



UNIVERSIDADE FEDERAL DE UBERLÂNDIA
FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA



ÁLVARO HENRIQUE VIEIRA PEREIRA

INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA EM PLANTA DE PRODUÇÃO DE DIMETIL ÉTER

UBERLÂNDIA

2024

ÁLVARO HENRIQUE VIEIRA PEREIRA

INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA EM PLANTA DE PRODUÇÃO DE DIMETIL ÉTER

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado à Faculdade de Engenharia Química (FEQUI) da Universidade Federal de Uberlândia como requisito parcial para obtenção do título de bacharel em Engenharia Química.

Área de concentração: Desenvolvimento de Processos

Orientador: Prof. Dr. Sérgio Mauro da Silva Neiro

UBERLÂNDIA

2024

ÁLVARO HENRIQUE VIEIRA PEREIRA

INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA EM PLANTA DE PRODUÇÃO DE DIMETIL ÉTER

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado à Faculdade de Engenharia Química (FEQUI) da Universidade Federal de Uberlândia como requisito parcial para obtenção do título de bacharel em Engenharia Química.

Área de concentração: Desenvolvimento de Processos

Uberlândia, 21 de Março de 2024

Banca Examinadora:

Prof. Dr. Sérgio Mauro da Silva Neiro – FEQUI/UFU

Prof. Dra. Sarah Arvelos Altino – FEQUI/UFU

Prof. Dr. Rubens Gedraite – FEQUI/UFU

AGRADECIMENTOS

Agradeço a minha família, minhas irmãs, Lorena e Géssika, e minha mãe, Nilda, pelo incansável suporte que me ofereceram ao longo de todos esses anos. A paciência e o amor infinito de vocês foram minha âncora nesta jornada.

Aos meus cunhados, Reginaldo e Ivanoé, que estiveram presentes.

A minha avó, Luzia, e ao meu primo, João Marcos, pelo apoio prestado.

Ao capítulo estudantil AICHe e todos os seus membros, o qual foi incrível fazer parte.

Aos amigos que encontrei pelo caminho, que tornaram minha caminhada agradável e me deram forças para concluí-la.

Ao professor e orientador Sérgio pela paciência e disponibilidade para me ajudar neste projeto.

Ao corpo docente da Faculdade de Engenharia de Química e aos demais servidores da Universidade Federal de Uberlândia, que tornaram essa caminhada possível.

RESUMO

Este trabalho apresenta a simulação de uma planta de produção de dimetil éter, um composto utilizado na indústria de propulsores de aerossol, e de uma integração energética, realizada na mesma planta. A simulação computacional permite a avaliação precisa dos processos industriais sem a necessidade de construir uma planta real. Utilizando o *software* AVEVA PRO/II Simulation, foi realizada a simulação completa da planta, com base em um modelo previamente conhecido. O principal objetivo deste trabalho foi de investigar oportunidades de melhoria na eficiência energética e no desempenho geral da planta por meio da integração energética, utilizando tecnologia *pinch*, uma técnica que permite substituir trocas térmicas do processo que utilizam utilidade por trocas térmicas entre as correntes do processo. Inicialmente, é apresentada toda a planta de produção criada no simulador, em seguida são apresentados os fundamentos teóricos relacionados aos métodos de integração energética em processos químicos, destacando a importância da redução do consumo de energia na indústria. Durante a simulação, foram identificadas todas as correntes de processo que requerem trocas de calor e detalhadas suas propriedades termofísicas. Com base nesses dados, uma rede de trocadores de calor foi projetada e implementada, visando minimizar o consumo de utilidades e, com isto, otimizar o custo energético do processo. Este trabalho inclui uma comparação entre o processo original e o processo após a integração energética, com foco na economia de utilidades e na redução de custos energéticos. Os resultados obtidos foram bastante satisfatórios e possibilitam uma economia de 4253,4188 kW por hora no processo, equivalente a 32,65% do custo de calor observado nos trocadores de calor do processo sem integração energética.

Palavras-chave: tecnologia *pinch*, AVEVA PRO/II Simulation, dimetil éter.

ABSTRACT

This academic work presents the simulation of a dimethyl ether production plant, a compound used in the aerosol propellant industry, and an energy integration within the same plant. Computational simulation allows for precise evaluation of industrial processes without the need to construct a physical plant. Using the AVEVA PRO/II Simulation software, a complete simulation of the plant was built, based on a previously known model. The main objective of this work was to investigate opportunities for improving energy efficiency and overall plant performance through energy integration, using pinch technology, a technique that allows for replacing heat exchanges using utilities with heat exchanges between process streams. Initially, the entire production plant created in the simulator is presented, followed by theoretical fundamentals related to energy integration methods in chemical processes, emphasizing the importance of reducing energy consumption in the industry. During the simulation, all process streams requiring heat exchanges were identified, and their thermophysical properties were detailed. Based on this data, a heat exchanger network was designed and implemented to minimize utility consumption and thereby optimize the energy cost of the process. This work includes a comparison between the original process and the process after energy integration, focusing on utility savings and reduction in energy costs. The results obtained were very satisfactory and enabled savings of 4253,4188 kW per hour in the process, which corresponds to 32,65% of the thermal costs observed in the process heat exchangers without energy integration.

Keywords: pinch technology, AVEVA PRO/II Simulation, dimethyl ether.

