

# ANÁLISE DE “PINCH” DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DO MONOCLORETO DE VINILA PELA ROTA DE PRODUÇÃO DO ACETILENO UTILIZANDO O ASPEN ENERGY ANALYZER

Lucas de Araújo Santos Oliveira<sup>1</sup>

Mariana Lima Acioli Murari<sup>2</sup>

## RESUMO

O presente estudo consiste de uma análise de “pinch” do processo de produção do monocloreto de vinila pela rota de produção do acetileno. Inicialmente o processo foi simulado no Aspen Plus para o levantamento de dados termodinâmicos das correntes de processo que demandam aquecimento e resfriamento. Em seguida a integração energética foi feita por meio do reprojeto (*Retrofit*) da rede de trocadores de calor do processo. Tal reprojeto foi obtido com o auxílio do Aspen Energy Analyzer, o qual possibilitou uma economia operacional de utilidades externas de 47,9 unidades de custo por hora, assim como uma redução nos custos da carga térmica de aquecimento e resfriamento de 20,55% e 12,19% respectivamente. Tal economia foi obtida com o revés do aumento de 43% no custo de capital dos trocadores de calor da rede. Entretanto a otimização ainda assim se mostrou favorável, com o retorno do investimento em 1 ano e 6 meses.

**Palavras chave:** análise de “*pinch*”, Aspen Energy Analyzer, monocloreto de vinila

## ABSTRACT

The present study consists of a *pinch* analysis of the production process of vinyl monochloride through the acetylene production route. Initially the process was simulated in Aspen Plus to collect thermodynamic data of the process currents that require heating and cooling. Afterwards the energy integration was done by means of the redesign (*Retrofit*) of the heat exchangers network processes. This redesign was achieved with the help of the Aspen Energy Analyzer, which enabled an operating economy of external utilities of 47,9 cost-per-hour units, as well as a reduction in costs of heating and cooling thermal load of 20.55 % and 12.19%, respectively. This saving was achieved despite the 43% increase in the capital cost of the network heat exchangers. However, the optimization was still favorable, with the return on investment in 1 year and 6 months.

**Keywords:** pinch analysis, Aspen Energy Analyzer, vinyl chloride monomer

## 1. INTRODUÇÃO

O monocloreto de vinila (MVC), apesar de não possuir nenhuma aplicação industrial direta, é um intermediário químico muito importante para a produção do policloreto de vinila (PVC), o qual é o terceiro polímero mais produzido no mundo, atrás apenas do polietileno e do polipropileno. (BENYAHIA, 2009)

A grande demanda mundial por PVC se deve a sua alta resistência química e mecânica, tanto em sua forma rígida como flexível. Dentre diversas aplicações, o PVC

---

<sup>1</sup>Graduando em Engenharia Química. Email: lucas.as.oliveira@outlook.com

<sup>2</sup>Docente do curso de Engenharia Química na UNIFACS. Mestre em sistemas inteligentes pela UFAL.  
Email: mariana.murari@unifacs.br

tem grande impacto nos setores civil, automotivo, eletroeletrônico, medicinal etc. (BENYAHIA, 2009)

O primeiro processo bem-sucedido para a produção do monocloreto de vinila se deu por meio da reação do acetileno com o ácido clorídrico, na presença de um catalisador de cloreto de mercúrio. (DATTANI; DEVANI; SAHU, 2013)

Até por volta de 1940, este método era dominante em todo o mundo. Entretanto, a demanda energética elevada para manter a produção do acetileno a partir do carboneto de cálcio, bem como a preocupação ambiental frente a processos com compostos voláteis, como o mercúrio, fizeram com que este processo fosse cada vez menos atrativo. Por estes motivos, com o passar do tempo este processo vem sendo substituído pela rota de produção com base no etileno. (DATTANI; DEVANI; SAHU, 2013)

Este processo é chamado de processo balanceado, com base no etileno, que além de um menor custo energético, possui como vantagem a cloração direta do etileno, evitando assim operações unitárias para a eliminação do subproduto ácido clorídrico, como ocorre na rota do acetileno. Nesse sentido, atualmente, mais de 80% da produção mundial de MVC se dá pela rota do etileno. (THE CHEMSYSTEMS PROCESS EVALUATION/RESEARCH PLANNING (PERP), 2009)

Entretanto, a produção do monocloreto de vinila pela rota do acetileno ainda é muito empregada na China por exemplo. Isso se deve às grandes reservas de carvão mineral, matéria prima para a produção do carboneto de cálcio, que por sua vez é a fonte de produção do acetileno. Além disso, a grande capacidade de gerar energia limpa por meio de hidrelétricas ainda fazem a rota do acetileno economicamente viável por lá. (ROSSANSE, 2015)

A principal resistência da China em substituir a rota do acetileno pela do etileno na produção do MVC se deve a sua baixa reserva de gás natural, que é a principal fonte de etano (matéria prima do etileno). (ROSSANSE, 2015)

A princípio, a substituição de um processo que requer grande quantidade de energia por outro menos dispendioso e com rendimentos semelhantes é prioridade para qualquer engenheiro. Contudo muitas vezes a mudança completa de um processo em uma planta industrial já estabelecida não é possível. Por este motivo a integração e otimização energética dos processos é amplamente almejada, a fim de torna-los mais competitivos e sustentáveis.

Nesse sentido, processos como a produção do MVC pela rota do acetileno é um ótimo alvo para a aplicação de uma integração energética, em especial a que se utiliza como base a tecnologia de “*pinch*”.

Um dos principais problemas envolvidos nos processos industriais está relacionado com a integração e otimização das operações unitárias, bem como o seu mau dimensionamento, favorecendo assim uma baixa eficiência energética. Assim, a integração dos processos é visada constantemente pelos engenheiros, a fim de reduzir os custos de operação, assim como os impactos ambientais. (CANMETENERGY, 2007)

Além da otimização energética, a integração dos processos permite a redução de utilidades industriais, matéria prima e emissões gasosas. Dentre as diversas metodologias de integração de processos, a análise de “*pinch*” é uma das mais empregadas, devido a sua relativa simplicidade dos conceitos que envolvem essa técnica, em contraste com os excelentes resultados obtidos em diversos seguimentos industriais. Indústrias do ramo químico, petroquímico, refinarias, papel & celulose, metalúrgica e alimentícia geralmente apresentam uma redução de consumo energético de 10 a 35% uma vez submetidas à análise de “*pinch*”. (CANMETENERGY, 2007)

A análise “*pinch*” fornece ferramentas que permitem ao engenheiro investigar os fluxos energéticos do processo, por meio das correntes quentes e frias, de forma a maximizar a recuperação de calor e minimizar a demanda por utilidades externas (água de resfriamento, vapor etc). (CANMETENERGY, 2007)

Apesar da tecnologia “*pinch*” ser mais bem empregada na fase de planejamento e design de um novo projeto, ela também pode ser aplicada em projetos de melhoria (*Retrofit*) com o objetivo de maximizar o retorno do investimento, uma vez que melhorias em eficiência energética geralmente exigem um elevado custo de capital. (CANMETENERGY, 2007)

A integração de processos, associada com as ferramentas disponíveis dos simuladores comerciais permite analisar sistematicamente processos uma vez tidos como complexos de forma mais acessível e automatizada. (RAFAEL, 2011)

Um exemplo de simuladores são os da AspenTech, em especial o Aspen Energy Analyzer (AEA), o qual realiza análises de “*pinch*” de forma menos dispendiosa no quesito matemático. O AEA possui como principais funções, cálculos energéticos e de investimento de capital para um alvo específico e crítico do processo, com a capacidade de minimizar os recursos de utilidades do sistema, (como água de resfriamento, vapor

de alta pressão etc). Além disso, o AEA realiza reprojatos (*Retrofit*) de redes de trocadores de calor já existentes. (RAFAEL, 2011).

