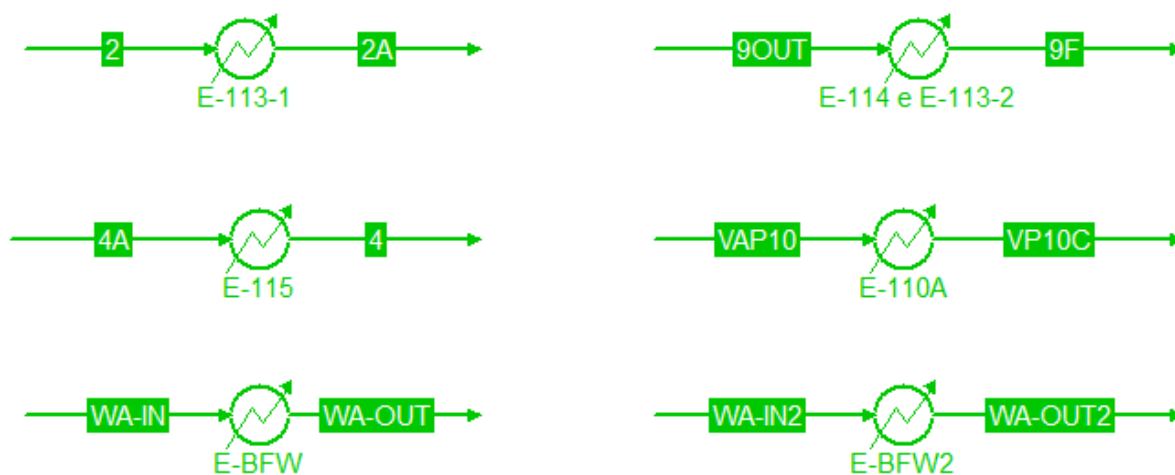
Como a corrente 9C sai do trocador de calor E-113-2 e entra no trocador calor E-114, como mostra a Figura 9, simplificou-se considerando apenas um trocador de calor, como apresentado na Figura 10, juntamente com a simulação do processo no *software* COCO.

**Figura 9 - Trocadores de calor E-113-2 e E-114**



Fonte: Adaptado de (Department of Energy Office of Industrial Technologies, 2007)

**Figura 10 - Simulação realizada no COCO**



Fonte: Autoria Própria (2021)

Durante a simulação com o COCO notou-se divergência entre os valores de quantidade de energia usada em cada trocador de calor ( $\Delta H$ ). Desta maneira, optou-se por utilizar os valores da simulação, os quais são mostrados na Tabela 6.

**Tabela 6 - Carga térmica dos trocadores de calor**

Equipamento	$\Delta H$ (kW)
E-113-1	729,18
E-115	3105,85
E-BFW	11356,20
E-114 e E-113-2	-2028,68
E-110A	-6896,02
E-BFW2	47148,3

Fonte: Autoria Própria (2021)

#### 4.1.5 Cálculo dos CPs

Durante a integração energética, é necessário que a capacidade calorífica seja um valor constante. Porém, sabe-se que essa propriedade é dependente da

temperatura. Desta maneira, neste trabalho, para correntes sem mudança de fase, foi realizada apenas a média entre o  $C_p$  da corrente de entrada com o da saída.

Para trocadores de calor com mudança de fase, o  $C_p$  varia muito e, por isso, foi realizada a divisão das correntes, a fim de representar cada uma das fases como uma corrente separada do processo.

Nas correntes que possuíam apenas vapor ou líquido, foi utilizado o valor obtido através do COCO. Nas correntes com vapor e líquido, o  $C_p$  foi calculado a partir da Equação 9.

A corrente 4A/A, poderia ser dividida em 3 correntes, uma com apenas fase vapor, outra com a fase líquida e uma terceira com a mistura de fases (transição de fase). Porém, desconsiderou-se a entalpia de fase vapor, pois ela apresentava uma pequena diferença de temperatura de 1,24 K, ou seja, a quantidade de energia necessária para passagem do equilíbrio líquido-vapor para vapor saturado era tão pequena, que poderia ser negligenciada em comparação à ordem de magnitude das outras entalpias. Então, para esse caso separou-se a corrente em duas, uma com apenas líquido, e outra líquido e vapor.

Os dados obtidos foram compilados na Tabela 7, sendo mostrados também os valores na unidade correspondente no software HINT.

**Tabela 7 – Divisão de correntes**

Número da Corrente	Descrição	Estado Físico	Temperatura de Entrada (K)	Temperatura de Saída (K)	mCp (kW K <sup>-1</sup> )
1	2/2A	Líquido/ Vapor	264,98	266,74	309,52
2	2/2A	Vapor	266,74	392,84	6910,61
3	4A/4	Líquido	381,87	429,17	11355,40
4	4A/4	Líquido/ Vapor	429,17	429,18	775000
5	WA-IN/ WA-OUT	Líquido	305,37	282,06	91476
6	9OUT/9F	Líquido	419,38	398,15	184177
7	VAP10/VP10C	Vapor	357,37	349,28	44275,4
8	VAP10/VAP10C	Líquido/ Vapor	349,28	316,48	99,53
9	WA-IN2/ WA-OUT2	Líquido	305,37	524,28	33415,4

**Fonte: Autoria Própria (2021)**

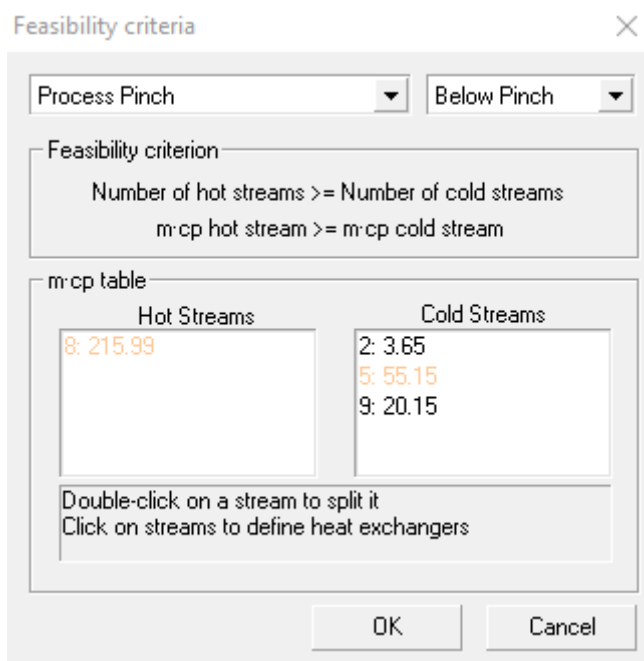
## 4.2 HINT

Como mostrado na seção 4.1, os dados compilados na Tabela 7 foram inseridos no software HINT para iniciar a integração energética.





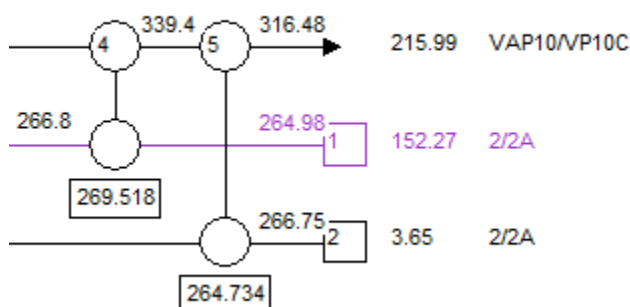
**Figura 12 - Critério de Viabilidade**



Fonte: Autoria Própria (2021)

Porém, inserir um trocador de calor entre a corrente 2 e a 8 (VAP10/VP10C), não é possível, pois na integração energética não pode haver transferência de calor entre as regiões do Pinch. A temperatura abaixo do Pinch é 339,20 K, porém a temperatura de saída do trocador de calor 4 necessita de uma temperatura de 339,40K. Como mostra a Figura 13.

**Figura 13 - Trocador de calor 4 e 5**



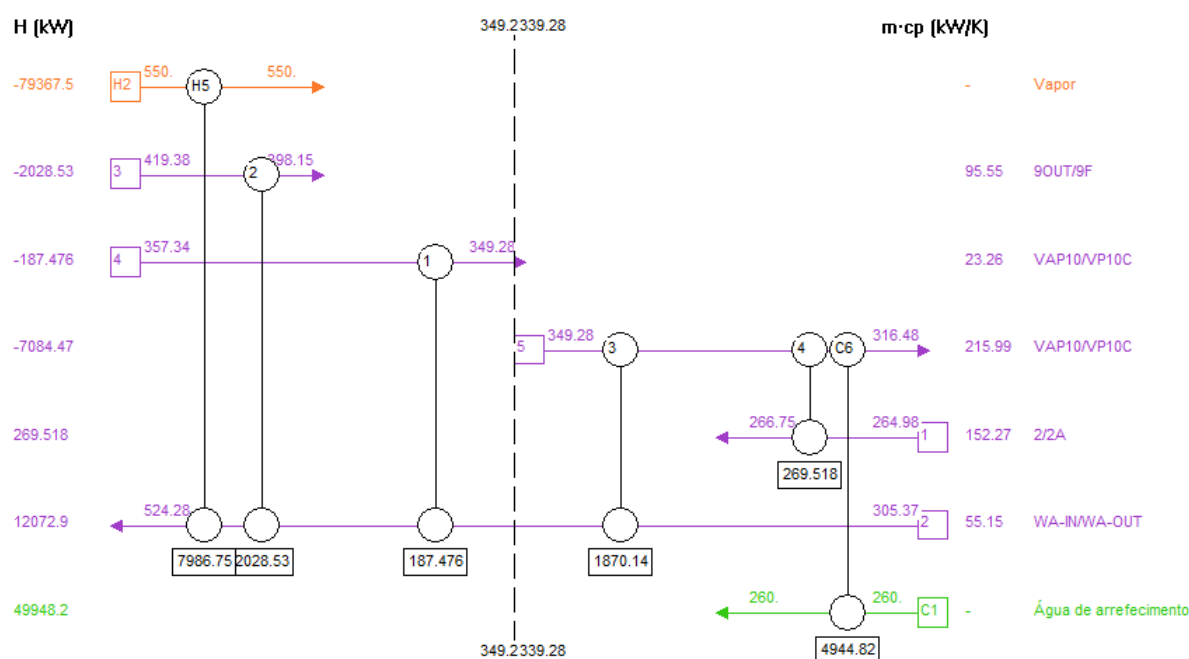
Fonte: Autoria Própria (2021)

Ocasionado assim uma diferença de temperatura de 0,20 K. O Hint mostra essa possibilidade de integração, pois ocorre alguns erros com números decimais, além disso a proximidade dos valores pode ser a causa do erro.

Com isso, retirou-se a corrente 2 e as correntes que não participaram da integração energética (3, 4 e 9), obtendo-se, assim, o valor mínimo de resfriamento mostrado no *software*.

A Figura 14, demonstra a segunda integração feita, já sem as correntes que não foram integradas. Nessa figura, a corrente 2 realiza troca térmica com as correntes 3, 4 e 5, além de necessitar de uma carga de aquecimento de 7986,75 kW, e a corrente 5 também troca calor com a corrente 1, sendo necessária ainda uma carga de resfriamento de 4944,82 kW, condizendo com o valor mostrado pelo *software* do mínimo de resfriamento necessário.

**Figura 14 - Segunda integração energética**



Fonte: Autoria Própria (2021)

#### 4.2.2 Cálculo dos Coeficientes Convectivos – Correlações do Hint

Outro dado necessário para fazer a integração energética é o coeficiente convectivo ( $h$ ). Inicialmente utilizou-se as correlações presentes no Hint. Para as correntes com mudanças de fases, inseriu-se os valores na correlação *Boiling*, e a correlação de *Forced convection inside a tube* para correntes com apenas uma fase.

O único dado que não pode ser obtido, foi o de tensão superficial, utilizado apenas para correntes com duas fases, portanto, o valor utilizado foi o sugerido pelo próprio *software*. Os dados inseridos no HINT são apresentados no Apêndice B.