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO.....	8
2. DESCRIÇÃO DO PROCESSO	11
2.1 O Processo.....	11
2.2 Trocadores de calor.....	13
2.3 Bombas.....	14
2.4 Reator	15
2.5 Colunas de Destilação	15
2.6 Vasos	16
2.7 Outros	17
3. SIMULAÇÃO DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DE DIMETIL ÉTER	18
3.1 Bomba.....	22
3.2 Misturador	23
3.3 Trocador de Calor.....	24
3.4 Reator	25
3.5 Válvulas.....	27
3.5 Torres de Destilação	29
4. INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA.....	34
4.1 Passo 1: Estabelecendo o ΔT_{min} Global.....	41
4.2 Passo 2: Construindo o Diagrama de Intervalos	41
4.3 Passo 3: Criação do Diagrama em Cascata	43
4.4 Passo 4: Número Mínimo de Trocadores de Calor.....	45
4.5 Passo 5: Criação da Rede de Trocadores de Calor	47
5 CONCLUSÃO.....	53
6 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	54

1. INTRODUÇÃO

Nos processos químicos, diversas operações são requeridas para transformar a matéria bruta em produtos de interesse. A criação de uma planta de produção envolve a seleção de equipamentos e a conexão entre eles, para se criar um processo completo capaz de converter a matéria em produtos desejados. Para garantir o correto funcionamento desse processo, é essencial realizar análises de simulação para determinar as vazões, composições, temperaturas, pressões, bem como o consumo de matérias-primas e energia envolvidos. Além disso, aspectos relacionados à segurança, flexibilidade para operar em condições adversas, disponibilidade para operação contínua e outros fatores tangíveis e intangíveis também precisam ser considerados. Após a análise, o processo pode ser otimizado, desencadeando novas simulações, análises e otimizações (SMITH, 2005).

Desde a crise energética de 1970, tecnologias de economia energética têm atraído interesse global como uma maneira de reduzir o consumo de combustíveis fósseis, combater o aquecimento global e diminuir os custos dos processos (KEMP, 2007). Os processos químicos são criados para gerar lucro de forma sustentável, garantindo tanto a atividade industrial quanto a preservação do meio ambiente para as futuras gerações, utilizando matérias-primas e utilidades de maneira eficiente. Embora a rentabilidade econômica seja um critério essencial, a redução do consumo de energia é fundamental para tornar esses processos mais sustentáveis, considerando que a queima de combustíveis fósseis é uma das principais causas das emissões de gases de efeito estufa (KANSHA et al., 2012).

A primeira lei da termodinâmica afirma que a quantidade total de energia é constante no universo, ou seja, a energia não desaparece, apenas se transforma. Quando se trata de sistemas de troca térmica, isso implica que a quantidade de calor perdida por uma corrente será igual à quantidade de calor ganha por outra corrente, mantendo a conservação de energia. No entanto, a segunda lei da termodinâmica estabelece que processos que envolvem apenas a transferência de calor de uma fonte fria para uma fonte quente não ocorrem naturalmente. Assim, as trocas e integrações térmicas são sempre realizadas utilizando uma corrente quente para ceder calor e uma corrente fria para receber calor (SMITH et al., 2007).

Uma abordagem comumente utilizada em processos com trocadores de calor é o conceito do "ponto *pinch*", que representa o ponto onde as forças de transferência energética entre correntes são mínimas. A partir dessa informação, é possível desenvolver toda a rede de troca térmica do processo, identificando oportunidades para minimizar o consumo de utilidades e otimizar o uso dos trocadores de calor, resultando em redução de custos energéticos. Essa metodologia, baseada nos princípios termodinâmicos, é conhecida como tecnologia *pinch* (TURTON et al., 2012).

A tecnologia *pinch* é apenas uma das possibilidades de integração energética que podem ser aplicadas em um processo. Essa integração ocorre ao projetar a planta de produção de forma que correntes quentes, que de outra forma seriam resfriadas ou rejeitadas, troquem calor com correntes que necessitam de aquecimento, aproveitando assim a própria energia contida no sistema e reduzindo a quantidade de energia externa necessária (KANSHA et al., 2012).

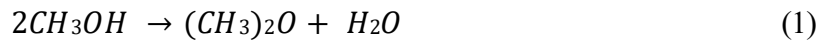
Na indústria, diferentes tipos de trocadores de calor são necessários, resultando em uma grande variedade de modelos desse equipamento. Embora o princípio da transferência de calor seja comum à maioria desses equipamentos, é essencial projetar novos trocadores de calor ou otimizar equipamentos existentes com base em análises do processo. Da mesma forma, a aplicação da tecnologia *pinch* em um processo em desenvolvimento ou já existente requer o projeto de uma nova rede de trocadores de calor ou a utilização eficiente dos equipamentos disponíveis. Projetos como esses só são possíveis quando se possui conhecimento completo das informações do processo em questão (FOUST, 1982).

Considerando a importância das integrações energéticas na indústria química, este trabalho teve como objetivo projetar uma rede de trocadores de calor para realizar integrações energéticas em uma planta de produção de dimetil éter. Além disso, por meio de simulação em um *software* de processos, pretende-se implementar a rede projetada na planta de produção para comparar o custo energético do processo antes e após a integração. Os objetivos específicos são:

- Apresentar os fundamentos teóricos sobre os métodos de integração energética em processos químicos.
- Realizar a simulação de toda a planta no *software* de processos, identificando todas as correntes de processo que precisam ceder ou receber calor, juntamente com suas propriedades termofísicas.

- Projetar uma rede de trocadores de calor utilizando a tecnologia *pinch*.
- Simular o processo original e o processo com a integração energética para comparar a economia de utilidades.

igual a $-11,770 \frac{kJ}{kmol}$ e ocorre através da desidratação catalítica de metanol sobre catalisador de zeólita ácida, o reator opera recheado de catalisador, em fase gasosa e em alta pressão, com conversão de 80% do metanol, o reator é adiabático, de forma que a corrente, agora com uma grande quantidade de dimetil éter, deixa o reator a 364 °C e 13,9 bar.