A partir do contexto apresentado, o objetivo deste artigo é utilizar as ferramentas do software comercial Aspen Energy Analyzer (AEA) para a integração energética da rede de trocadores de calor do processo de produção do monocloreto de vinila pela rota de produção do acetileno, por meio da tecnologia de análise “*pinch*”. Para tal, é necessário a busca por minimizar o consumo de utilidades industriais associando as correntes quentes e frias da rede de trocadores de calor, bem como maximizar a recuperação de calor do processo, por meio da determinação da diferença mínima de temperatura (ponto “*pinch*”), e por fim avaliar o ponto de equilíbrio entre os custos de capital e os custos de operação, de modo a minimizar os custos totais da rede de trocadores de calor estudada.

## 2. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

### 2.1. Descrição do processo

O processo descrito a seguir é uma adaptação baseada no relatório da SRI International Process Economics Program “cloreto de vinila, suplemento C”. (YEN; HSU; CHIOU, 1982). O Fluxograma simplificado do processo está representado na figura 1.

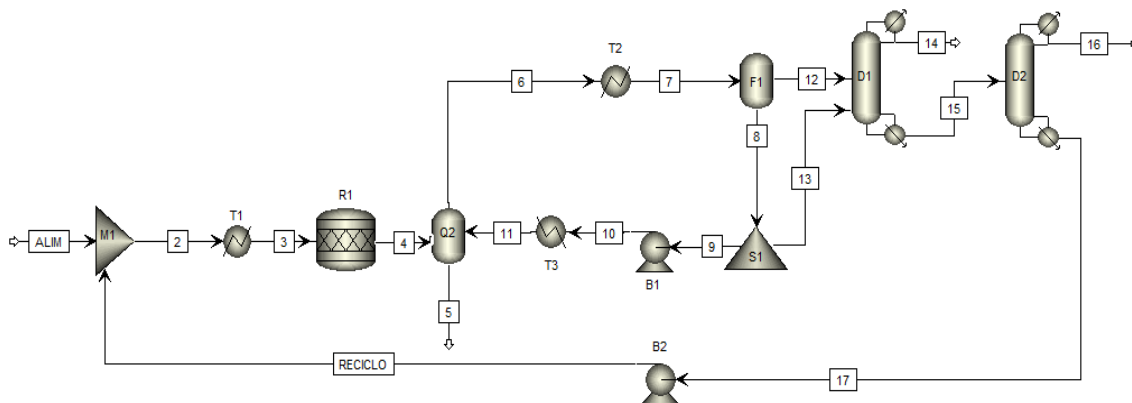


Figura 1: Fluxograma simplificado do processo de produção do MVC, proveniente do simulador comercial Aspen Plus.

Fonte: Facs Serviços Educacionais – Aspen Plus (Licence Sever: 172.22.32.110)

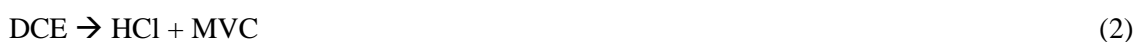
Assim como o PVC, a produção do MVC também passa pela obtenção de um intermediário químico, DCE (1,2-Dicloroetano), por meio da reação do acetileno com o ácido clorídrico, representada pela reação 1.



O DCE produzido é alimentado ao processo no estado líquido a uma vazão, temperatura e pressão de 1264,56 ton/dia, 71,3°C e 16,65 atm respectivamente. A corrente de alimentação é então misturada com uma corrente de reciclo, contendo majoritariamente EDC não convertido no processo, de acordo com a Figura 1.

Para atingir as condições termodinâmicas necessárias para as reações do processo, a corrente 2 composta da mistura entre a de alimentação e reciclo é vaporizada no trocador de calor T1 a 204°C por meio da utilidade *Fired Heat (1000)*.

No reator R1, além da reação 1 de produção do 1,2-Dicloroetano, ocorre a pirólise do EDC a uma temperatura de aproximadamente 500°C e 15 atm, produzindo assim o monocloreto de vinila, de acordo com a reação 2.



Apesar da grande seletividade para a produção do MVC (superior a 95%), parte desse produto reage com o acetileno em uma reação indesejada produzindo o cloropreno, segundo a reação 3.



O efluente do reator R1 precisa ser resfriado em uma torre de Quench (Q1) a aproximadamente 204°C, para inibir reações indesejadas dentro da tubulação por meio de um fluido frio proveniente da corrente 11.

A principal fonte de remoção de calor do sistema é o trocador de calor T2, o qual, por meio de água gelada resfria o efluente da torre de Quench de 204°C para aproximadamente 50°C, a uma pressão de 23,6 atm.

A corrente 7 que deixa o trocador T2 é então “flasheada” no vaso F1, que opera a 13,93 atm, em que uma grande parte da fração líquida da separação é reciclada para a torre de Quench por meio de um separador (“splitter”) S1, que com o auxílio da bomba B1, aumenta a pressão do fluido para 15,29 atm na descarga, cuja força motriz é a eletricidade. O trocador de calor T3 promove o resfriamento final antes do reciclo para a torre de Quench a 46°C.

O restante da corrente líquido-vapor 12 é alimentada para a torre de destilação D1, a qual possui 22 estágios de equilíbrio e um condensador total. O principal objetivo dessa coluna é separar o HCl dos componentes pesados (MVC e DCE) na corrente de topo, enquanto a corrente de fundo é alimentada à coluna D2 para a separação final do MVC e DCE.

Por se tratar de dois compostos com volatilidades semelhantes, essa separação é consideravelmente mais complexa, exigindo uma torre maior, possuindo 61 estágios de equilíbrio e um condensador total.

Por fim a bomba B2 promove a pressão necessária (16,65 atm) para a realimentação de todo o DCE não reagido, a fim de aumentar a conversão global do processo.