#### 4.2.3 Cálculo dos Coeficientes Convectivos – Outras Correlações

Outra forma de calcular os coeficientes convectivos foi utilizar as correlações apresentadas na seção de metodologia deste trabalho, sendo a Equação 10 para correntes com apenas uma fase, e a Equação 14 para as correntes com duas fases.

Os cálculos e dados utilizados para a obtenção do coeficiente convectivo são apresentados no Apêndice C. Copilaram-se os dados calculados e os obtidos no Hint, na Tabela 8.

Nas correntes 1 e 5, nota-se valores de coeficientes convectivos que foram obtidos através do Hint, muito pequenos quando comparado aos outros valores, tanto do Hint, quanto das correlações apresentadas na seção de metodologia deste trabalho.

**Tabela 8 - Coeficientes Convectivos**

Número da Corrente	Nome da Corrente	h – Hint (kW m <sup>-2</sup> K <sup>-1</sup> )	h – Calculado (kW m <sup>-2</sup> K <sup>-1</sup> )
1	2/2A	6,39 10 <sup>-5</sup>	0,79
2	WA-IN/WA-OUT	10,39	9,67
3	9OUT/9F	12,48	6,65
4	VAP10/VP10C	10,91	5,69
5	VAP10/VP10C	3,50 10 <sup>-4</sup>	13,10

**Fonte: Autoria Própria (2021)**

#### 4.2.4 Comparação entre os coeficientes convectivos

Nas correntes 1 e 5, em que foi utilizada a correlação *Bolling*, obteve-se valores muito pequenos de coeficientes convectivos. Quanto menor é este valor, mais isolante é o fluido, fazendo com que seja necessária uma maior área de troca térmica, como mostra a Tabela 9, nas áreas dos trocadores de calor 3 e 4.

**Tabela 9 - Áreas dos Trocadores de Calor**

Trocador de Calor	Área com h Hint (m <sup>2</sup> )	Área h Calculado (m <sup>2</sup> )
1	1,38	4,17
2	7,04	10,89
3	433348	16,77
4	323140	4,89

Fonte: Autoria Própria (2021)

Quando maior for a área de troca térmica, maior é o custo deste equipamento. O que interfere na integração energética, podendo gerar um custo superior ao custo da planta original. Devido aos valores de área serem muito grandes, optou-se por utilizar os valores dos coeficientes convectivos calculados pelas correlações.

#### 4.2.5 Análise do $\Delta T_{\min}$

Para o cálculo dos custos utilizou-se o trabalho de Silva (2020). Para o cálculo da área dos trocadores de calor, utilizou-se a Equação 24, com o parâmetro  $a = \text{US\$ } 1900$ ,  $b = \text{US\$ } 2500 \text{ m}^{-2}$  e  $c = 1$ , obtendo-se assim a Equação 26.

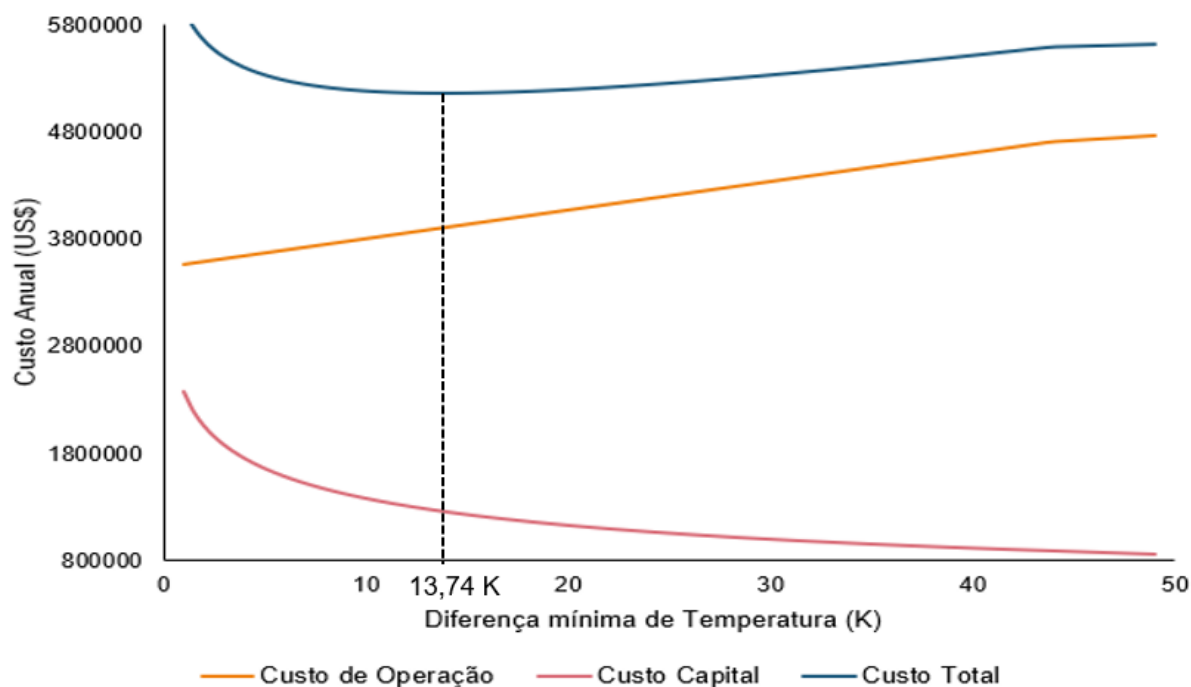
$$C_e = 1900 + 2500A^1 \quad (26)$$

Sendo  $C_e$  o custo de aquisição do equipamento e  $A$  a área de troca térmica.

Essa equação foi utilizada para todos os trocadores de calor, visto que todos possuíam dimensões entre 1 e 80 m<sup>2</sup>.

Para o cálculo de utilidades quentes utilizou-se um custo  $\text{US\$ } 467,68 \text{ kW}^{-1} \text{ ano}^{-1}$  e para as frias foi utilizado um custo de  $\text{US\$ } 11,16 \text{ kW}^{-1} \text{ ano}^{-1}$ .

Na Figura 15 é possível verificar que o custo de operação aumenta conforme a diferença de temperatura aumenta, variando de  $\text{US\$ } 3.571.030,00$  ao ano até  $\text{US\$ } 4.772.660,00$ . Já o custo capital sofre uma diminuição de  $\text{US\$ } 2.383.150,00$  para  $\text{US\$ } 852.813,00$ . O custo capital total sofre uma variação de  $\text{US\$ } 5.954.180,00$  para a menor diferença de temperatura e  $\text{US\$ } 5.625.480,00$  para a maior variação de temperatura.

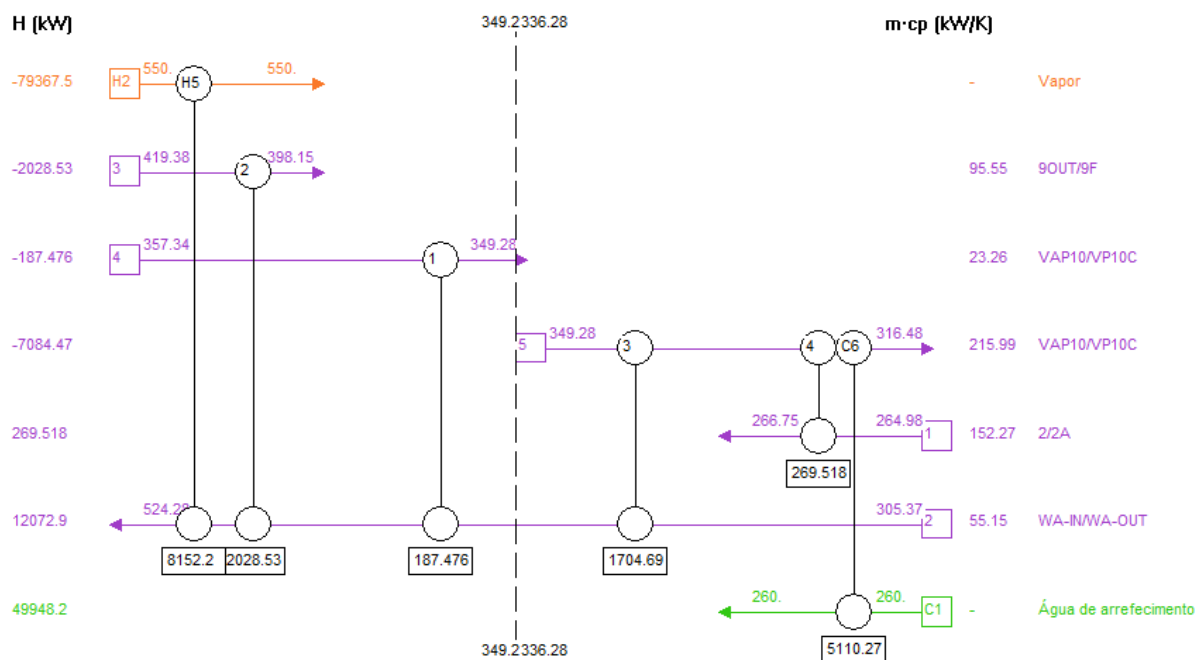
Figura 15 - Custo anual versus  $\Delta T_{\min}$ 

Fonte: Autoria Própria (2021)

O menor custo total é apresentado na diferença mínima de temperatura de 13,74 K, equivalente a um custo de US\$ 5.169.300,00. Devido ao Hint apresentar alguns problemas, quando colocados números decimais na função de  $\Delta T_{\min}$  (K), optou-se por utilizar a temperatura de 13 K, obtendo-se um custo total de US\$ 5.169.858,00. Esta foi considerada a temperatura ótima para a integração. Por fim, foi realizada a integração energética final, a qual está representada na Figura 16.

Nesta última integração, como mostra a Figura 16, a temperatura acima do *Pinch* foi de 349,20 K e a temperatura abaixo do *Pinch* foi de 336,28 K. Apesar a troca do  $\Delta T_{\min}$ , a diferença foi no trocador de calor 3, que teve uma diminuição da carga de troca térmica de 1870,14 kW para 1704,69 kW, reduzindo assim o custo de área deste trocador de calor. Porém, a carga de vapor aumentou de 7989,75 kW para 8152,20 kW. Para a água de arrefecimento houve um aumento de 4944,82 kW para 5110,27 kW, e, por consequência, aumentou o custo de utilidades. Porém, o custo total ficou menor do que a integração feita com um  $\Delta T_{\min}$  de 10 K.

**Figura 16 - Integração energética final**

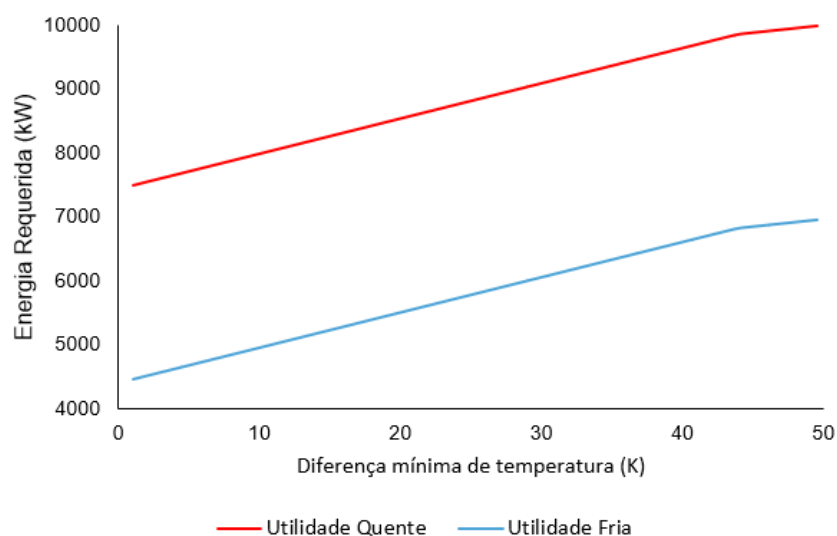


Fonte: Autoria Própria (2021)

Na Figura 17 observa-se que a o consumo de utilidades quente e fria, variam na mesma angulação até aproximadamente 43 K e depois há uma mudança no padrão do gráfico. A utilidade quente varia de 7490,39 kW até 9987,14 kW, já a utilidade fria varia de 4448,46 kW, até 6945,21 kW.