Este processo não possui outras reações relevantes em temperaturas inferiores a 400°C. A corrente que deixa o reator é resfriada em dois trocadores de calor até atingir 100 °C e então passa por uma válvula de estrangulamento, que reduz a pressão da corrente para 10,4 bar, preparando a corrente para entrar no sistema de separação, que opera a pressão menor que o sistema de reação. A corrente segue para a primeira coluna de destilação do processo, onde o dimetil éter, nosso produto de interesse, sai pela corrente do topo a 46 °C e 11,4 bar e é retirado do processo. A corrente que sai pela base da coluna possui uma mistura de metanol, água e uma pequena quantidade de dimetil éter. Essa corrente tem sua pressão diminuída até 7,4 bar por uma válvula e segue para a segunda coluna de destilação do processo, onde, pelo topo, obtém-se uma corrente rica em metanol que é utilizada como reciclo do processo e é misturada com a corrente de alimentação, ambas as correntes possuem a mesma pressão. Pela base da segunda coluna obtém-se uma corrente rica em água que é resfriada até 50 °C por um trocador de calor e então retirada do processo para evitar acúmulo.

Este processo possui 17 correntes, o sumário contendo suas propriedades e composições é apresentado na Figura 2. O sumário de correntes nos permite analisar as mudanças que ocorrem em cada equipamento durante o processo, comparando os valores das correntes antes e após o equipamento, para isso o sumário contém temperatura, pressão, fração de vapor, vazão e composição de cada corrente.

Figura 2 – Sumário de Correntes do Processo

Stream Number	1	2	3	4	5	6	7	8	
Temperature (°C)	25	25	45	154	250	364	278	100	
Pressure (bar)	1.0	15.5	15.2	15.1	14.7	13.9	13.8	13.4	
Vapor fraction	0.0	0.0	0.0	1.0	1.0	1.0	1.0	0.0798	
Mass flow (tonne/h)	8.37	8.37	10.49	10.49	10.49	10.49	10.49	10.49	
Mole flow (kmol/h)	262.2	262.2	328.3	328.3	328.3	328.3	328.3	328.3	
Component flowrates (kmol/h)									
Dimethyl ether	0.0	0.0	1.5	1.5	1.5	130.5	130.5	130.5	
Methanol	259.7	259.7	323.0	323.0	323.0	64.9	64.9	64.9	
Water	2.5	2.5	3.8	3.8	3.8	132.9	132.9	132.9	
Stream Number	9	10	11	12	13	14	15	16	17
Temperature (°C)	89	46	153	139	121	167	50	46	121
Pressure (bar)	10.4	11.4	10.5	7.4	15.5	7.6	1.2	11.4	7.3
Vapor fraction	0.148	0.0	0.0	0.04	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Mass flow (tonne/h)	10.49	5.97	4.52	4.52	2.13	2.39	2.39	2.17	3.62
Mole flow (kmol/h)	328.3	129.7	198.6	198.6	66.3	132.3	132.3	47.1	113.0
Component flowrates (kmol/h)									
Dimethyl ether	130.5	129.1	1.4	1.4	1.4	0.0	0.0	46.9	2.4
Methanol	64.9	0.6	64.3	64.3	63.6	0.7	0.7	0.2	108.4
Water	132.9	0.0	132.9	132.9	1.3	131.6	131.6	0.0	2.2

Fonte: Turton (2012).

2.2 Trocadores de calor

Trocadores de calor são equipamentos em que correntes quentes e frias ficam separadas por uma parede sólida, que permite trocas de calor entre ambas (INCROPERA, 2008). Neste processo utiliza-se oito trocadores de calor, incluindo 2 em cada torre de destilação. Estes equipamentos foram especificados por sua área de troca térmica, tipo do trocador de calor, material do qual é feito, forma como a troca térmica ocorre, calor trocado pelo equipamento e a pressão máxima suportada pelo mesmo, estes dados são apresentados na Figura 3.

Figura 3 – Especificações dos Trocadores de Calor do Processo

Heat Exchangers	
E-201 $A = 99.4 \text{ m}^2$ Floating head, carbon steel, shell-and-tube design Process stream in tubes $Q = 14,400 \text{ MJ/h}$ Maximum pressure rating of 15 bar	E-205 $A = 100.6 \text{ m}^2$ Fixed head, carbon steel, shell-and-tube design Process stream in shell $Q = 3140 \text{ MJ/h}$ Maximum pressure rating of 10 bar
E-202 $A = 171.0 \text{ m}^2$ Floating head, carbon steel, shell-and-tube design Process stream in tubes and shell $Q = 2030 \text{ MJ/h}$ Maximum pressure rating of 15 bar	E-206 $A = 83.0 \text{ m}^2$ Floating head, carbon steel, shell-and-tube design Process stream in shell $Q = 5790 \text{ MJ/h}$ Maximum pressure rating of 11 bar
E-203 $A = 101.8 \text{ m}^2$ Floating head, carbon steel, shell-and-tube design Process stream in shell $Q = 12,420 \text{ MJ/h}$ Maximum pressure rating of 14 bar	E-207 $A = 22.7 \text{ m}^2$ Floating head, carbon steel, shell-and-tube design Process stream in shell $Q = 5960 \text{ MJ/h}$ Maximum pressure rating of 7 bar
E-204 $A = 22.0 \text{ m}^2$ Floating head, carbon steel, shell-and-tube design Process stream in shell $Q = 2490 \text{ MJ/h}$ Maximum pressure rating of 11 bar	E-208 $A = 22.8 \text{ m}^2$ Floating head, carbon steel, shell-and-tube design Process stream in shell $Q = 1200 \text{ MJ/h}$ Maximum pressure rating of 8 bar

Fonte: Turton (2012).