## 2.2. Análise de “Pinch”

A análise de *pinch* é uma técnica de integração e otimização energética, que tem como base os princípios da termodinâmica, em especial os da segunda lei, a qual rege o fluxo de calor. (DEMIREL, 2004)

As melhorias associadas a esta técnica não estão ligadas diretamente ao uso de operações unitárias de alto desempenho, mas sim pela geração de um esquema de integração térmica. (OPTIMIZATION... [2001])

Uma das principais vantagens da análise de *pinch* em relação aos métodos de otimização convencionais é a capacidade de definir no processo alvos estratégicos de energia. Tais alvos são caracterizados como a demanda mínima de energia teórica do processo como um todo. (OPTIMIZATION... [2001])

O principal objetivo dessa técnica é combinar os fluxos das correntes frias e quentes de processo associadas a uma rede de trocadores de calor, de forma que a demanda por utilidades externas seja minimizada. (OPTIMIZATION... [2001])

A troca de calor entre uma corrente quente e fria de um processo ocorre até uma diferença de temperatura mínima ( $\Delta T_{\min}$ ), limitada pela termodinâmica, este  $\Delta T_{\min}$  é chamado de ponto de *pinch* ou condição de *pinch*, que define a entropia mínima produzida no sistema. (DEMIREL, 2004)

Uma vez estabelecido o ponto de *pinch*, todo o calor proveniente de fontes externas deve ser fornecido ao processo apenas a temperaturas acima do ponto de *pinch*, enquanto que a remoção de calor por fontes frias deve ser feita apenas a temperaturas abaixo do ponto de *pinch*. Em outras palavras, acima da temperatura de *pinch*, apenas utilidades quentes são requeridas. Já as frias são requeridas apenas a temperaturas abaixo do ponto de *pinch*. (DEMIREL, 2004)

A condição de *pinch* pode ser facilmente analisada por um diagrama de temperatura vs entalpia, chamado de curvas compostas do sistema, representados na Figura 2.

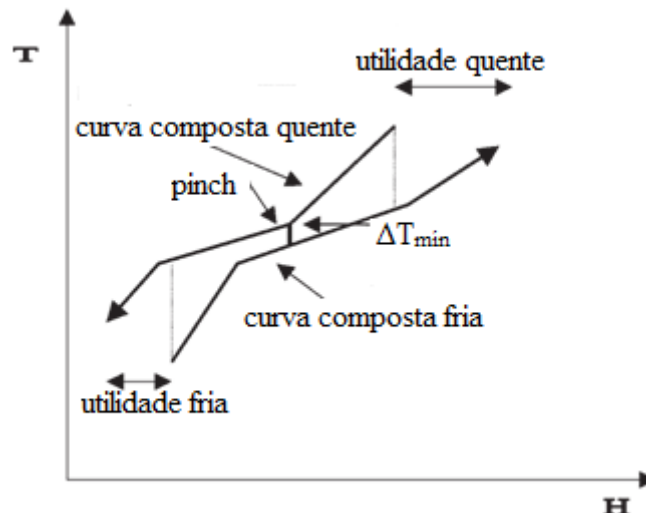


Figura 2: Curvas compostas (quente e fria).

Fonte: Adaptado de (DEMIREL, 2004)

A eficiência de uma rede de trocadores de calor integrada energeticamente vai depender do equilíbrio entre a energia recuperada para o sistema e o custo de capital envolvido nessa recuperação. (OPTIMIZATION... [2001])

Nesse sentido um aumento do  $\Delta T_{\min}$  gera um custo energético maior, porém exige uma menor área de troca térmica no permutador de calor e consequentemente um menor custo de capital. Assim se faz necessário a determinação de um  $\Delta T_{\min}$  ótimo, em que a relação entre o custo anual de energia e os custos operacionais sejam minimizados. Esta relação é representada no gráfico abaixo. (DEMIREL, 2004)

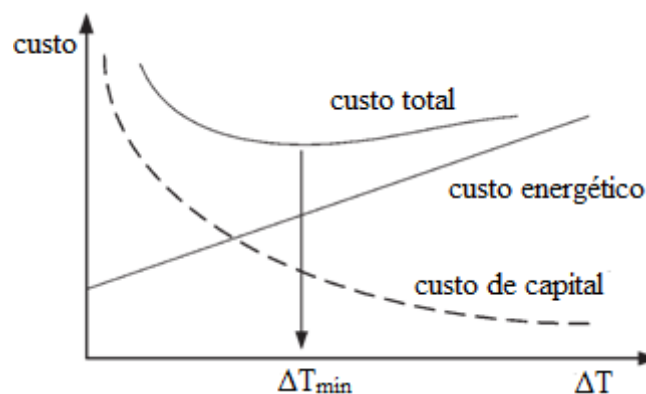


Figura 3:  $\Delta T_{\min}$  ótimo em relação ao custo energético e de capital.

Fonte: Adaptado de (DEMIREL, 2004)

Além das curvas compostas, existem também as grandes curvas compostas, que permitem a avaliação da oferta e da demanda de energia do sistema, permitindo



minimizar o consumo de utilidades caras e maximizar o consumo de utilidades baratas que atendem aos processos de troca térmica de forma aceitável. (DEMIREL, 2004)

### 3. METODOLOGIA

O primeiro passo para a otimização energética pela ferramenta “*Retrofit*” do Aspen Energy Analyzer é a coleta de dados das correntes do processo que necessitam ser aquecidas ou resfriadas. Tais dados foram obtidos pela simulação do processo de produção do monocloreto de vinila através do simulador Aspen Plus. Optou-se por analisar e otimizar uma quantidade limitada de correntes do processo, uma vez que a análise de *pinch* permite a determinação de alvos energéticos em particular, de cunho estratégico. O calor (*duty*) de algumas correntes são tratadas como independentes na integração, como o aquecimento e o resfriamento dos reboilers e condensadores das torres de destilação. (YOON; LEE; PARK, 2007)

Nesse sentido as correntes analisadas foram as de número 2, 3, 4, 6 e 7 (Figura 1). As propriedades termodinâmicas exigidas pelo AEA para a análise de *pinch* estão representadas na Tabela 1.

**Tabela 1: Dados termodinâmicos das correntes do processo submetidas à análise de *pinch*.**

	Temperatura	Vazão (mássica)	Cp	Entalpia
Corrente	°C	kg/s	kJ/(kg*°C)	kJ/s
2	99,8	22,5	1,41451	-33611,1
3	204,4	22,5	1,18749	-24583,3
4	498,9	22,5	1,29186	-7583,3
6	216,7	38,2	1,1152	-23916,7
7	48,9	38,2	1,54387	-42222,2

Fonte: Própria

As correntes presentes na Tabela 1 estão conectadas aos trocadores de calor (T1 e T2) e ao reator (R1). Nesse sentido o calor (*heat duty*) destes equipamentos foi utilizado para satisfazer a equação da variação de entalpia das correntes.

$$\Delta H = m * C_p * \Delta T \quad (4)$$

Uma vez fornecendo o *heat duty* dos equipamentos e a diferença de temperatura das correntes, o AEA automaticamente calcula o termo  $m * C_p$  da equação 4. Os dados referentes aos equipamentos estão contidos na Tabela 2.

**Tabela 2: Heat duty dos equipamentos que comportam as correntes submetidas à análise de *pinch*.**







Equipamento	Heat duty (kJ/s)
Trocador de calor (T1)	9055,6
Reator (R1)	17000,0
Trocador de calor (T2)	-18277,8

Fonte: Própria

Os dados extraídos da simulação foram fornecidos ao Aspen Energy Analyzer segundo a Tabela 3.