Nota-se também que a demanda de utilidade quente é bem maior do que a fria.

**Figura 17 - Energia mínima requerida versus  $\Delta T_{\min}$**



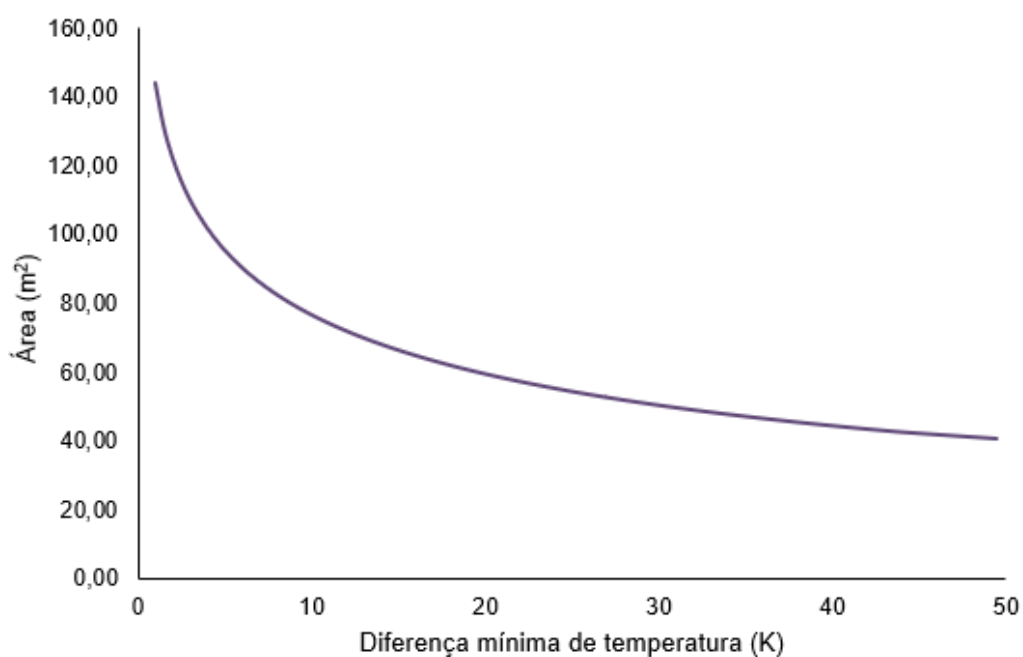
Fonte: Autoria Própria (2021)

O gráfico de área de troca térmica mínima requerida versus  $\Delta T_{\min}$  é apresentado na Figura 18.

Para que ocorra a transferência de calor, é necessário ter uma diferença de temperatura. Quanto maior for essa diferença, menor vai ser a área de troca térmica necessária, e, por consequência, irá haver redução do custo nos trocadores de calor.

Observa-se que a área de troca térmica diminui consideravelmente até a diferença de temperatura mínima de 13 K.

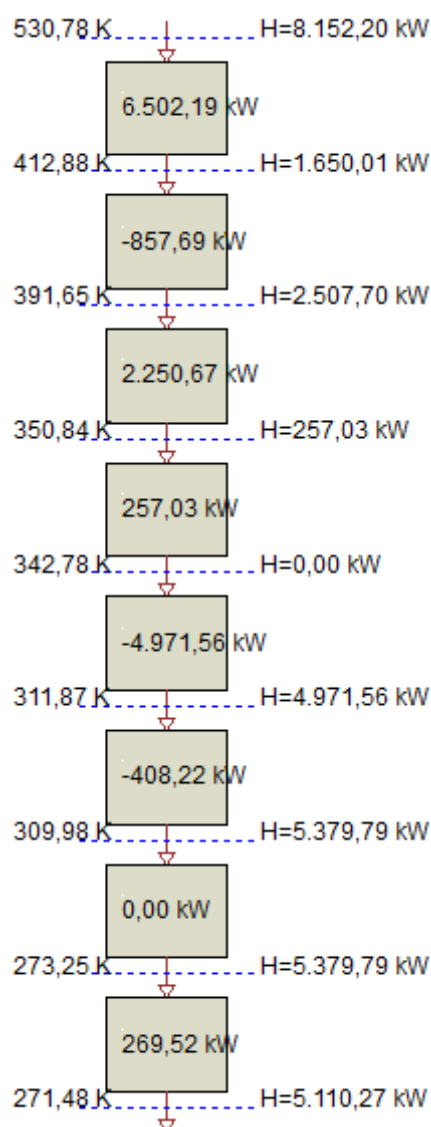
**Figura 18 - Área de troca térmica mínima versus  $\Delta T_{\min}$**



**Fonte: Autoria Própria (2021)**

Após a atualização do  $\Delta T_{\min}$ , obteve-se a cascata de energia mostrada na Figura 19:

**Figura 19 - Cascata de Energia**



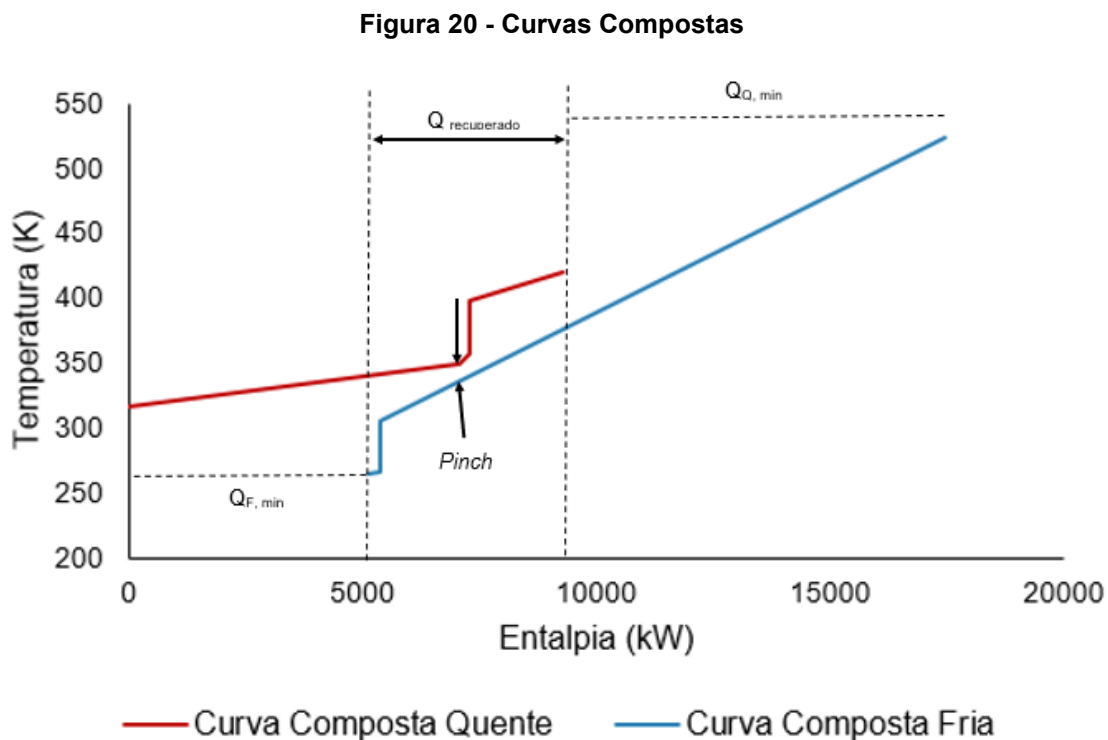
**Fonte: Autoria Própria (2021)**

No topo da cascata de energia pode-se observar a quantidade de energia necessária na utilidade quente sendo igual a 8152,20 kW, e no final da cascata observa-se a quantidade necessária de utilidade fria de 5110,27 kW. Nota-se, também, o ponto de estrangulamento, *Pinch*, na temperatura de 342,78 K.

Na Figura 20, observa-se as duas curvas compostas, onde o ponto indicado pelas setas apresenta a região do *Pinch*, dividindo o gráfico em duas regiões. A área acima da curva composta fria,  $Q_{Q, \min}$ , é o excesso de frio que precisa ser removido pela utilidade quente. E a área abaixo da curva composta quente,  $Q_{F, \min}$ , é o excesso de calor que precisa ser removido pela utilidade fria.



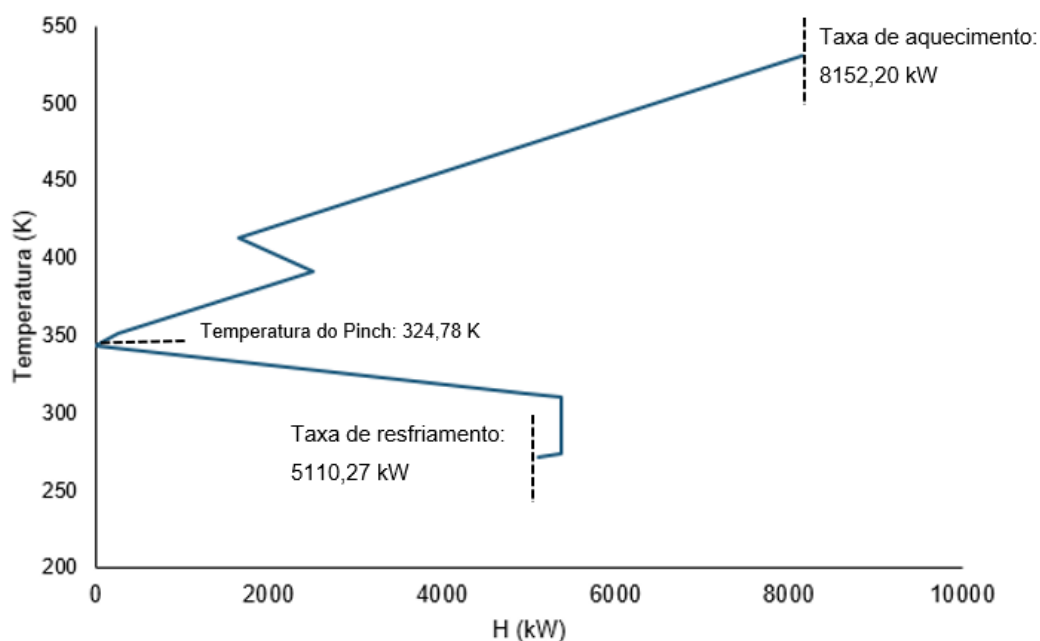
Portando, conhecendo as curvas compostas, pode-se encontrar a quantidade mínima de aquecimento ou resfriamento que precisa ser fornecida a qualquer temperatura.



Fonte: Autoria Própria (2021)

A *grand* curva composta, apresentada na Figura 21, é feita, com as temperaturas corrigidas e a quantidade de fluxo de calor líquido (requisito de utilidade). A partir dela consegue-se identificar as fontes quentes e frias que serão necessárias para o projeto. Além disso, conseguimos observar que a temperatura da fonte quente precisa ser de aproximadamente 520 K, e a temperatura de utilidade fria é de 280 K. A temperatura do ponto *Pinch* é facilmente visualizada, sendo o ponto onde o calor líquido é 0, quando a *grand* curva composta toca o eixo y.

Figura 21 - Grand curva composta



Fonte: Autoria Própria (2021)

### 4.3 Custos

Nesta seção do trabalho serão apresentados os custos do projeto original e do projeto integrado, mostrando principalmente o custo de fabricação e o custo anual de utilidades, do vapor e de água de arrefecimento.