2.3 Bombas

Bombas são equipamentos utilizados para mover e transferir líquidos de um recipiente para outro, sendo projetadas para lidar com as correntes de processo de forma eficiente, garantindo a integridade da corrente e podendo aumentar a pressão da mesma (LIMA, 2003). Este processo possui 3 bombas, cujas as especificações são apresentadas na Figura 4. Para especificar bombas utiliza-se como informação o tipo da bomba, material de fabricação, a potência e a eficiência, nas especificações também é possível observar a pressão de saída da corrente que passa pela bomba, que pode ser observada também no sumário de correntes.

Figura 4 – Especificações das Bombas Utilizadas no Processo

Pumps	
P-201 A/B Reciprocating/electric drive Carbon steel Power = 7.2 kW (actual) 60% efficient Pressure out = 15.5 bar	P-202 A/B Centrifugal/electric drive Carbon steel Power = 5.2 kW (actual) 40% efficient Pressure out = 16 bar
P-202 A/B Centrifugal/electric drive Carbon steel Power = 1.0 kW (actual) 40% efficient Pressure out = 11.4 bar	

Fonte: Turton (2012).

2.4 Reator

O Reator é o equipamento responsável por garantir as condições de processo para que a reação química ocorra devidamente, estes podem possuir leito catalítico, onde os catalisadores ali presentes facilitam a reação química (FOGLER, 2009). Este processo contém um único reator, com leito catalítico, que transforma uma porcentagem do reagente em produtos de acordo com a Equação 1. O reator foi especificado por matéria-prima, volume do leito catalítico, volume total do reator e a pressão máxima, estas especificações são apresentadas na Figura 5.

Figura 5 – Especificações do Reator Utilizado no Processo

Reactor R-201 Carbon steel Packed-bed section 7.2 m high filled with catalyst Diameter = 0.72 m Height = 10 m Maximum pressure rating of 14.7 bar

Fonte: Turton (2012).

2.5 Colunas de Destilação

Torres ou colunas de destilação são equipamentos de separação que utilizam das fases

líquido e vapor de uma mistura para criar produtos com composições desejáveis, estas colunas contam com vários tipos de estruturas, sendo comum colunas com vários pratos, nos quais vapor e líquido se movem entre vários tipos de mecanismos que fazem com que estas duas fases tenham o máximo de contato possível, possibilitando trocas entre as fases. O líquido cai nos pratos inferiores, enquanto o vapor sobe para os superiores, sendo que no fundo da coluna existe um refeedor parcial, que vaporiza parte do líquido e retorna o vapor criado novamente para a coluna, enquanto que no topo o processo reverso ocorre, onde um condensador transforma parte do vapor em líquido e o bombeia novamente para a coluna (PERRY, 2007). Nesse processo as duas torres foram especificadas utilizando o material, a quantidade de pratos contando com refeedor e condensador, o espaço entre os pratos, a altura e o diâmetro da torre e a pressão máxima, estas especificações são apresentadas na Figura 6.

Figura 6 – Especificações das Torres de Destilação Utilizadas no Processo

Towers	
T-201	T-202
Carbon steel	Carbon steel
22 SS sieve trays plus reboiler and condenser	26 SS sieve trays plus reboiler and condenser
24-in tray spacing	18-in tray spacing
Column height = 15.8 m	Column height = 14.9 m
Diameter = 0.79 m	Diameter = 0.87 m
Maximum pressure rating of 10.6 bar	Maximum pressure rating of 7.3 bar

Fonte: Turton (2012).

2.6 Vasos

Vasos são parte do processo que servem armazenar, processar e acumular gases e líquidos. Neste processo utiliza-se três vasos, que são especificados por sua posição horizontal ou vertical, matéria-prima, comprimento, diâmetro e pressão máxima, estas especificações são apresentadas na Figura 7.

Figura 7 – Especificações dos Vasos Presentes no Processo

Vessels	
V-201	V-203
Horizontal	Horizontal
Carbon steel	Carbon steel
Length = 3.42 m	Length = 2.53 m
Diameter = 1.14 m	Diameter = 0.85 m
Maximum pressure rating of 1.1 bar	Maximum pressure rating of 7.3 bar
V-202	
Horizontal	
Carbon steel	
Length = 2.89 m	
Diameter = 0.98 m	
Maximum pressure rating of 10.3 bar	

Fonte: Turton (2012).

2.7 Outros

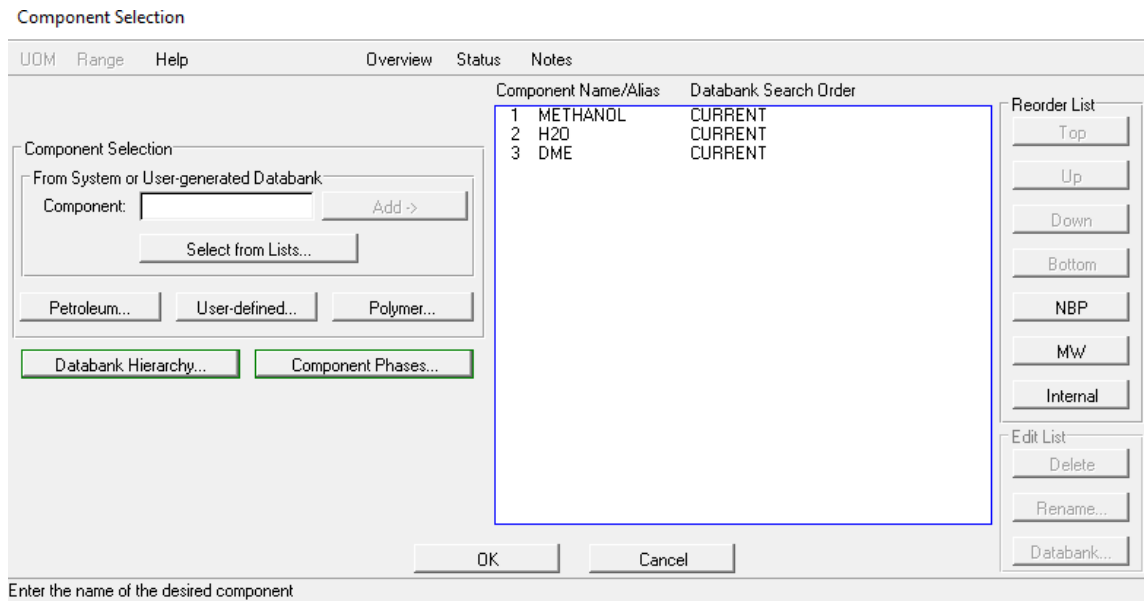
Neste processo observa-se a presença de um conector de correntes e 9 válvulas, o conector é utilizado para combinar as correntes de reciclo e alimentação e não foi especificado, sendo considerado como apenas uma ligação entre as correntes, as válvulas também não foram especificadas, mas foram utilizadas para diminuir a pressão em correntes, conforme observado no sumário de correntes apresentado na Figura 2, ou para controle de vazão.