**Tabela 3: Dados das correntes de processo fornecidos ao AEA.**

Corrente	T <sub>(entrada)</sub> (°C)	T <sub>(saída)</sub> (°C)	MCp (kJ/C-s)	Entalpia (kJ/s)
C1 	99,8	204,4	86,5	9050,0
C2 	204,4	498,9	57,7	16986,1
H1 	498,9	216,7	53,4	15077,8
H2 	216,7	48,9	108,9	18213,9

Fonte: Própria

As setas azuis indicam que as correntes são frias, ou seja, precisam ser aquecidas. Já as setas vermelhas indicam que as correntes são quentes, as quais necessitam ser resfriadas no processo. (YOON; LEE; PARK, 2007)

No processo de produção do monocloreto de vinila, a corrente fria C1, ou seja, composta das correntes 2 e 3 do fluxograma da Figura 1 sofre uma mudança de fase de líquido para vapor no permutador de calor T1. Por este motivo é necessário segmentar essa corrente, uma vez que o Cp varia com a temperatura, logo é preciso considerar um valor médio no intervalo de temperatura da corrente aproximadamente constante ( $m \cdot C_p$  – capacidade calorífica média). Porém quando ocorre mudança de fase a capacidade calorífica média deixa de ser constante, portanto considera-la como tal pode gerar erros. De forma análoga à corrente C1, a corrente quente H2 também sofre mudança de fase (vapor para líquido) no trocador de calor T2, e deve ser segmentada. (LIMA; COSTA; GAMA et.al, 2018)

A segmentação das correntes é feita fornecendo uma nova temperatura de saída, intermediária à temperatura final almejada. Tal temperatura corresponde a temperatura de bolha para a corrente C1 e a temperatura de orvalho para a corrente H2. Desta forma as correntes são segmentadas nas temperaturas as quais a mudança de fase se inicia. Além destas temperaturas intermediárias, é necessário fornecer ao programa as entalpias correspondentes a essas temperaturas, e consequentemente o AEA calcula o  $m \cdot C_p$  de acordo com a equação 4. Os dados necessários para a segmentação de C1 e H2 estão contidos nas Tabela 4 e 5 respectivamente.

**Tabela 4: Segmentação da corrente C1.**

$T_{(entrada)} (^{\circ}\text{C})$	$T_{(saída)} (^{\circ}\text{C})$	$MC_p \text{ (kJ/C-s)}$	Entalpia (kJ/s)
99,8	198,1	35,4	3477,8
198,1	204,4	1436,7	9050,0

Fonte: Própria







**Tabela 5: Segmentação da corrente H2.**

$T_{(entrada)} (^{\circ}\text{C})$	$T_{(saída)} (^{\circ}\text{C})$	$MC_p \text{ (kJ/C-s)}$	Entalpia (kJ/s)
216,7	156,1	106,1	6427,8
156,1	48,9	170,4	18269,4

Fonte: Própria

Uma vez feita a segmentação, a corrente é indicada com uma seta inclinada de acordo com a Tabela 6.

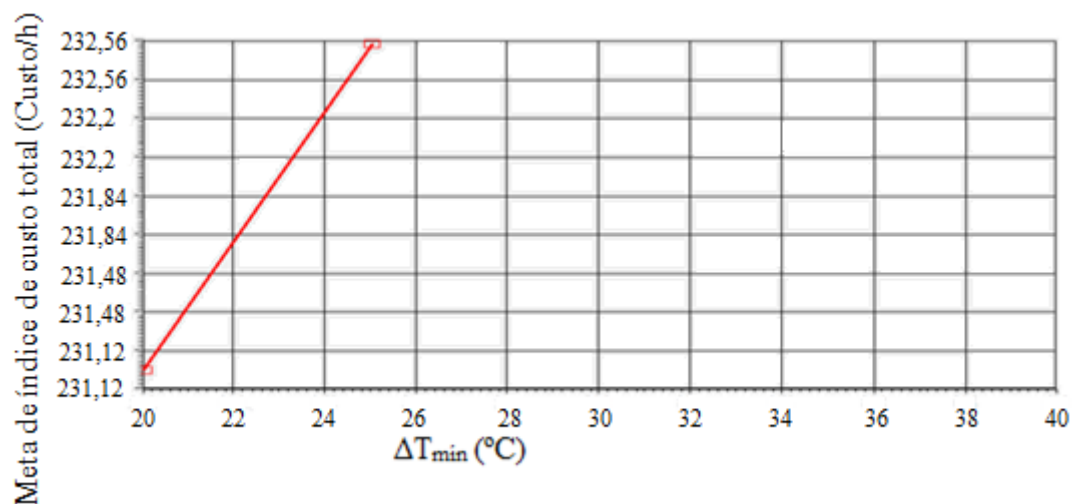
**Tabela 6: Dados das correntes do processo após a segmentação de C1 e H2.**

Corrente	$T_{(entrada)} (^{\circ}\text{C})$	$T_{(saída)} (^{\circ}\text{C})$	$MC_p \text{ (kJ/C-s)}$	Entalpia (kJ/s)	Segm.
C1 	99,8	204,4	-	12527,8	
C2 	204,4	498,9	57,7	16986,1	
H1 	498,9	216,7	53,4	15077,8	
H2 	216,7	48,9	-	24697,2	

Fonte: Própria

Após o fornecimento destes dados é necessário determinar o  $\Delta T_{\min}$  ótimo do processo. O  $\Delta T_{\min}$  está diretamente relacionado com a eficiência econômica dos trocadores de calor. Geralmente o  $\Delta T_{\min}$  ideal para redes de trocadores de calor que não possuem correntes abaixo de  $10^{\circ}\text{C}$  está na faixa de 10 a  $40^{\circ}\text{C}$ . Porém em processos, como o estudado neste artigo, em que as correntes possuem temperaturas acima de  $300^{\circ}\text{C}$  o  $\Delta T_{\min}$  pode ser maior do que  $20^{\circ}\text{C}$ .

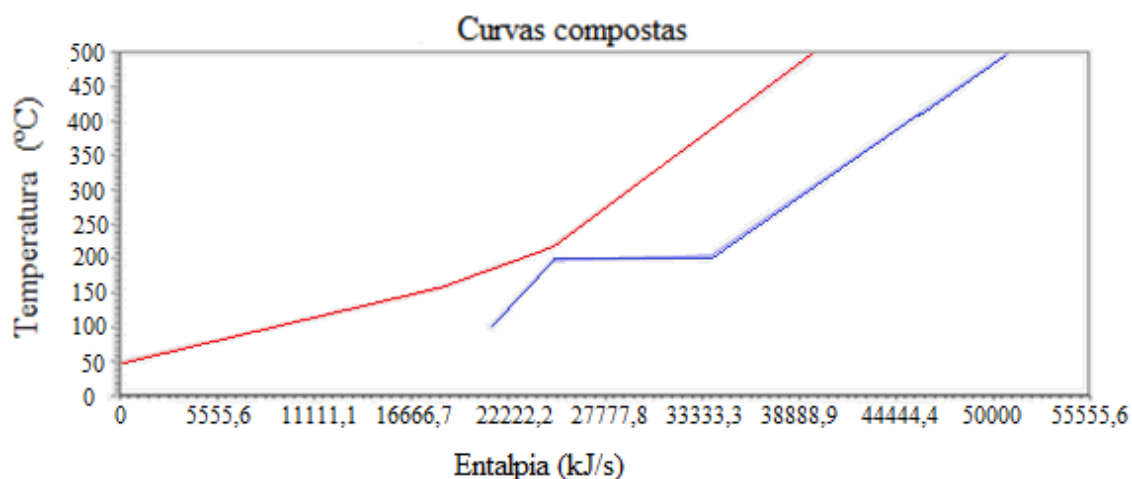
A partir destes valores padrões de  $\Delta T_{\min}$  o AEA tem a capacidade de gerar um gráfico do índice total de custo em função do  $\Delta T_{\min}$ , desde que seja fornecido um limite inferior e superior, com um passo específico. O gráfico da Figura 6 mostra que para as correntes do processo analisadas, o  $\Delta T_{\min}$  ótimo que apresenta um menor custo corresponde a  $20^{\circ}\text{C}$ .