#### 4.3.1 Custos do projeto original

Para calcular os custos do projeto original, utilizou-se apenas os trocadores de calor que participaram da integração energética e para o trocador E-112, devido à divisão de correntes feitas. Estimou-se apenas o gasto para a parte que possuía só líquido e vapor.

Como inicialmente não há nenhuma integração energética, toda a troca térmica é realizada com o uso das utilidades, e através do COCO, obteve-se os dados de entalpia necessária em cada trocador de calor, como mostra a Tabela 10.

Tabela 10 - Custos do projeto original

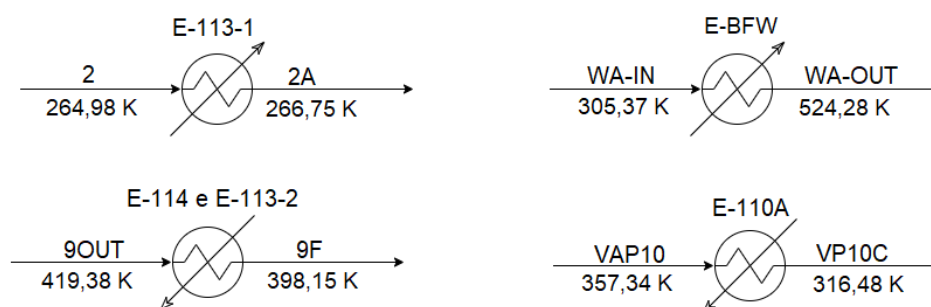
Equipamento	H (kW)	Tipo	Custo US\$ kW <sup>-1</sup> ano <sup>-1</sup>
E-113-1	326,82	Vapor	467,68
E-BFW	11365,20	Vapor	467,68
E-113-2 e E-114	2028,68	Água de arrefecimento	11,16
E-110A	6896,02	Água de arrefecimento	11,16

Fonte: Autoria Própria (2021)

Totalizando assim, para os equipamentos E-113-1 e E-BFW, um custo de aquecimento de US\$ 5.468.123,92. E para os equipamentos E-113-2, E-114 e E-110A, um custo de água de arrefecimento de US\$ 99.599,65, totalizando o custo operacional de US\$ 5.567.723,57 ao ano.

Na Figura 22, é mostrada uma simplificação da rede de trocadores de calor, apenas para as correntes que foram utilizadas integração da fase de craqueamento do processamento do etileno.

Figura 22 - Simplificação da rede de trocadores de calor



Fonte: Adaptado de (Department of Energy Office of Industrial Technologies, 2007)

No trocador de calor E-113-1 tem um aquecimento da corrente 2, que possui uma mistura de etano, propano e propileno, de 264,98 K até a temperatura de 266,75 K. Esse processo também ocorre nas correntes WA-IN e WA-OUT, que possuem apenas água na sua composição, variando de uma temperatura de 305,37 K para 524,28 K.

Como já foi mostrado anteriormente na Figura 9, para a corrente 9OUT e 9F, que possuem uma mistura de vários hidrocarbonetos, considerou-se apenas um trocador de calor, sendo que ele corresponde aos trocadores de calor E-114 e E-113-2, que realizam um resfriamento dessas correntes de 419,38 K para 398,15 K. A corrente VAP10, que também possui uma mistura de hidrocarbonetos é resfriada de 354,34 K para a corrente VP10C de 316,48 K.

### 4.3.2 Custo do projeto integrado

Após a integração energética, necessitou-se de uma utilidade de aquecimento, com uma carga térmica de 8152,20 kW, com ao custo de US\$ 467,68 kW<sup>-1</sup> ano<sup>-1</sup>. Para o resfriamento, necessita-se de uma carga térmica de 5110,27 kW, com um custo de utilidade de US\$ 11,16 kW<sup>-1</sup> ano<sup>-1</sup>. A Tabela 11 é mostrada a comparação entre os custos.

**Tabela 11 - Comparação entre os custos**

<b>Utilidades</b>	<b>Custo Sem Integração</b>	<b>Custo Com Integração</b>
Quente	5.468.123,91	3.812.620,90
Fria	99.599,65	59.636,85
Total	5.567.723,56	3.872.257,75

**Fonte: Autoria Própria (2021)**

Antes da integração energética, toda a necessidade de aquecimento e resfriamento era feita por meio do uso de utilidades (vapor e água de arrefecimento). Após a integração das correntes, e por consequência da redução do uso de utilidades, o custo anual foi reduzindo em aproximadamente 30%, ou seja, um valor de US\$ 1.695.465,81.

Para estimar o custo de aquisição de novos equipamentos observou-se, na Figura 15, o valor de custo capital na temperatura de 13 K, resultando em um valor de US\$ 1.280.331,63, valor menor do que a economia gerada em utilidades durante um ano da nova planta, ou seja, tem-se um *payback* menor que um ano.

Dos trabalhos de integração energética feitos na UTFPR-FB, o trabalho de Prado (2019), foi o que apresentou as maiores reduções de gastos, tendo uma economia de 97% nos custos totais da planta. Já os trabalhos de Tonial (2018), Silva (2020) e Deveque (2019), apresentaram uma redução de 53%, 45%, 50%, respectivamente. Em comparação a estes, o presente trabalho apresentou a menor redução de custos, sendo equivalente a 30%.

Apesar deste valor ser inferior quando comparado aos demais trabalhos, ele reflete que o potencial de integração energética na planta de etileno é inferior em relação a outras plantas químicas. Contudo, isso não inviabiliza o estudo de integração energética na planta de etileno. Ressalta-se que toda a economia (financeira e energética) em um processo industrial é sempre bem-vinda.

Em relação ao tempo de retorno no investimento (*payback*), observou-se que o trabalho de Navarini (2019), apresentou o menor tempo de *paypack*, sendo de apenas 12 dias. Por outro lado, o trabalho de Silva (2020) apresenta um tempo de retorno de investimento inferior a dois anos. O presente estudo, apresentou um *payback* inferior a um ano. Geralmente, para investimentos da ordem de magnitude de processos químicos industriais, considera-se um prazo de retorno de cinco anos, como aceitável. Partindo-se do exposto, o presente resultado não destoa dos demais e se enquadra no retorno aceitável.

A área dos trocadores de calor sem integração foram estimadas através do Hint, devido a não ter esses dados na literatura, e são apresentadas na Tabela 12.

**Tabela 12 - Área dos trocadores de calor sem integração**

<b>Equipamento Sem Integração</b>	<b>Área (m<sup>2</sup>)</b>
E-113-1	22,63
E-BFW	25,77
E-113-2	16,27
E-114	42,60
E-110A	64,18

**Fonte: Autoria Própria (2021)**

Depois da integração energética, aumentou-se o número de trocadores de calor, de quatro para seis, como é mostrado na Tabela 13, porém a área total foi reduzida, antes a área de troca térmica era de 146,02 m<sup>2</sup>, e passou para 63,25 m<sup>2</sup>.

Na rede integrada tem-se os trocadores de calor, indicados por TC\_1, TC\_2, TC\_3 e TC\_4, o número é o mesmo que corresponde aos trocadores indicados na Figura 16.

**Tabela 13 - Área dos trocadores de calor com integração**

<b>Equipamentos Com Integração</b>	<b>Área (m<sup>2</sup>)</b>
TC_1	3,34
TC_2	10,24
TC_3	13,57
TC_4	4,83
H5	17,91
C6	18,36

**Fonte: Autoria Própria (2021)**

Como mostrado na Figura 16, o TC\_1, troca calor com a corrente 4 e o TC\_3 com a corrente 5. Essas duas correntes são originalmente a corrente VAP10/VP10C,

que foi dividida inicialmente devido a mudança de fase, portanto pode-se utilizar apenas um trocador de calor com a área total de 16,91 m<sup>2</sup>.

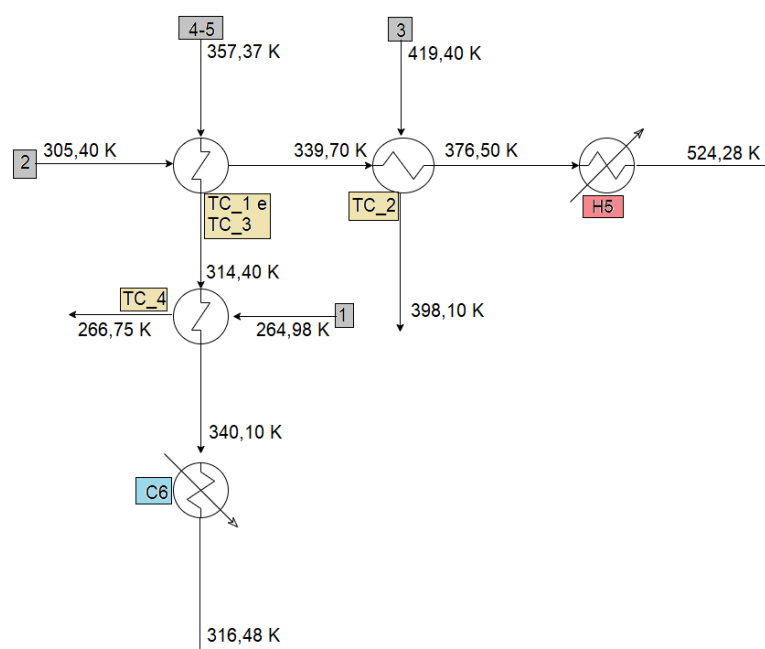
Dos trocadores originais da planta industrial, o trocador E-113-2, com uma área de 16,27 m<sup>2</sup>, pode ser reutilizado, pois na nova planta o TC\_1 e TC\_3 possuem uma área com uma diferença menor que 0,64 m<sup>2</sup>. Outros que podem ser reutilizados são o E-113-1, com uma área de 22,63 m<sup>2</sup>, podendo ser utilizado no lugar do H5 e o E-BFW, com área de 25,77 m<sup>2</sup>, no lugar do C6.

A partir da Figura 23, nota-se que a corrente de número 2 é a que mais possui trocadores de calor, realizando a troca térmica entre as correntes 4, 5 e 3, além de necessitar ainda de uma utilidade de aquecimento. Como a corrente 2 possui apenas água na sua composição, a troca de calor entre ela e as outras correntes que possuem mistura de hidrocarbonetos não apresentará problema de segurança, ou algum outro fator que influencie na troca térmica dessas correntes.

As correntes 4 e 5, que no primeiro momento foram separadas, pois apresentam mudança de fase, puderam ser unidas novamente passando pelos trocadores de calor 1 e 3 e, posteriormente, pelo trocador de calor 4, além de precisar de uma utilidade para resfriamento, a C6.

Já as correntes 1 e 3 conseguiram ser resfriadas e aquecidas, respectivamente, só reaproveitando o calor disponível das correntes 4-5 e 2.

**Figura 23 - Rede de trocador modificada**



**Fonte: Autoria Própria (2021)**

A Tabela 14 mostra o número indicado na Figura 23 e quais os nomes das correntes no processo original.

**Tabela 14 - Correntes integradas e correntes originais**

<b>Número da Corrente</b>	<b>Corrente Original</b>
1	2/2A
2	WA-IN/WA-OUT
3	9OUT/9F
4-5	VAP10/VP10C

**Fonte: Aatoria Própria (2021)**

## 5 CONCLUSÃO

A aplicação da metodologia Pinch, com auxílio do *software* Hint, aplicada neste trabalho, mostrou-se eficiente para a redução de custos de uma planta de etileno. Uma redução de aproximadamente 30% do custo anual de operação é prevista, devido a utilização das próprias correntes do processo para aquecer ou arrefecer outras correntes, mostrando assim que, apesar da tecnologia utilizada no processo de fabricação do etileno já ser bem consolidada, ainda há espaços para melhorias de eficiência energética.

Por meio de pesquisa na literatura e pela utilização do *software* COCO, foi possível obter todos os dados necessários para a realização da integração energética da planta.