3. SIMULAÇÃO DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DE DIMETIL ÉTER

Para a criação da simulação foram feitas algumas adaptações para simplificar o processo e obter resultados mais precisos. Para comparar um processo sem nenhum tipo de integração energética com um processo integrado, o trocador de calor E-202, que permitia troca de calor entre duas correntes no processo original, foi substituído por dois trocadores de calor que utilizam utilidade para realizar a troca térmica, sendo colocado um trocador em cada corrente que fazia parte do substituído. A parte inicial do processo, onde se tem o vaso V-201 foi retirada. A primeira torre do processo que antes possuía uma pequena quantidade de DME no seu produto de base foi modificada para que todo o DME alimentado seja removido do processo como produto de topo, essa configuração se mostrou mais fácil de convergir e seria a escolha em um projeto real, onde se tenta obter o máximo de DME. Contudo manteve-se a concentração de DME nesta corrente em 99,5%, que é o valor alcançado pelo projeto original. A escolha de retirar todo o DME faz com que as trocas térmicas posteriores ao reator sejam simplificadas, visto que a corrente possui apenas 2 componentes sem o DME presente na corrente de reciclo.

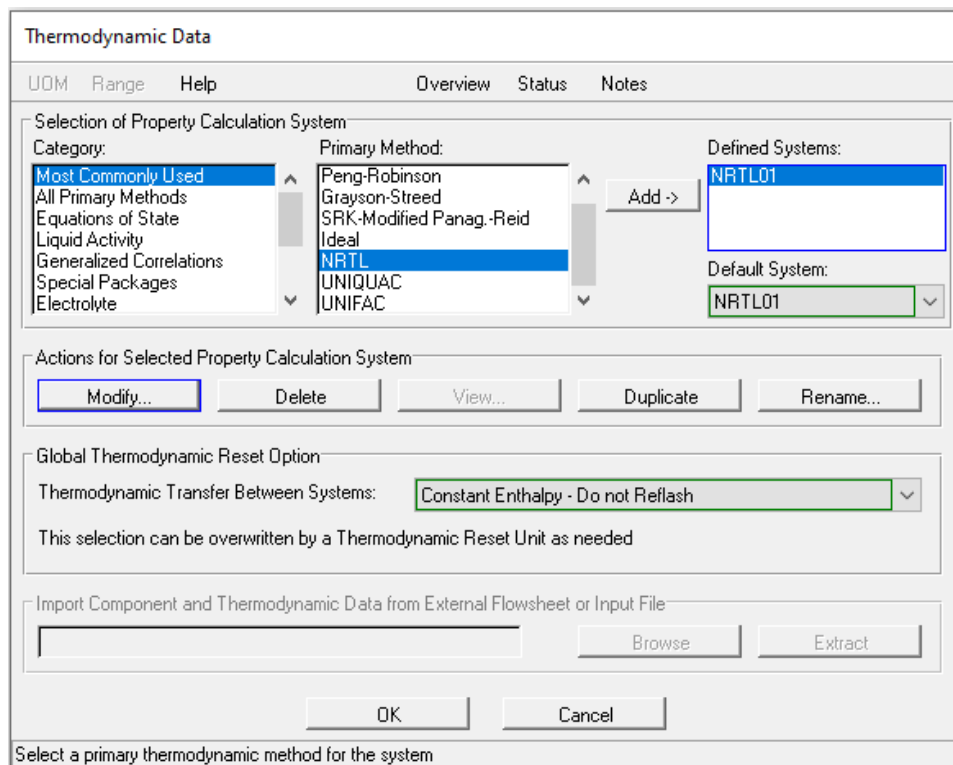
Para iniciar a simulação, adicionou-se na opção Seleção de Componentes, os componentes presentes no processo, que são CH_3OH , $(\text{CH}_3)_2\text{O}$ e H_2O . Esta tarefa é apresentada na Figura 8. Para simular a mistura dos componentes nas fases vapor e líquido escolheu-se o modelo termodinâmico NRTL para o equilíbrio vapor e líquido e Peng-Robinson para os cálculos de fase gasosa do processo. As configurações são apresentadas na Figuras 9 e 10 e o restante das configurações de cálculo não foram modificadas. Os quadros em verde representam as configurações padrões do simulador, enquanto que os azuis representam configurações entradas pelo próprio usuário. Equipamentos azuis simbolizam que os cálculos do mesmo convergiram. A escolha desta configuração foi feita considerando as condições de processo e também que DME e água formam uma mistura com 2 fases líquidas em certas concentrações de DME, com 7% ou mais de álcool, essa mistura se torna completamente solúvel, formando um comportamento não ideal.

Figura 8 – Seleção de Componentes no Simulador



Fonte: O autor.

Figura 9 – Escolha do Pacote Termodinâmico



Fonte: O autor.