**Figura 4:  $\Delta T_{\min}$  ótimo.**

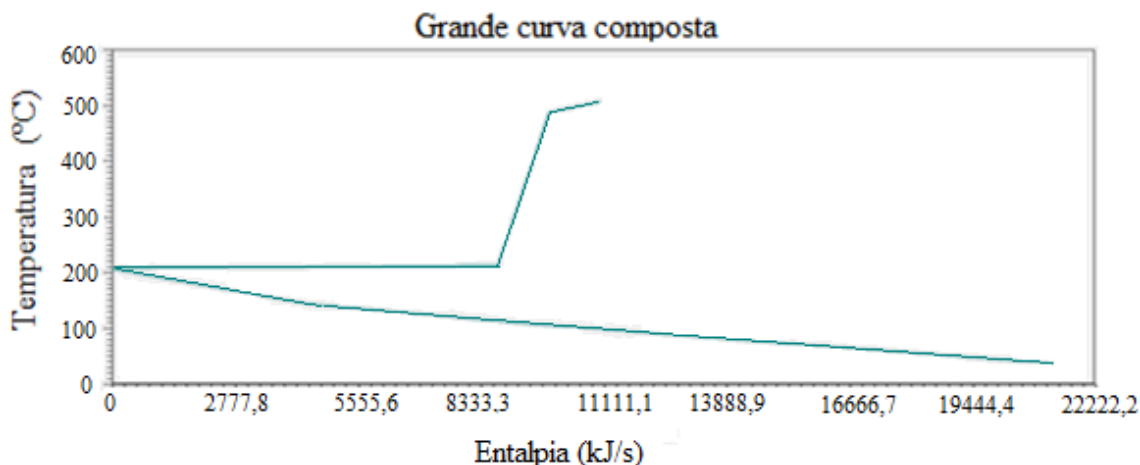
Fonte: Facs Serviços Educacionais – Aspen Energy Analyzer (Licence Sever: 172.22.32.110)

Uma vez definida a diferença de temperatura mínima de 20°C e com os dados fornecidos previamente, o AEA fornece automaticamente as curvas compostas, e a grande curva composta do sistema, de acordo com as Figuras 5 e 6 respectivamente.



**Figura 5: Curvas compostas do sistema.**

Fonte: Facs Serviços Educacionais – Aspen Energy Analyzer (Licence Sever: 172.22.32.110)



**Figura 6: Grande curva composta do sistema.**

Fonte: Facs Serviços Educacionais – Aspen Energy Analyzer (Licence Sever: 172.22.32.110)

As curvas compostas mostram o perfil geral da disponibilidade e demanda de calor. A localização do  $\Delta T_{\min}$  no diagrama composto corresponde à menor distância vertical entre a curva quente (vermelha) e a curva fria (azul). (YOON; LEE; PARK, 2007)

Já a grande curva composta (Figura 6), mostra o calor disponível em vários intervalos de temperatura, bem como o fluxo de calor líquido do processo, o qual é zero no ponto *pinch*. (YOON; LEE; PARK, 2007)

Em seguida é necessário fornecer ao AEA as correntes de utilidades do processo para satisfazer as demandas entálpicas das correntes quentes e frias, sendo uma quente (*Fired Heat (1000)*) e uma fria (água gelada). Tais utilidades já fazem parte do banco de dados do AEA, logo foi utilizado como temperaturas de entrada e saída, bem como o índice de custo padrão do AEA. Além disso o programa fornece como resposta o objetivo (*target*) para a troca de calor quente e fria. As utilidades estão representadas na Tabela 7.

**Tabela 7: Utilidades do processo.**

Utilidade	T <sub>(entrada)</sub> (°C)	T <sub>(saída)</sub> (°C)	Índice de custo (custo/kJ)	Entalpia ( <i>target</i> ) (kJ/s)
Água gelada	20	25	2,13E-07	9083,3
Fired Heat (1000)	1000	400	4,25E-06	1775

Fonte: Própria

A partir dos dados das correntes quentes, frias e de utilidades, o Aspen Energy Analyzer fornece o número mínimo de trocadores de calor necessários, bem como as temperaturas de *pinch* quente e fria. Para as correntes estudadas, o número mínimo de trocadores necessários é igual a 5, e as temperaturas de *pinch* quente e fria são

respectivamente 218,1°C e 198,1°C, respeitando o  $\Delta T_{\min}$  de 20°C. Além disso o programa tem a capacidade de gerar automaticamente designs de redes de trocadores de calor que se adequem aos dados previamente fornecidos.

Para o desenvolvimento da rede de trocadores de calor o AEA segue as regras de Linnhooff em seu algoritmo, no que diz respeito às zonas acima e abaixo do ponto *pinch*. (LIMA; COSTA; GAMA et.al, 2018)

Para a zona acima do ponto *pinch*:

- A troca térmica efetiva nessa região exige que o  $m \cdot C_p$  da corrente quente seja menor ou igual ao  $m \cdot C_p$  da corrente fria. Caso essa relação seja real, porém ultrapasse a linha de *pinch*, as correntes devem ser segmentadas, ou seja, divididas.
- O número de correntes frias deve ser maior ou igual ao número de correntes quentes