Para o cálculo do coeficiente convectivo, utilizou-se duas metodologias: a primeira usando as correlações presentes no Hint, e a outra as correlações encontradas na literatura. Notou-se que as correlações do *software* apresentavam valores muito pequenos para os coeficientes, gerando assim valores elevados para a área de troca térmica. Por isso, recomenda-se em trabalhos futuros estudos mais aprofundados sobre a correlação de *Bolling*.

Além disso, é necessário verificar como o valor de tensão superficial interfere nessa correlação, visto a dificuldade de encontrar esses dados. No presente trabalho considerou-se o valor recomendando pelo *software*, sendo constante para todas as correntes. Outra sugestão seria encontrar os dados para a tensão superficial em mistura de hidrocarbonetos.

A partir das correlações de custo apresentadas no Hint, conseguiu-se determinar a diferença mínima de temperatura ótima de 13 K e reduzir o custo em US\$ 1.658.543,57 por ano. Como o custo capital de novos trocadores de calor é de US\$ 1.280.331,63, o valor obtido após a integração energética é menor do que a economia dentro das utilidades em um ano.



## REFÊRENCIAS

- ALENCAR, L. P.; SILVA, M. H. C.; MAFRA, A. C. O. Aplicação do software de simulação de COCO para avaliação do processo de produção de amônia através do processo Haber-Bosch. In: Congresso Brasileiro de Engenharia Química em Iniciação Científica. **Anais...**, Uberlândia, 2016. Disponível em: <<https://pdfs.semanticscholar.org/9e62/70f3ce5606270c8a951d9154429c5b895204.pdf>>. Acesso em: 21 mai. 2021.
- BERNARDO, P.; DRIOLI, E. Membrane Engineering for a Sustainable Production of Ethylene. **Fuel Processing Technology**, v. 212, fev. 2021. Disponível em: <<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0378382020309152>>. Acesso em: 09 mai. 2021.
- CALDAS, M. C. B. **Integração Energética do Processo de Produção de Hidrogênio a Partir de Gás Natural**. 2019. 49 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Química) – Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal, 2019. Disponível em: <<http://monografias.ufrn.br/handle/123456789/8838>>. Acesso em: 26 jun. 2020.
- CHEGINI, S.; DARAGHI, R.; MAHDAVI, A. Modification of Preheating Heat Exchanger Network in Crude Distillation Unit of Arak Refinery Based on Pinch Technology. In: CONGRESS ON ENGINEERING AND COMPUTER SCIENCE, 2008, San Francisco. **Proceedings...**San Francisco, 2008. p. 123–127. Disponível em: <[http://www.iaeng.org/publication/WCECS2008/WCECS2008\\_pp123-127.pdf](http://www.iaeng.org/publication/WCECS2008/WCECS2008_pp123-127.pdf)>. Acesso em: 14 jun. 2020.
- CREMASCO, M. A. **Vale a Pena Estudar Engenharia Química**. São Paulo: Blucher, 2015.
- DEVEQUE, R. **Aplicação da metodologia pinch de integração energética em um processo de síntese da amônia**. 2019, 44 f. Trabalho de conclusão de curso (Graduação em Engenharia Química) – Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Francisco Beltrão, 2019. Disponível em: <[http://repositorio.roca.utfpr.edu.br/jspui/bitstream/1/12502/1/FB\\_COENQ\\_2019\\_1\\_29.pdf](http://repositorio.roca.utfpr.edu.br/jspui/bitstream/1/12502/1/FB_COENQ_2019_1_29.pdf)>. Acesso em: 09 mai. 2021.
- EDWIN, E. H.; BALCHEN, J. G. Dynamic Optimization and Production Planning of Thermal Cracking Operation. Modeling, Identification and Control. **Chemical Engineering Science**, Trondheim, v. 56, n. 3, p. 989-997, fev. 2001. Disponível em: <<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0009250900003146>>. Acesso em: 14 mai. 2020.
- EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA. Panorama do Refino e da Petroquímica no Brasil. **Nota Técnica DPG-SPT N° 04/2018**. Rio de Janeiro. Disponível em: <<http://www.epe.gov.br/sites-pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/PublicacoesArquivos/publicacao-/topico-412/NT>>. Acesso em: 22 jun. 2020.

ESI AFRICA. **Global ethylene capacity to see considerable growth of 27%**, jun 2019. Disponível em: <<https://www.esi-africa.com/industry-sectors/business-and-markets/global-ethylene-capacity-to-see-considerable-growth-of-27/>>. Acesso em: 27 ago. 2020.

ETHYLENE prices, markets & analysis **Independent commodity intelligence services**. 2021. Disponível em: <<https://www.icis.com/explore/commodities/chemicals/ethylene/>>. Acesso em: 09 mai. 2021.

FERNANDES, M. C. S. **Integração de Processos**: Sebenta de Síntese e Integração de Processos. 60 p. 2012. Disponível em: <<https://docplayer.com.br/37092028-Integracao-de-processos.html>>. Acesso em: 20 ago. 2020.

FILHO, E. E. X. G. **Otimização energética não paramétrica de uma planta de biodiesel via tecnologia Pinch**. 2019. Tratamento de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Química) – Universidade Federal do Maranhão, São Luís, 2019. Disponível em: <<https://monografias.ufma.br/jspui/handle/123456789/4330>>. Acesso em: 26 jun. 2020.

FLOWER, J. R.; LINNHOFF, B. Synthesis of heat exchanger networks. *Aiche Journal*, v. 24, n° 4, p. 633-642. jul. 1978. Disponível em: <<https://aiche.onlinelibrary.wiley.com/doi/abs/10.1002/aic.690240411>>. Acesso em: 09 mai. 2021.

FU, C.; VIKSE, M.; GUNDERSEN, T. Work and heart integration: Na emerging research area. **Energy**, v. 158, p. 796-806, set. 2018. Disponível em: <<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0360544218310892>>. Acesso em: 3 jun. 2020.

GHANNADZADEH, A.; SADEQZADEH, M. Exergy analysis as a scoping tool for cleaner production of chemicals: A case study of an ethylene production process. **Journal of Cleaner Production**, v. 129, p. 508–520, ago. 2016. Disponível em: <<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0959652616302785>>. Acesso em: 14 jun. 2020.

GONG, S.; SHAO, C.; ZHU, L. An energy efficiency integration optimization scheme for ethylene production with respect to multiple working conditions. **Energy**, v. 182, p. 280-295, set. 2019. Disponível em: <<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0360544219311582>>. Acesso em: 09 mai. 2021.

INTERNATIONAL ENERGY AGENCY. **The Future of Petrochemicals: Towards more sustainable plastics and fertilisers**. 2018. Disponível em: <<https://webstore.iea.org/download/direct/2310>>. Acesso em: 26 jun. 2020.

IVANIS, G. R. et al. Energy integration of nitric acid production using Pinch methodology. **Hemijaska industrija**, v. 69, n° 3, p. 261–268, mai/jun. 2015.

Disponível em: < [http://www.ache.org.rs/HI/2015/No3/HEMIND\\_Vol69\\_No3\\_p261-268\\_May-Jun\\_2015.pdf](http://www.ache.org.rs/HI/2015/No3/HEMIND_Vol69_No3_p261-268_May-Jun_2015.pdf)>. Acesso em: 3 jul. 2020.

HOHMANN, E. C. J. **Optimum networks for heat Exchange**. 1971. 209 f. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – University of Southern California, Los Angeles, 1971. Disponível em: < <http://digitallibrary.usc.edu/cdm/ref/collection/p15799coll17/id/211425>>. Acesso em: 09 mai. 2021.

JESUS, N. J. C. **Otimização em tempo real em um processo industrial de produção de etileno**. 2011. 223 f. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2011. Disponível em: < <http://portal.peq.coppe.ufrj.br/index.php/producao-academica/teses-de-doutorado/2011an1/144-otimizacao-em-tempo-real-em-um-processo-industrial-de-producao-de-etileno/file>>. Acesso em: 14 mai. 2020.

KLEMES, J. J.; KRAVANJA, Z. Forty years of Heat Integration: Pinch Analysis (PA) and Mathematical Programming (MP). **Current Opinion in Chemical Engineering**. v. 2, n° 4, p. 461-474, nov. 2013. Disponível em: < <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S2211339813000944>>. Acesso em: 9 mai. 2021.

KLEMES, J. J. et al. New directions in the implementation of Pinch Methodology (PM). **Renewable and Sustainable Energy Reviews**. v. 98, p. 439-468, dez. 2018. Disponível em: < <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1364032118306798>>. Acesso em: 09 mai. 2021.

KEMP, I. C. **Pinch Analysis and Process Integration: A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy**. 2. ed. Oxford: Elsevier, 2007.

LANDER, L. L.; SILVA, J. L.; SANTOS, R. B. Utilização de um software gratuito para modelagem e simulação de processos químicos. In: 8° Jornada Científica e Tecnológica e 5° Simpósio da pós-graduação do IFSULDEMINAS. **Anais...**, Pouso Alegre, 2016. Disponível em: < <https://jornada.ifsuldeminas.edu.br/index.php/jcpas/jspas/paper/viewFile/2736/1873>>. Acesso em: 21 mai. 2021.

LIMA, A. M. **Estudo termodinâmico, cinético e otimização da produção de etileno a partir de etanol em alumina e óxido de misto de cério-zircônio**. 2010. 123 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia, 2010. Disponível em: < <https://ainfo.cnptia.embrapa.br/digital/bitstream/item/26869/1/AliceLima-2010.pdf>>. Acesso em: 29 jun. 2020.

LINNHOF, B. **Thermodynamic Analysis in the Design of Process Networks**. 1979. 413 f. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – University of Leeds, Leeds, 1979. Disponível em: < [https://etheses.whiterose.ac.uk/2778/1/Linhoff\\_B\\_ChemicalEngineering\\_PhD\\_1979.pdf](https://etheses.whiterose.ac.uk/2778/1/Linhoff_B_ChemicalEngineering_PhD_1979.pdf)>. Acesso em: 09 mai. 2021.

MARTÍN, Á. MATO, F. A. Hint: Na educational software for heat exchanger network design with the pinch method. **Education for Chemical Engineers**, v. 3, n° 1, p. 6-14, jun. 2008. Disponível em: <  
<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1749772807000036>>. Acesso em: 14 jun. 2020.

MCKETTA J. J.; CUNNINGHAM, W. A. **Encyclopedia of Chemical Processing and Design**. v. 20. New York: Marcel Dekker, 1976.

MENEZES, C. C. L.; SOUZA, D. L. Proposta de uma rota de produção de etileno glicol através da comunicação entre os softwares Scilab e COCO. **Revista Brasileira de Ciência, Tecnologia e Inovação (RBCTI)**, v. 2, n.1, p. 36-52, jan./jun. ano 2017. Disponível em:  
<http://seer.uftm.edu.br/revistaeletronica/index.php/rbcti/article/view/1992/2515>. Acesso em: 21 mai. 2021.

NAVARINI, C. **Integração energética e análise de viabilidade econômica em uma planta de dimetil éter**. 2019, 60 f. Trabalho de conclusão de curso (Graduação em Engenharia Química) – Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Francisco Beltrão, 2019. Disponível em: <  
[http://repositorio.roca.utfpr.edu.br/jspui/bitstream/1/12661/1/FB\\_COENQ\\_2019\\_1\\_07.pdf](http://repositorio.roca.utfpr.edu.br/jspui/bitstream/1/12661/1/FB_COENQ_2019_1_07.pdf)>. Acesso em: 09 mai. 2021.

PRADO, A. D. **Integração energética da rede de trocadores de calor em uma planta química de produção de ácido sulfúrico**. 2019, 54 f. Trabalho de conclusão de curso (Graduação em Engenharia Química) – Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Francisco Beltrão, 2019. Disponível em: <  
[http://repositorio.roca.utfpr.edu.br/jspui/bitstream/1/12657/1/FB\\_COENQ\\_2019\\_1\\_02.pdf](http://repositorio.roca.utfpr.edu.br/jspui/bitstream/1/12657/1/FB_COENQ_2019_1_02.pdf)>. Acesso em: 09 mai. 2021.