Figura 10 – Métodos de Cálculo para o Modelo

Thermodynamic Data - Modification

UOM Range Help Overview

Modifying thermodynamic system NRTL01

Property:	Current Method:	Property-specific Data:
K-value (VLE)	NRTL	Enter Data...
K-value (LLE)	None	Enter Data...
K-value (SLE)	None	Enter Data...
Liquid Enthalpy	Library	Enter Data...
Vapor Enthalpy	Peng-Robinson	Enter Data...
Liquid Density	Library	Enter Data...
Vapor Density	Peng-Robinson	Enter Data...
Vapor Fugacity (Phi)	Peng-Robinson	Enter Data...
Liquid Entropy	None	Enter Data...
Vapor Entropy	Peng-Robinson	Enter Data...

Transport Properties... Refinery Inspection Properties...

Water Options... User-defined Properties...

OK to PFD OK Cancel Cancel to PFD

Exit the window after saving all data

Fonte: O autor.

Em seguida, configurou-se a reação no simulador, conforme a Equação 1. Para simplificar a simulação optou-se por utilizar um reator de conversão, um tipo de reator que faz com que uma reação converta uma quantidade definida dos reagentes ao invés de utilizar a cinética da reação para determinar a quantidade de produtos. Dessa forma, foi necessário configurar apenas a expressão da reação. As demais configurações foram feitas diretamente no reator.

A corrente de alimentação do processo foi criada idêntica a do processo original, apesar de retirar o loop da entrada. Manteve-se a bomba que pressuriza a corrente. A corrente de alimentação possui as seguintes informações: pressão de 1 bar, temperatura de 25° C, vazão de 262,2 kmol/h, com fração molar de 0,99 de CH_3OH e 0,01 de H_2O . Para simular o processo foram necessárias 14 correntes. Estas são apresentadas nas Figuras 11 e 12. As

correntes foram abreviadas pela letra S. Os demais equipamentos do processo foram abreviados pela inicial de seus respectivos nomes em inglês seguidos de -2 e seu número, sendo – um traço para separar a abreviação do número e 2 representando a área de processo 200, como a da planta original.

Figura 11 – Sumário de Correntes da Simulação – Parte 1

Stream Name		S1	S2	S3	S4	S5	S6	S7
Stream Description								
Phase		Liquid	Liquid	Liquid	Vapor	Vapor	Mixed	Mixed
Temperature	C	25,000	26,201	56,018	250,000	364,000	100,000	94,939
Pressure	BAR	1,000	15,500	15,200	15,200	13,900	13,500	10,400
Flowrate	KG-MOL/HR	262,200	262,200	328,044	328,044	328,044	328,044	328,044
Composition								
METHANOL		0,990	0,990	0,984	0,984	0,197	0,197	0,197
H2O		0,010	0,010	0,016	0,016	0,410	0,410	0,410
DME		0,000	0,000	0,000	0,000	0,394	0,394	0,394

Fonte: O autor.

Figura 12 – Sumário de Correntes da Simulação – Parte 2

Stream Name		S8	S9	S10	S11	S12	S13	S14
Stream Description								
Phase		Liquid	Liquid	Mixed	Liquid	Liquid	Mixed	Liquid
Temperature	C	49,906	152,724	140,237	155,233	165,504	104,194	50,000
Pressure	BAR	11,400	10,300	7,400	15,500	7,300	1,200	1,200
Flowrate	KG-MOL/HR	129,787	198,257	198,257	65,841	132,416	132,416	132,416
Composition								
METHANOL		0,005	0,322	0,322	0,959	0,006	0,006	0,006
H2O		0,000	0,678	0,678	0,041	0,994	0,994	0,994
DME		0,995	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000

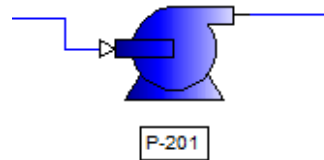
Fonte: O autor.

Finalizada toda a configuração inicial do simulador foram colocados todos os equipamentos e correntes do processo. A seguir, são apresentados todos os equipamentos utilizados na simulação, bem como suas configurações, características e detalhes necessários.

3.1 Bomba

A planta de produção conta com três bombas, sendo que duas delas fazem parte das torres de destilação. A primeira bomba foi utilizada para aumentar a pressão da corrente de alimentação de 1 bar para 15,5 bar, a segunda aumenta a pressão da corrente de produto de topo da torre de destilação 1 de 10,3 bar para 11,4 bar. A terceira bomba atua no produto de topo da torre de destilação 2, aumentando a pressão de 7,3 bar para 15,5 bar. As bombas foram abreviadas pela letra P. A P-201 é apresentada na Figura 13. As bombas que fazem partes de condensadores não podem ser visualizadas no simulador. A Figura 14 apresenta a configuração da bomba P-201. As demais bombas possuem configurações similares, alterando somente a pressão de saída. A eficiência não foi modificada, adotando a configuração padrão do padrão do simulador.

Figura 13 – Bomba P-201



Fonte: O autor.

Figura 14 – Configuração de Bomba P-201

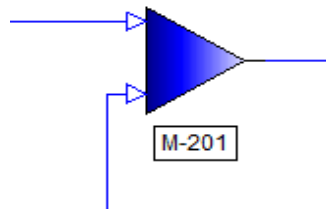
Pump						
UOM	Define	Range	Help	Overview	Status	Notes
Unit:	P-201	Description:				
Product Stream:	S2	Thermodynamic System:	Default (NRTL01) ▾			
Performance Curves		<input type="text" value="No Curves"/> ▾ <input type="button" value="Enter Curve..."/>				
Performance Specification		<input checked="" type="radio"/> Outlet Pressure: <input type="text" value="15.5"/> bar <input type="radio"/> Pressure Rise: <input type="text" value="0"/> bar <input type="radio"/> Pressure Ratio: <input type="text" value=""/> <input type="radio"/> Head: <input type="text" value=""/> m				
		Pump Efficiency: <input type="text" value=""/> Percent Mechanical Efficiency: <input type="text" value=""/> Percent				

Fonte: O autor.