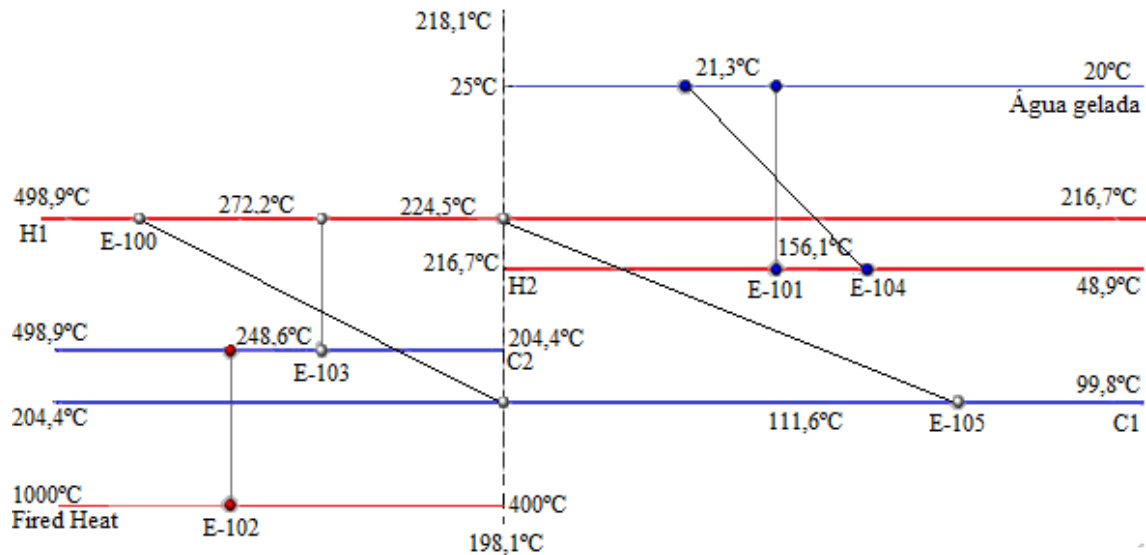
Para a zona abaixo do ponto *pinch*:

- A troca térmica efetiva nessa região exige que o  $m \cdot C_p$  da corrente quente seja maior ou igual ao  $m \cdot C_p$  da corrente fria. Caso necessário as correntes devem ser segmentadas de forma análoga à região acima do ponto *pinch*.
- O número de correntes quentes deve ser maior ou igual ao número de correntes frias.

Uma vez obtido com sucesso o design da rede de trocadores de calor é possível aplicar a ferramenta do AEA do *Retrofit* para otimizar a rede já existente. O *Retrofit* busca o equilíbrio entre a economia de energia e o investimento de capital, modificando a rede dos trocadores a fim de melhorar a eficiência energética. O AEA realiza seu algoritmo de cálculo com uma mudança por vez para que o engenheiro ainda possa ter a tomada de decisão sobre controle. O *Retrofit* permite ao usuário quatro métodos de otimização, sendo eles: modificando as utilidades dos trocadores de calor, resequenciando trocadores de calor, repetindo trocadores de calor ou adicionando trocadores de calor. (ASPEN TECHNOLOGY, 2008)

#### 4. RESULTADOS E DISCUSSÃO

A rede de trocadores fornecida pelo Aspen Energy Analyzer a partir dos dados das correntes quentes, frias e de utilidades contidos nas Tabelas 6 e 7 está representada na Figura 7.



**Figura 7: Rede de trocadores de calor**

Fonte: Facs Serviços Educacionais – Aspen Energy Analyzer (Licence Sever: 172.22.32.110)

O diagrama de grade de trocadores fornecido pelo AEA (Figura 7) expressa a troca de calor entre as correntes quentes e frias até que sua temperatura final desejada seja atingida.







A rede gerada possui 6 trocadores de calor, dispostos entre as 6 correntes (2 quentes, 2 frias e 2 utilidades). O trocador de cor vermelho indica que a corrente fria C2 está trocando calor com a utilidade quente *Fired Heat* (1000), de forma análoga o trocador de cor azul representa a troca térmica da corrente quente H2 com a utilidade fria (água gelada). A linha pontilhada que divide o diagrama representa a linha de *pinch*, com a temperatura quente no topo e a fria na base. Esta é a região limitante do processo, onde a troca de calor entre o  $\Delta T_{\min}$  se torna inviável, por ultrapassar o limite termodinâmico para a troca térmica. O fato de todas as linhas serem contínuas e não pontilhadas demonstra que todas as demandas energéticas foram fornecidas às correntes, atingindo as suas temperaturas desejadas.

A distribuição dos trocadores se inicia na zona acima do ponto de *pinch*, a fim de suprir as correntes com a menor demanda entálpica, que neste caso é a corrente H1, cuja entalpia corresponde a 15077,8 kJ/s (Tabela 6). Assim, a corrente H1 troca calor com a corrente C1 por meio do trocador E-100. Tal troca é válida acima do ponto de *pinch*, uma vez o  $m \cdot C_{p(\text{frio})} > m \cdot C_{p(\text{quente})}$ . O trocador de calor E-100 não é suficiente para atingir a diferença de temperatura necessária das correntes H1 (vide Tabela 6). Nesse sentido a corrente quente H1 é resfriada de 498,9°C para 272,2°C, enquanto a corrente fria C1 é aquecida de 111,6°C a 204,4°C atingindo assim sua temperatura final,

uma vez que a corrente C1 troca calor com a corrente H1 por meio de outro trocador (E-105) abaixo do ponto de *pinch*. Essa troca só foi possível devido a segmentação da corrente C1, devido a sua mudança de estado físico. Após a segmentação de C1 o  $m \cdot C_p$  da corrente passa a ser  $1,274E+05 \text{ kJ/}^\circ\text{C-h}$ , que é menor do que o  $m \cdot C_p$  da corrente quente H1, tornando possível a troca térmica das correntes C1 e H1 também abaixo do ponto *pinch*.

A troca de calor entre as demais correntes, incluindo as de utilidades seguem a mesma lógica apresentada para as correntes C1 e H1. Assim, a Tabela 8 apresenta a entalpia de todos os trocadores do diagrama de grade, bem como o índice de custo, a área de troca térmica e o número de cascos.







**Tabela 8: Dados dos trocadores de calor.**

Trocadores de Calor		Heat duty (kJ/s)	Índice de custo	Área (m <sup>2</sup> )	Cascos
E-100		12113,9	186300	714,2	2
E-102		14436,1	209200	831,6	2
E-104		18266,7	351400	1474	3
E-103		2548,6	351200	1473	3
E-101		6430,6	66920	206,6	1
E-105		415,8	24140	36,23	1

Fonte: Própria

A Tabela 9 por sua vez mostra a variação de temperatura das correntes do processo até atingirem sua temperatura final desejada.

**Tabela 9: Variação de temperatura das correntes do processo nos trocadores de calor.**

Trocadores de Calor		Correntes quentes	T <sub>(entrada quente)</sub> (°C)	T <sub>(saída quente)</sub> (°C)	Correntes frias	T <sub>(entrada frio)</sub> (°C)	T <sub>(saída frio)</sub> (°C)
E-100		H1	498,9	272,2	C1	111,6	204,4
E-102		Fired Heat	1000	400	C2	248,6	498,9
E-104		H2	156,1	48,9	Água gelada	21,3	25
E-103		H1	272,2	224,5	C2	204,4	248,6
E-101		H2	216,7	156,1	Água gelada	20	21,3
E-105		H1	224,5	216,7	C1	99,8	111,6

Fonte: Própria

Além dos dados entálpicos dos trocadores de calor separadamente, o AEA fornece a performance entálpica da rede como um todo, incluindo as correntes de utilidades, assim como o índice de custo da rede total, o qual é composto pela soma dos



custos de aquecimento, resfriamento, custos operacionais e de capital. Os dados da performance da rede estão representados nas Tabelas 10 e 11.