RELVAS, S. et al. **Integração de Processos: Uma metodologia de otimização energética e ambiental**. PolarPress. 2002.

SILVA, J. F. **Aplicação da análise Pinch no estudo da integração energética do processo de produção de formol utilizando o software Hint**. 2020, 98 f. Trabalho de conclusão de curso (Graduação em Engenharia Química) – Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Francisco Beltrão, 2020.

SMITH, R. **Chemical Process Design and Integration**. Chichester: John Wiley & Sons, 2005.

SUN, L.; LUO, X.; ZHAO, Y. Synthesis of multipass heat exchanger network with the optimal number of shells and tubes based on pinch technology. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 93, p. 185-193, jan. 2015. Disponível em: <  
<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0263876214002627>>. Acesso em: 09 mai. 2021.

TARAFDER, A. et al. Multiobjective Optimization of an Industrial Ethylene Reactor Using a Nondominated Sorting Genetic Algorithm. **Industrial and Engineering**

**Chemistry Research**, v. 44, p. 124-141, jan. 2005. Disponível em: <  
<https://scholarbank.nus.edu.sg/handle/10635/64257>>. Acesso em: 15 mai. 2020.

THE DEPARTMENT OF ENERGY. **Final Report: Evaluation of Alternative Technologies for Ethylene, Caustic-Chlorine, Ethylene Oxide, Ammonia, and Terephthalic Acid**. 2007. Disponível em: <  
[https://www.energy.gov/sites/prod/files/2013/11/f4/alt\\_tech\\_pub.pdf](https://www.energy.gov/sites/prod/files/2013/11/f4/alt_tech_pub.pdf)>. Acesso em: 21 abr. 2020.

TONIAL, G. M. B. **Integração energética em uma rede de trocadores de calor de uma planta de produção de acetona**. 2018. 83 f. Trabalho de conclusão de curso (Graduação em Engenharia Química) – Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Francisco Beltrão, 2018. Disponível em: <  
[http://repositorio.roca.utfpr.edu.br/jspui/bitstream/1/10368/1/FB\\_COENQ\\_2018\\_1\\_09.pdf](http://repositorio.roca.utfpr.edu.br/jspui/bitstream/1/10368/1/FB_COENQ_2018_1_09.pdf)>. Acesso em: 09 mai. 2021.

UMEDA, T.; HARADA, T.; SHIROKO, K. A thermodynamic approach to the synthesis of heat integration systems in chemical processes. **Computers & Chemical Engineering**, v. 3, n° 1-4, p. 273-282, 1979. Disponível em: <  
<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/0098135479800460>>. Acesso em: 09 mai. 2021.

VANDERMEERSCH, S. **Steam Cracking of Complex Hydrocarbon Mixtures**. 2012. 160 f. Tese (Mestrado em Engenharia Química) – Universiteit Gent, Gent, 2012. Disponível em: <[https://libstore.ugent.be/fulltxt/RUG01/001/887/211/RUG01-001887211\\_2012\\_0001\\_AC.pdf](https://libstore.ugent.be/fulltxt/RUG01/001/887/211/RUG01-001887211_2012_0001_AC.pdf)>. Acesso em: 09 mai. 2021.

VARBANOV, P. S.; FORDOR, Z.; KLEMES, J. J. Total Site targeting with process specific minimum temperature difference ( $\Delta T_{min}$ ). **Energy**, v. 44, n° 1, p. 20-28, ago. 2012. Disponível em: <  
<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0360544211008504>>. Acesso em: 9 mai. 2021.

WALMSLEY, T. G. A Total Site Heat Integration design method for integrated evaporation systems including vapour recompression. **Journal of Cleaner Production**, v. 136, p. 111-118, nov. 2016. Disponível em: <  
<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0959652616307211>>. Acesso em: 09 mai. 2021.

## APÊNDICE A – DADOS DAS CORRENTES DO PROCESSO QUÍMICO

Tabela A.1 - Dados da vazão das componentes

Corrente Entrada/ Saída	Vazão Mássica dos Componentes (lb h <sup>-1</sup> )											Vazão Mássica Total (lb h <sup>-1</sup> )	
	H2	Metha- 01	Acety- 01	Ethyl- 01	Ethan- 01	Propy- 01	Propa- 01	1-But- 01	02-Met- 01	Oil	Water		Sodiu- 01
2/2A	-	-	-	64	12053	638	94	-	-	-	-	-	12851
4A/4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	103218	-	10318
WA-IN/ WA-OUT	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	85126	-	85126
9C/ 9F	-	2	1	136	15	11	3	22	56	285236	373	-	285855
9-OUT/ 9C	-	2	1	136	15	11	3	22	56	285236	373	-	285855
VAP10/ VP10C	428	2055	269	61334	5331	1885	539	1814	2426	28	22571	-	98733
WA-IN2/ WA-OUT2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	22571	-	31100

Fonte: Adaptado de (Department of Energy Office of Industrial Technologies, 2007)

Tabela A.1 - Dados das frações molares

Corrente Entrada/ Saída	Fração Molar										Vazão Molar Total (mol h <sup>-1</sup> )	
	Hidrogênio	Metano	Acetileno	Etileno	Etano	Propileno	Propano	Buteno	2-Metilbutano	Óleo		Água
2/2A	-	-	-	0,0054	0,9534	0,0361	0,0051	-	-	-	-	420
4A/4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1	573
WA-IN/ WA-OUT	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1	4725
9OUT/9F	-	0,0001	0,0004	0,0045	0,0005	0,0002	0,0006	0,0004	0,0007	0,0190	0,9745	1167
VAP10/ VAP10C	0,0580	0,0311	0,0025	0,5310	0,0431	0,0109	0,0030	0,0079	0,00822	-	0,3043	4117
WA-IN2/ WA- OUT2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1	1726

Fonte: Adaptado de (Department of Energy Office of Industrial Technologies, 2007)

## APÊNDICE B – DADOS INSERIDOS NO HINT PARA O CÁLCULO DO COEFICIENTE CONVECTIVO

Figura B.1 - Dados inseridos para a corrente 1

Add Streams ×

Main | Enthalpy | Physical Properties | Area & Cost

Heat Transfer Correlation

Select the heat transfer correlation:

Boiling

The selected correlation is:

$$h=0.00122*(kl^{0.79}*Cpl^{0.45}*pl^{0.49})/(s^{0.5}*mul^{0.2})$$

Physical Properties

For the selected correlation, it is only needed the data of the activated fields:

Thermal conductivity:	0.0204	W/(m·K)	Inside Diameter:	0.08	m
Heat capacity:	2151.2	J/(kg·K)	Outside Diameter:	0.1	m
Density:	1000	kg/m <sup>3</sup>	Fin height:	0.006	m
Liquid Density:	429.85	kg/m <sup>3</sup>	Fin thickness:	0.002	m
Vapour Density:	34.8	kg/m <sup>3</sup>	Fin pitch:	0.01	m
Viscosity:	4.6065e-0	kg/(m·s)	Plate pitch:	0.05	m
Surface tension:	0.055	N/m	Vessel diameter:	1	m
Heat of vaporization:	166459.3	J/kg	Coil diameter:	0.05	m
Velocity:	13.12	m/s	Agitator diameter:	0.1	m
Tube diameter:	0.073	m	Rotational speed:	50	Hz

OK Cancelar Aplicar Ajuda

Fonte: Autoria Própria (2021)

Figura B - 2 - Dados inseridos para a corrente 2

Add Streams ×

Main | Enthalpy | Physical Properties | Area & Cost

Heat Transfer Correlation

Select the heat transfer correlation:

Forced convection inside a tube

The selected correlation is:

$$Nu = 0.023 \cdot Re^{0.8} \cdot Pr^{0.33}$$

Physical Properties

For the selected correlation, it is only needed the data of the activated fields:

Thermal conductivity:	0.5915	W/(m·K)	Inside Diameter:	0.08	m
Heat capacity:	4505.43	J/(kg·K)	Outside Diameter:	0.1	m
Density:	1010.55	kg/m <sup>3</sup>	Fin height:	0.006	m
Liquid Density:	993.34	kg/m <sup>3</sup>	Fin thickness:	0.002	m
Vapour Density:	1.1345	kg/m <sup>3</sup>	Fin pitch:	0.01	m
Viscosity:	0.001059	kg/(m·s)	Plate pitch:	0.05	m
Surface tension:	0.055	N/m	Vessel diameter:	1	m
Heat of vaporization:	569478.3	J/kg	Coil diameter:	0.05	m
Velocity:	5.2	m/s	Agitator diameter:	0.1	m
Tube diameter:	0.073	m	Rotational speed:	50	Hz

OK Cancelar Aplicar Ajuda

Fonte: Autoria Própria (2021)



Figura B - 3 - Dados inseridos para a corrente 3

Add Streams ×

Main | Enthalpy | Physical Properties | Area & Cost

Heat Transfer Correlation

Select the heat transfer correlation:

Forced convection inside a tube ▼

The selected correlation is:

$Nu=0.023 \cdot Re^{0.8} \cdot Pr^{0.33}$

Physical Properties

For the selected correlation, it is only needed the data of the activated fields:

Thermal conductivity:	<input type="text" value="0.1397"/>	W/(m·K)	Inside Diameter:	<input type="text" value="0.08"/>	m
Heat capacity:	<input type="text" value="2477.8"/>	J/(kg·K)	Outside Diameter:	<input type="text" value="0.1"/>	m
Density:	<input type="text" value="680.63"/>	kg/m <sup>3</sup>	Fin height:	<input type="text" value="0.006"/>	m
Liquid Density:	<input type="text" value="993.34"/>	kg/m <sup>3</sup>	Fin thickness:	<input type="text" value="0.002"/>	m
Vapour Density:	<input type="text" value="1.1345"/>	kg/m <sup>3</sup>	Fin pitch:	<input type="text" value="0.01"/>	m
Viscosity:	<input type="text" value="0.000473"/>	kg/(m·s)	Plate pitch:	<input type="text" value="0.05"/>	m
Surface tension:	<input type="text" value="0.055"/>	N/m	Vessel diameter:	<input type="text" value="1"/>	m
Heat of vaporization:	<input type="text" value="569478.3"/>	J/kg	Coil diameter:	<input type="text" value="0.05"/>	m
Velocity:	<input type="text" value="25.92"/>	m/s	Agitation diameter:	<input type="text" value="0.1"/>	m
Tube diameter:	<input type="text" value="0.073"/>	m	Rotational speed:	<input type="text" value="50"/>	Hz

Fonte: Autoria Própria (2021)

Figura B - 4 - Dados inseridos para a corrente 4

Add Streams ×

Main | Enthalpy | Physical Properties | Area & Cost

Heat Transfer Correlation

Select the heat transfer correlation:

Forced convection inside a tube

The selected correlation is:

$$Nu=0.023 \cdot Re^{0.8} \cdot Pr^{0.33}$$

Physical Properties

For the selected correlation, it is only needed the data of the activated fields:

Thermal conductivity:	<input type="text" value="0.0366"/>	W/(m·K)	Inside Diameter:	<input type="text" value="0.08"/>	m
Heat capacity:	<input type="text" value="1866.82"/>	J/(kg·K)	Outside Diameter:	<input type="text" value="0.1"/>	m
Density:	<input type="text" value="1.02"/>	kg/m <sup>3</sup>	Fin height:	<input type="text" value="0.006"/>	m
Liquid Density:	<input type="text" value="993.34"/>	kg/m <sup>3</sup>	Fin thickness:	<input type="text" value="0.002"/>	m
Vapour Density:	<input type="text" value="1.1345"/>	kg/m <sup>3</sup>	Fin pitch:	<input type="text" value="0.01"/>	m
Viscosity:	<input type="text" value="1.2535e-0"/>	kg/(m·s)	Plate pitch:	<input type="text" value="0.05"/>	m
Surface tension:	<input type="text" value="0.055"/>	N/m	Vessel diameter:	<input type="text" value="1"/>	m
Heat of vaporization:	<input type="text" value="569478.3"/>	J/kg	Coil diameter:	<input type="text" value="0.05"/>	m
Velocity:	<input type="text" value="5974.24"/>	m/s	Agitator diameter:	<input type="text" value="0.1"/>	m
Tube diameter:	<input type="text" value="0.073"/>	m	Rotational speed:	<input type="text" value="50"/>	Hz