3.2 Misturador

O processo simulado apresenta um misturador, que serve para juntar duas ou mais correntes do processo em apenas uma. O misturador foi utilizado para unir a corrente 11, advinda de um reciclo feito no fim do processo, à corrente principal do processo. Os misturadores foram abreviados como M nesta simulação, a Figura 15 apresenta o misturador utilizado.

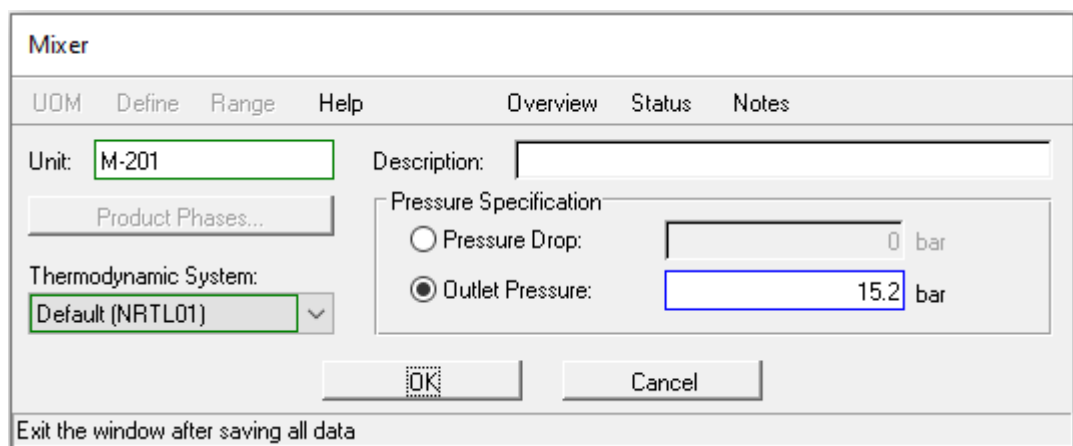
Figura 15 – Misturador M-201



Fonte: O autor.

Utilizou-se a especificação de pressão de saída do misturador para diminuir a pressão da corrente de saída para 15,2 bar, conforme feito no processo original.

Figura 16 – Configurações Misturador



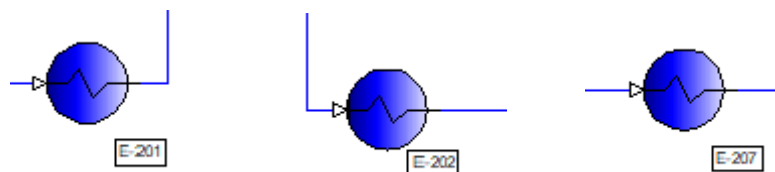
Mixer						
UOM	Define	Range	Help	Overview	Status	Notes
Unit:	M-201	Description:				
Product Phases...		Pressure Specification				
Thermodynamic System:		<input type="radio"/> Pressure Drop: 0 bar				
Default (NRTL01)		<input checked="" type="radio"/> Outlet Pressure: 15.2 bar				
OK		Cancel				
Exit the window after saving all data						

Fonte: O autor.

3.3 Trocador de Calor

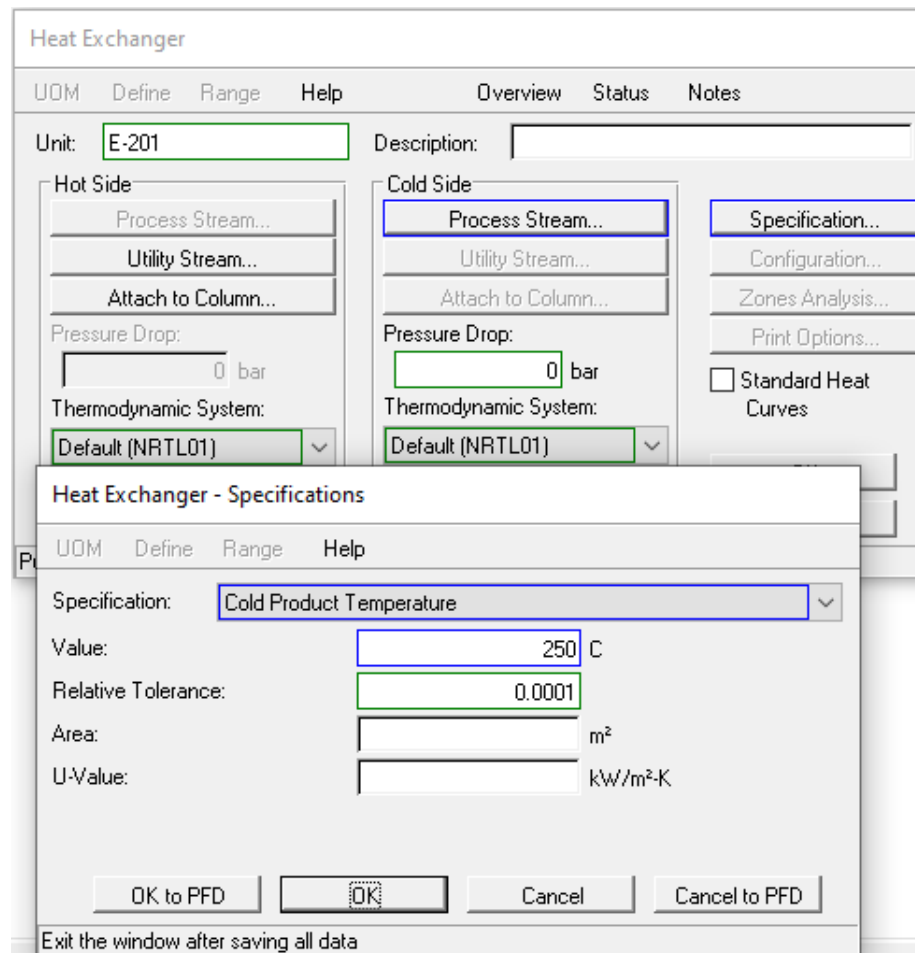
Nesta simulação existem sete trocadores de calor, sendo que o trocador de calor da planta original que trocava calor entre duas correntes foi separado em dois trocadores, um para cada corrente. Além disso cada torre de destilação possui 2 trocadores de calor, um que funciona como um refulvedor e outro que funciona como condensador. Todos estes trocadores utilizam apenas utilidades, ou seja, utilizam água fria para resfriar correntes e vapor de água de pressão média para aquecer as mesmas, sem trocar calor entre correntes do processo. Foram utilizados trocadores de calor de configuração simples colocando-se nas configurações apenas a temperatura de saída da corrente de processo. Os trocadores de calor foram abreviados de E. Na Figura 17 são apresentados os trocadores de calor deste processo, com exceção dos conectados as torres de destilação. Na Figura 18 são apresentadas as especificações de E-201, que é similar as configurações dos demais, mudando apenas a temperatura. O lado frio do trocador de calor se refere a uma utilidade fria ou corrente que irá receber calor e o lado quente a uma utilidade quente ou corrente que irá ceder calor. Esta configuração foi utilizada de acordo com a corrente que passa pelo trocador de calor. Admitiu-se queda pressão zero nos trocadores de calor, sendo esta a configuração padrão do simulador.