**Tabela 10: Índice de custo e performance entálpica de rede de trocadores de calor.**

	Índice de custo		Rede de trocadores de calor
Aquecimento (Custo/h)	220,9	Aquecimento (kJ/s)	14444,4
Resfriamento (Custo/h)	18,9	Resfriamento (kJ/s)	24694,4
Operação (Custo/h)	239,7	Nº de trocadores	6
Capital (Custo)	1189000	Nº de cascos	12
Custo total (Custo/h)	283,5	Área total (m <sup>2</sup> )	4736

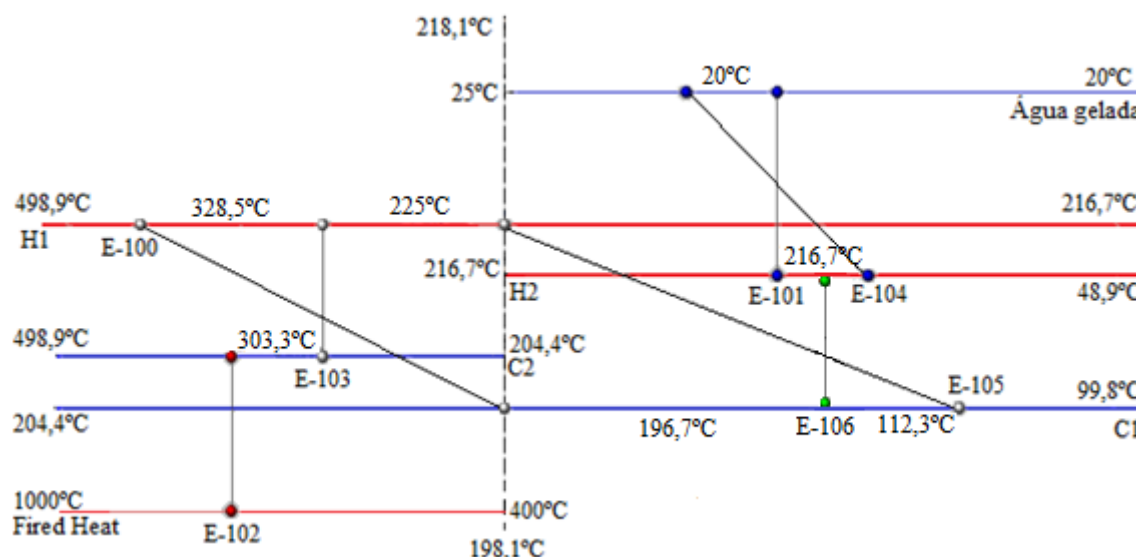
Fonte: Própria

**Tabela 11: Índice de custo e performance entálpica das utilidades.**

Utilidades	Índice de custo (Custo/h)	Heat duty(Kj/s)
Água gelada	18,9	24697,2
Fired Heat (1000)	220,9	14436,1

Fonte: Própria

Uma vez obtido todos estes dados energéticos e econômicos, é possível entrar no campo do *Retrofit* do Aspen Energy Analyzer e verificar se a otimização é possível. Como já mencionado anteriormente a ferramenta do *Retrofit* permite a possibilidade de quatro otimizações diferentes, sendo elas: modificação das utilidades dos trocadores de calor, resequenciar os trocadores de calor, repetir trocadores de calor ou adicionar trocadores de calor. Para as correntes analisadas no processo de produção do monocloreto de vinila a única opção viável de otimização foi a adição de trocadores. O resultado do *Retrofit* apontou a necessidade de se adicionar um novo trocador (E-106) na região abaixo da zona de *pinch*, representado pela cor verde de acordo com a Figura 8.



**Figura 8: Nova rede de trocadores de calor após o Retrofit.**

Facs Serviços Educacionais – Aspen Energy Analyzer (Licence Sever: 172.22.32.110)

A adição do trocador E-106 mantendo a mesma demanda energética do sistema provoca uma mudança em todos os parâmetros econômicos e entálpicos da rede anterior, tais mudanças são refletidas no valor do retorno do investimento (*payback*). O trocador E-106 fornece 2983,3 kJ/s de calor para aquecer a corrente C1 de 112,3°C para 196,7°C ao passo que resfria a corrente H2 de 216,7°C para 188,5°C.

De forma análoga à Tabela 9, a Tabela 12 mostra a variação das temperaturas das correntes do processo nos permutadores de calor após a adição do trocador E-106.

**Tabela 11: Variação das temperaturas das correntes do processo após o Retrofit.**

Trocadores de calor	Correntes quentes	T (entrada quente) (°C)	T (saída quente) (°C)	Correntes frias	T (entrada frio) (°C)	T (saída frio) (°C)
E-100	H1	498,9	328,5	C1	196,7	204,4
E-102	Fired Heat	1000	400	C2	300,3	498,9
E-104	H2	188,5	48,9	Água gelada	20	25
E-103	H1	328,5	225	C2	204,4	300,3
E-106	H2	216,7	188,5	C1	112,3	196,7
<b>E-101</b>	<b>H2</b>	<b>216,7</b>	<b>216,7</b>	<b>Água gelada</b>	<b>20</b>	<b>20</b>
E-105	H1	225	216,7	C1	99,8	112,3

Fonte: Própria

A partir da análise da Tabela 12 percebe-se que a adição do trocador E-106 inutilizou a troca de calor do trocador E-101, uma vez que as temperaturas de entrada e saída das correntes quentes e frias permaneceram as mesmas. Nesse sentido a otimização energética se concretiza, uma vez que a corrente quente H2 não troca mais

calor com uma utilidade externa (água gelada) e sim com uma corrente fria integrante ao processo (C1).

Os dados dos trocadores, incluindo o E-106 adicionado, e das utilidades, estão representados na Tabela 13, 14 e 15, a fim de comparar com os dados obtidos pós *Retrofit* com os da rede original de permutadores, para avaliar a otimização em termos econômicos e entálpicos.

**Tabela 12: Dados de *Heat duty* e custos da rede de trocadores de calor após o *Retrofit*.**

Trocadores de Calor	<i>Heat duty Retrofit</i> (kJ/s)	<i>Heat duty</i> original (kJ/s)	<i>Heat duty</i> adicionado (kJ/s)	Custo <i>Retrofit</i> (Custo)	Custo original (Custo)	Custo adicionado (Custo)
E-100	9102,8	12111,1	0	116900	186300	0
E-102	11452,8	14444,4	0	195200	209200	0
E-104	21708,3	18277,8	3444,4	391900	351400	40400
E-103	5533,3	2550,0	2972,2	752200	351200	401000
<b>E-106</b>	<b>2983,3</b>	-	<b>0</b>	<b>210000</b>	-	<b>210000</b>
E-101	5,0	6416,7	0	10160	66920	0
E-105	442,5	416,7	25,8	24870	24140	736