Fonte: Autoria Própria (2021)

Figura B - 5 - Dados inseridos para a corrente 5

Add Streams ×

Main | Enthalpy | Physical Properties | Area & Cost

Heat Transfer Correlation

Select the heat transfer correlation:

Boiling

The selected correlation is:

$$h=0.00122*(kl^{0.79}*Cpl^{0.45}*pl^{0.49})/(s^{0.5}*mul^{0.2})$$

Physical Properties

For the selected correlation, it is only needed the data of the activated fields:

Thermal conductivity:	0.036	W/(m·K)	Inside Diameter:	0.08	m
Heat capacity:	1794.49	J/(kg·K)	Outside Diameter:	0.1	m
Density:	1.13	kg/m <sup>3</sup>	Fin height:	0.006	m
Liquid Density:	993.34	kg/m <sup>3</sup>	Fin thickness:	0.002	m
Vapour Density:	1.1345	kg/m <sup>3</sup>	Fin pitch:	0.01	m
Viscosity:	1.165e-00	kg/(m·s)	Plate pitch:	0.05	m
Surface tension:	0.055	N/m	Vessel diameter:	1	m
Heat of vaporization:	569478.3	J/kg	Coil diameter:	0.05	m
Velocity:	5414.74	m/s	Agitator diameter:	0.1	m
Tube diameter:	0.073	m	Rotational speed:	50	Hz

OK Cancelar Aplicar Ajuda

Fonte: Autoria Própria (2021)

## APÊNDICE C – CÁLCULO DO COEFICIENTE CONVECTIVO ATRAVÉS DAS CORRELAÇÕES

Figura C - 1 - Cálculo do coeficiente convectivo para a corrente 1

Corrente 1 - 2/2A	
Velocidade Mássica (kg m <sup>-2</sup> s <sup>-1</sup> ) $\varphi := 387.07$	Capacidade de calor a pressão constante do líquido (kJ kg <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup> ) $cpL := 3.52$
Diâmetro Interno (m) $di := 0.073$	Coefficiente de condutividade térmica do líquido (W m <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup> ) $kL := 0.098$
Viscosidade Dinâmica do Líquido (Pa.s) $\mu L := 6.57 \cdot 10^{-5}$	Densidade do gás (kg m <sup>-3</sup> ) $\rho G := 34.80$
Qualidade do Vapor $x := 0.57$	Densidade do líquido (kg m <sup>-3</sup> ) $\rho L := 429.85$
Fluxo de Calor (W m <sup>-2</sup> ) $q := 172.15 \cdot 10^3$	Termo de igualdade entre os mecanismos $n := 1$
Calor Latente de Vaporização J kg <sup>-1</sup> $hLG := 166489.39$	
$\sqrt[n]{\left(230 \cdot \left(\frac{q}{\varphi \cdot hLG}\right)^{0.8} \cdot 0.023 \cdot \left(\frac{\varphi \cdot (1-x) \cdot di}{\mu L}\right)^{0.8} \cdot \left(\frac{cpL \cdot \mu L}{kL}\right)^{0.4} \cdot \frac{kL}{di}\right)^n + \left(1.8 \cdot 0.023 \cdot \left(\frac{\varphi \cdot (1-x) \cdot di}{\mu L}\right)^{0.8} \cdot \left(\frac{cpL \cdot \mu L}{kL}\right)^{0.4} \cdot \frac{kL}{di} \cdot \left(\frac{1-x}{x}\right)^{0.8} \cdot \left(\frac{\rho G}{\rho L}\right)^{0.8}\right)^n} = 798.606$	

Fonte: Autoria Própria (2021)

Figura C - 2 - Cálculo do coeficiente convectivo para a corrente 2

Corrente 2 - WA-IN/WA-OUT
Velocidade Mássica (kg m <sup>-2</sup> s <sup>-1</sup> ) $\varphi := 2564$
Diâmetro Interno (m) $di := 0.073$
Viscosidade Dinâmica (Pa.s) $\mu := 4.35 \cdot 10^{-4}$
Capacidade Calorífera (J kg <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup> ) $Cp := 4505.43$
Coefficiente de Condutividade Térmica do Fluido (W m <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup> ) $k := 0.5915$
Comprimento Característico (m) $L := 0.073$
$0.023 \cdot \left(\frac{\varphi \cdot di}{\mu}\right)^{0.8} \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^{0.4} \cdot \frac{k}{L} = 9.671 \cdot 10^3$

Fonte: Autoria Própria (2021)

Figura C - 3 - Cálculo do coeficiente convectivo para a corrente 3

**Corrente 3 - 9OUT/9F**

Velocidade Mássica ( $\text{kg m}^{-2} \text{s}^{-1}$ )  
 $\varphi := 8609.96$

Diâmetro Interno (m)  
 $d_i := 0.073$

Viscosidade Dinâmica (Pa.s)  
 $\mu := 7.89 \cdot 10^{-4}$

Capacidade Calorífera ( $\text{J kg}^{-1} \text{K}^{-1}$ )  
 $C_p := 2477.8$

Coefficiente de Condutividade Térmica do Fluido ( $\text{W m}^{-1} \text{K}^{-1}$ )  
 $k := 0.1397$

Comprimento Característico (m)  
 $L := 0.073$

$$0.023 \cdot \left( \frac{\varphi \cdot d_i}{\mu} \right)^{0.8} \cdot \left( \frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{0.4} \cdot \frac{k}{L} = 6.652 \cdot 10^3$$

Fonte: Aatoria Própria (2021)

Figura C - 4 - Cálculo do coeficiente convectivo para a corrente 4

**Corrente 4 - VAP10/VP10C**

Velocidade Mássica ( $\text{kg m}^{-2} \text{s}^{-1}$ )  
 $\varphi := 2973.84$

Diâmetro Interno (m)  
 $d_i := 0.073$

Viscosidade Dinâmica (Pa.s)  
 $\mu := 1.25 \cdot 10^{-5}$

Capacidade Calorífera ( $\text{J kg}^{-1} \text{K}^{-1}$ )  
 $C_p := 1866.82$

Coefficiente de Condutividade Térmica do Fluido ( $\text{W m}^{-1} \text{K}^{-1}$ )  
 $k := 0.0366$

Comprimento Característico (m)  
 $L := 0.073$

$$0.023 \cdot \left( \frac{\varphi \cdot d_i}{\mu} \right)^{0.8} \cdot \left( \frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{0.4} \cdot \frac{k}{L} = 5.963 \cdot 10^3$$

Fonte: Aatoria Própria (2021)

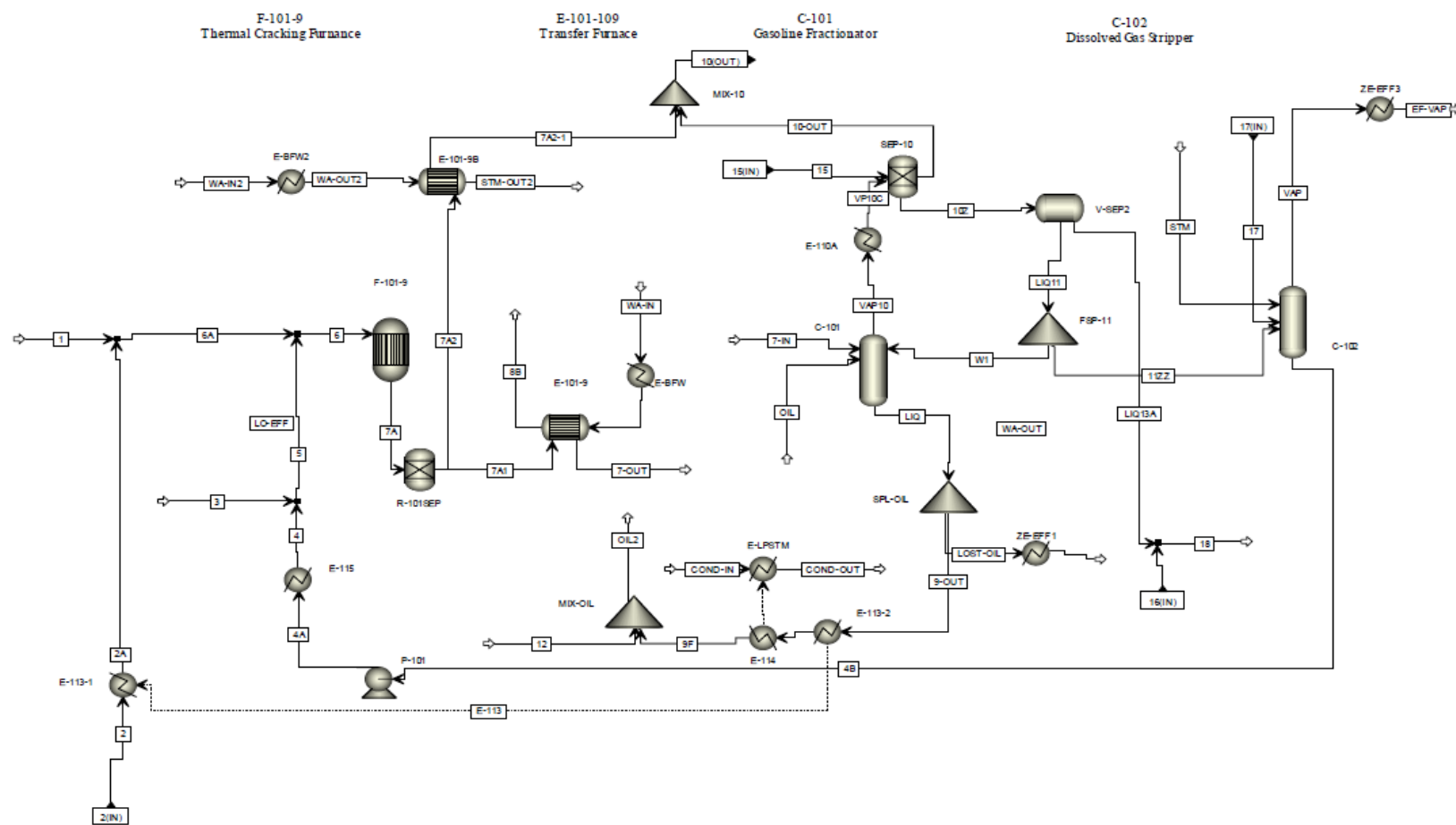
Figura C - 5 - Cálculo do coeficiente convectivo para a corrente 5

Corrente 5 - VAP10/VP10C	
Velocidade Mássica (kg m <sup>-2</sup> s <sup>-1</sup> ) $\varphi := 2973.84$	Capacidade de calor a pressão constante do líquido (kJ kg <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup> ) $cpL := 4.51$
Diâmetro Interno (m) $di := 0.073$	Coefficiente de condutividade térmica do líquido (W m <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup> ) $kL := 0.635$
Viscosidade Dinâmica do Líquido (Pa.s) $\mu L := 6.12 \cdot 10^{-4}$	Densidade do gás (kg m <sup>-3</sup> ) $\rho G := 1.24$
Qualidade do Vapor $x := 0.74$	Densidade do líquido (kg m <sup>-3</sup> ) $\rho L := 993.33$
Fluxo de Calor (W m <sup>-2</sup> ) $q := 3.53 \cdot 10^6$	Termo de igualdade entre os mecanismos $n := 1$
Calor Latente de Vaporização J kg <sup>-1</sup> $hLG := 569478.30$	
$\sqrt[n]{\left(230 \cdot \left(\frac{q}{\varphi \cdot hLG}\right)^{0.5} \cdot 0.023 \cdot \left(\frac{\varphi \cdot (1-x) \cdot di}{\mu L}\right)^{0.8} \cdot \left(\frac{cpL \cdot \mu L}{kL}\right)^{0.4} \cdot \frac{kL}{di}\right)^n + \left(1.8 \cdot 0.023 \cdot \left(\frac{\varphi \cdot (1-x) \cdot di}{\mu L}\right)^{0.8} \cdot \left(\frac{cpL \cdot \mu L}{kL}\right)^{0.4} \cdot \frac{kL}{di} \cdot \left(\frac{1-x}{x}\right)^{0.8} \cdot \left(\frac{\rho G}{\rho L}\right)^{0.5}\right)^{-0.8}} = 1.31 \cdot 10^4$	

Fonte: Autoria Própria (2021)

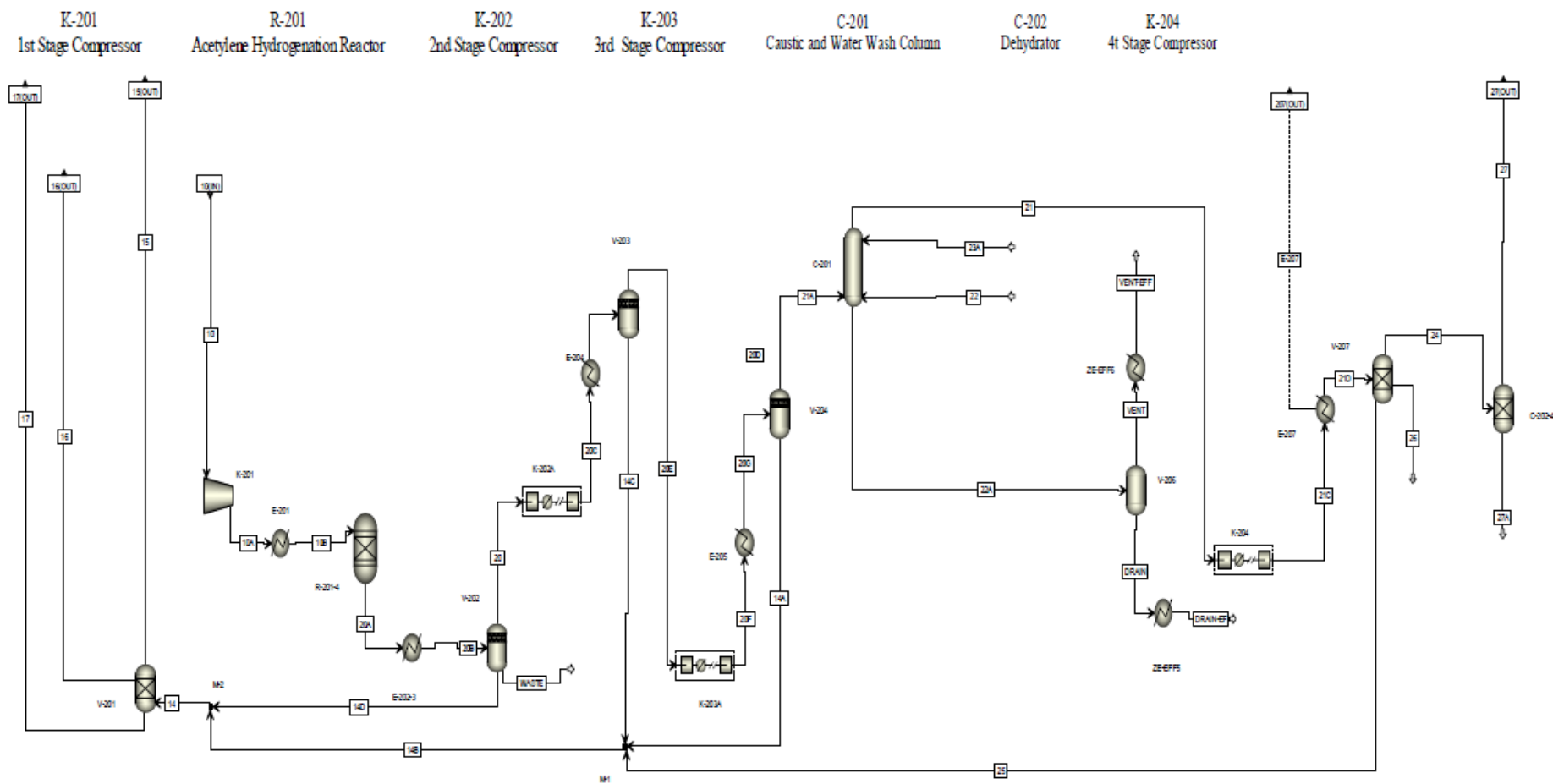
## ANEXO A – FLUXOGRAMAS DO PROCESSO

Figura A.1 - Fluxograma da parte de craqueamento do processo de produção do etileno a partir do etano



Fonte: The Department of energy office of industrial technologies (2007)

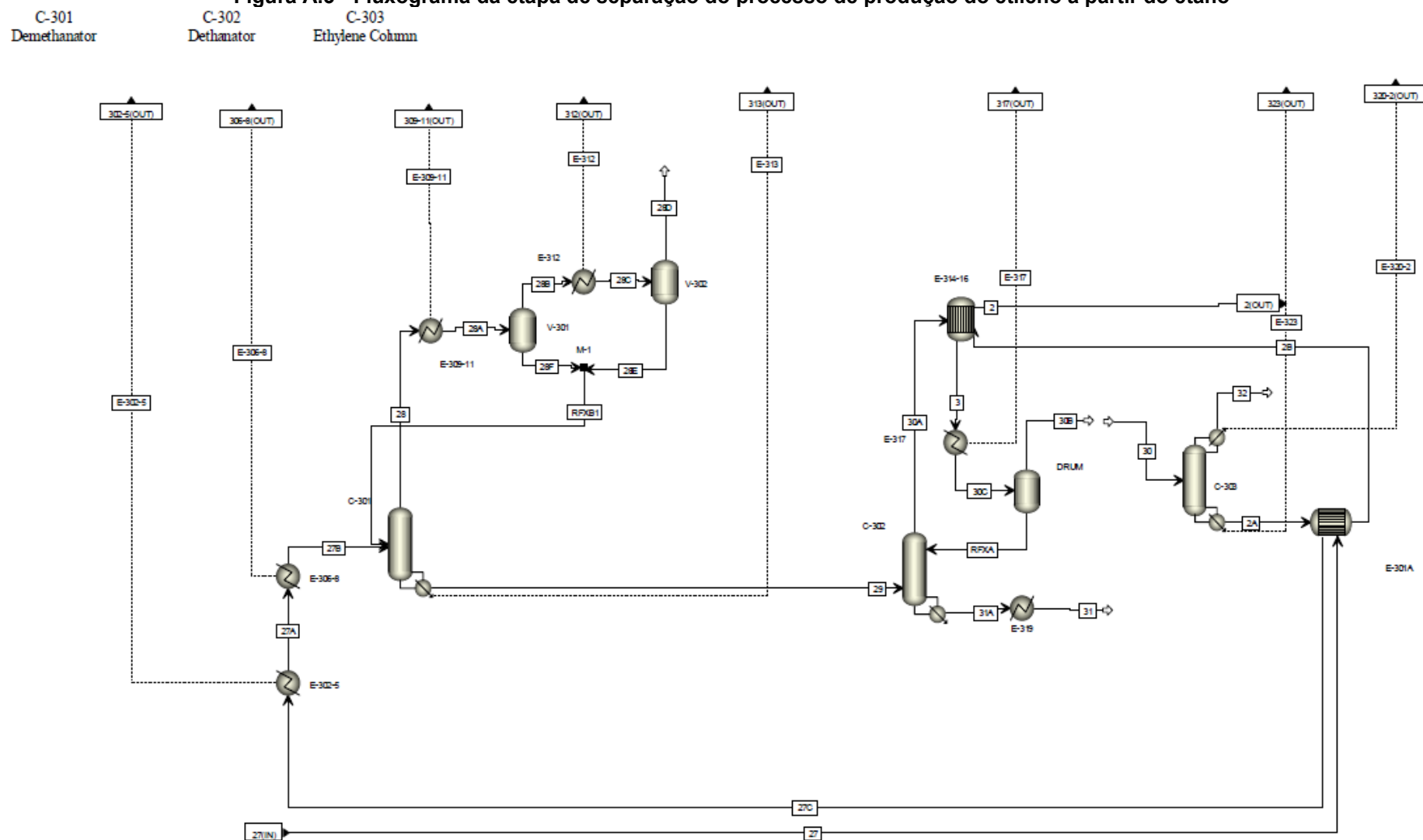
Figura A.2 - Fluxograma da etapa de compressão do processo de produção do etileno a partir do etano



Fonte: The Department of Energy Office of Industrial Technologies (2007)

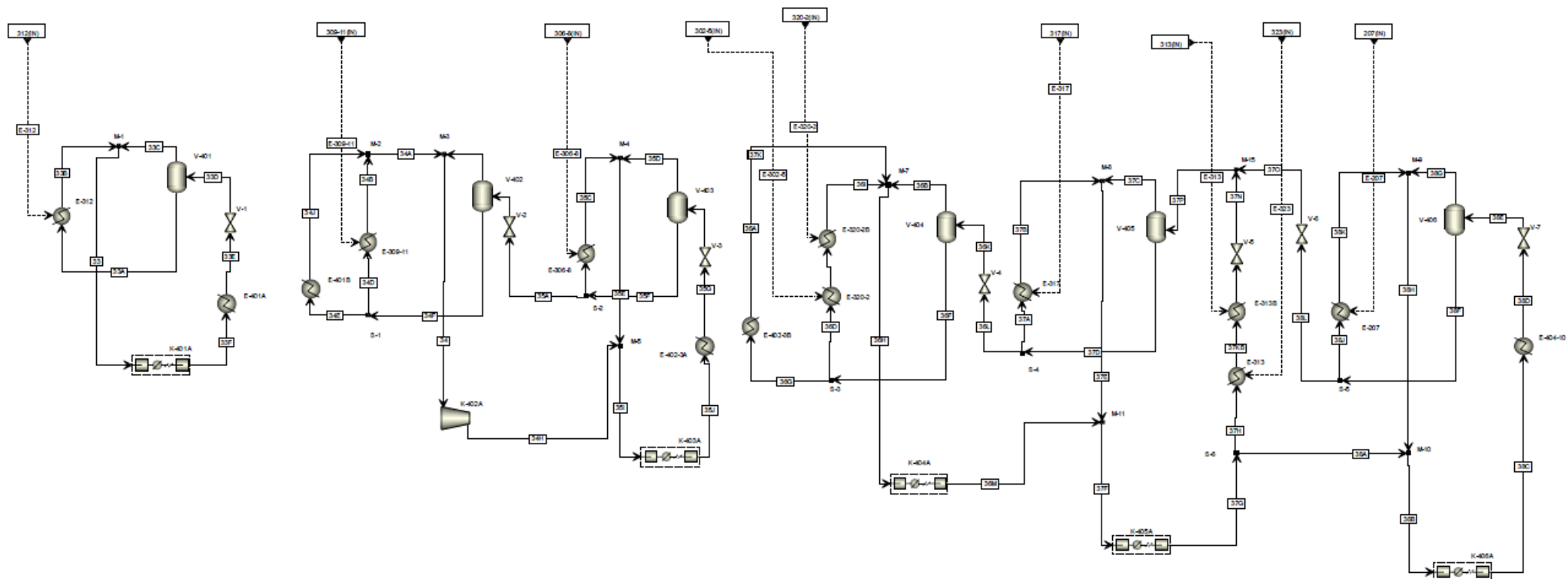


Figura A.3 - Fluxograma da etapa de separação do processo de produção do etileno a partir do etano



Fonte: The Department of Energy Office of Industrial Technologies (2007)

Figura A.4 - Fluxograma da etapa de resfriamento do processo de produção do etileno a partir do etano



Fonte: The Department of Energy Office of Industrial Technologies (2007)