Fonte: Própria

**Tabela 13: Dados da área de troca térmica e número de cascos após o *Retrofit*.**

Trocadores de Calor	Área <i>Retrofit</i> (m²)	Área original (m²)	Área adicionada (m²)	Nº de cascos <i>Retrofit</i>	Nº de cascos original	Nº de cascos adicionados
E-100	454,3	714,2	0	1	2	0
E-102	759,1	831,6	0	2	2	0
E-104	1578	1474	103,7	4	3	1
E-103	2879	1473	1406,5	10	3	7
<b>E-106</b>	<b>836</b>	-	<b>835,8</b>	<b>2</b>	-	<b>2</b>
E-101	0,1339	206,6	0	1	1	0
E-105	38,6	36,23	2,4	1	1	0

Fonte: Própria

**Tabela 14: Dados de custo e *Heat duty* das utilidades após o *Retrofit*.**

Utilidades	Custo <i>Retrofit</i> (Custo/h)	Custo original (Custo/h)	Economia (Custo/h)	<i>Heat duty Retrofit</i> (kJ/s)	<i>Heat duty</i> original (kJ/s)	Redução entálpica
Água gelada	16,6	18,9	2,3	21722,2	24694,4	2972,2
Fired Heat	175,3	221,0	45,7	11444,4	14444,4	2972,2

Fonte: própria

A partir da análise da Tabela 13, percebe-se que os únicos trocadores que apresentaram um aumento entálpico em relação ao design original foram os trocadores E-104, E-103 e E-105, sendo esse aumento de 18,84%, 116,55% e 6,2% respectivamente. Além disso, o índice de custo dos trocadores E-100, E-102 e E-101

diminuiu em relação ao design original, no valor de 37,25%, 6,69% e 84,82% respectivamente, apesar disso, houve um aumento de 43% no custo de capital dos trocadores.

Já na Tabela 14 nota-se que os únicos trocadores que apresentaram um aumento de sua área de troca térmica, e consequentemente do número de cascos após o *Retrofit* foram os trocadores E-104, E-103 e E-105. Quanto a Tabela 15 conclui-se que a adição do trocador E-106 provocou a redução entálpica das utilidades do sistema e consequentemente seus custos, uma vez que o trocador E-101 perdeu sua função.

Levando em consideração a rede de trocadores de calor como um todo, considerando todos os sete permutadores de calor é possível concluir a partir da Tabela 16 que a otimização energética por meio da análise de *pinch*, com a ferramenta do Aspen Energy Analyzer foi bem-sucedida, uma vez que a taxa de retorno do investimento é de 1 ano e 6 meses, com uma economia operacional no consumo de utilidades externas de 47,9 unidades de custo por hora.

**Tabela 15: Dados econômicos e entálpicos da rede de trocadores de calor como um todo após o *Retrofit*.**

	Design <i>Retrofit</i>	Design original
Custo de aquecimento (Custo/h)	175,3	220,7
Carga térmica de aquecimento (kJ/s)	11444,4	14444,4
Custo de resfriamento (Custo/h)	16,6	18,9
Carga térmica de resfriamento (kJ/s)	21722,2	24694,4
Área (m <sup>2</sup> )	6550,0	4740,0
Área adicionada (m <sup>2</sup> )	2350,0	-
Nº de cascos	21	12
Nº de cascos adicionados	10	-
Custo referente à nova área total (Custo)	652000,0	-
Economia operacional (Custo/h)	47,9	-
Retorno (payback) (anos)	1 ano e 6 meses	-

Fonte: Própria

## 5. CONCLUSÕES

O presente artigo objetivou integrar e otimizar energeticamente a rede de trocadores de calor do processo de produção do monocloreto de vinila por meio da análise de *pinch*. A partir da simulação em Aspen Plus, os dados necessários das correntes as quais demandam aquecimento e resfriamento foram coletados, sendo possível desenvolver a rede de trocadores de calor correspondente no Aspen Energy Analyzer. Tal rede foi submetida à ferramenta do AEA de *Retrofit* (reprojeto) a fim de

integrar a rede de trocadores existente. Assim concluiu-se que a única forma viável de otimizar o processo foi por meio da adição de um trocador de calor (E-106).

A adição deste trocador por meio do *Retrofit* provocou um aumento de 43% no custo de capital dos trocadores de calor, entretanto houve uma economia operacional de utilidades externas de 47,9 unidades de custo por hora, assim como uma redução nos custos da carga térmica de aquecimento e resfriamento de 20,55% e 12,19% respectivamente. Nesse sentido a otimização por meio do *Retrofit* apresentou-se favorável uma vez que proporciona o retorno do investimento (*payback*) em aproximadamente 1 ano e 6 meses.

## 6. REFERÊNCIAS

ASPEN TECHNOLOGY (Usa). **Aspen Energy Analyzer: Tutorial Guide**. Burlington: AspenTech, 2008.

CANMETENERGY (Canada). **Pinch Analysis: For the Efficient Use: OF ENERGY, WATER & HYDROGEN**. Quebec, 2003.

DATTANI, Jemish; DEVANI, Darshan; SAHU, Omprakash. Cleaner Production of Vinyl Chloride Monomer (VCM). **International Journal Of Scientific & Engineering Research**. India, p. 1-5. maio 2013.

DEMIREL, Yasar. Thermodynamic Analysis of Separation Systems. **Separation Science And Technology**, Virginia, v. 39, n. 16, p.1-47, jul. 2004.

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

LIMA, A; COSTA, B; LIMA, G; GAMA, L; QUAGLIO, P; DIAS, V. **Integração Energética por Análise Pinch**. Salvador, 2018. Realização da Escola Piloto de Engenharia Química no Centro Universitário SENAI CIMATEC.

MASOUD, Rokni. **Introduction to Pinch Technology**. 2016. Disponível em: <[http://orbit.dtu.dk/files/123620478/Pinch\\_Tech\\_1.pdf](http://orbit.dtu.dk/files/123620478/Pinch_Tech_1.pdf)>. Acesso em: 10 nov. 2018.

OPTIMIZATION Application: Pinch Technology Analysis. In: OPTIMUM Design and Design Strategy. Usa: [desconhecida], [2001]. Cap. 9. p. 414-433.

RAFAEL, Jorge Miguel Barata Farinha. **Integração energética com a ajuda de simuladores:** Aplicação de Ferramentas de Simulação de Processos. 2011. 89 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Química, Isel, Lisboa, 2011.

ROSSANSE, Giovanni. **Modelling of an industrial plant for vinyl chloride production.** 2015. 97 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Química, Università Degli Studi di Padova, London, 2016.

THE CHEMSYSTEMS PROCESS EVALUATION/RESEARCH PLANNING (PERP). **Vinyl Chloride Monomer (VCM)/Ethylene Dichloride (EDC).** San Francisco, White Plains And London: Nexant, 2009.

YEN, Yen-chen; HSU, Lin Chaio; CHIOU, Chin-fwu. **Vinyl Chloride:** Supplement C. 5. ed. California: Sri International, 1982.

YOON, Sung-geun; LEE, Jeongseok; PARK, Sunwon. Heat integration analysis for an industrial ethylbenzene plant using pinch analysis. **Applied Thermal Engineering**, [s.l.], v. 27, n. 5-6, p.886-893, abr. 2007. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2006.09.001>.