Figura 17 – Trocadores de Calor do Processo



Fonte: O autor.

Figura 18 – Configuração E-201



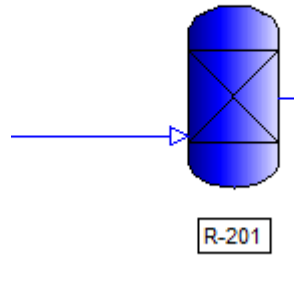
Fonte: O autor.

3.4 Reator

Esta simulação possui um único reator, abreviado por R-201, que é apresentado na Figura 19. O reator é um equipamento utilizado para criar as condições necessárias para que uma ou várias reações químicas ocorram. Neste processo a reação ocorre em alta pressão, é exotérmica e necessita de catalisadores. A fim de simplificar a simulação, o reator utilizado foi um reator de conversão, um tipo de reator simples que opera através das condições de processo, do fornecimento da reação química e da porcentagem de conversão de reagentes em produtos desejada. No processo original a conversão de metanol em dimetil éter e água foi de 80%, ou seja, 80% do metanol alimentado ao reator é convertido em produtos. A reação apresentada anteriormente na Equação 1 foi implementada no simulador utilizando os componentes, que haviam sido implementados anteriormente. O método de cálculo padrão do simulador é Power

Law. O método não faz diferença para reator de conversão pois ele sempre irá converter 80%. A configuração é apresentada na Figura 20.

Figura 19 - Reator



Fonte: O autor.

Figura 20 – Configuração de Reação do Processo

Reaction Data - Reaction Definitions

UOM Range Help

Reaction Set: R1

Description:

Kinetic Rate Calculation

Calculation Method: Power Law

Procedure Name:

Data Entry Legend

Heat of Reaction - H...

Equilibrium Data - E...

Kinetic Data - K...

Cut	Name	Definition	H...	E...	K...
Insert	1 R1	2.00 CH4O = H2O + C2H6O	H...	E...	K...
Reset	2	Reactants = Products	H...	E...	K...
	3	Reactants = Products	H...	E...	K...

Fonte: O autor.

Dentro das configurações do reator configurou-se apenas a temperatura e pressão de saída e a porcentagem de metanol a ser convertida, todas estas configurações conforme o processo original. A Figura 21 apresenta o menu de configurações do reator, onde é possível observar a configuração de calor, a reação a ser utilizada(R1) e o modelo, a parte inferior da figura apresenta a conversão de 80% do metanol.

Figura 21 – Menu de Configurações do Reator.

Conversion Reactor

UOM Define Range Help Overview Status Notes

Unit: R-201 Description:

Reactor Type: Conversion

Reaction Set Name: R1

Thermal Specification

Temperature Rise: 0 C

Fixed Temperature: 0 C

Fixed Duty: 0 kW

Unit Reaction Definitions... Reactor Data...

Extent of Reaction... Pressure...

Conversion Reactor - Extent of Reaction

UOM Define Range Help

Conversion = A + B*T + C*T²

Reorder Reactions...

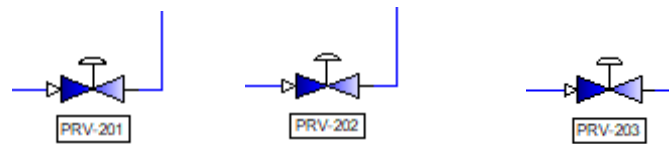
Reaction Name	Base Component	A	B	C	Temp Unit
R1	METHANOL	0.8	0	0	C

Fonte: O autor.

3.5 Válvulas

Válvulas são equipamentos utilizados para controlar a vazão de correntes de processo. Foram utilizadas 3 válvulas neste processo, todas utilizadas para reduzir a pressão da correntes. As correntes de entrada de cada torre de destilação passam por uma válvula para reduzir a pressão. Na primeira torre a pressão de alimentação é 10,4 bar e na segunda torre 7,4 bar. A terceira válvula do processo é utilizada na corrente de produto de fundo da segunda coluna de destilação, que é retirada do processo. Nesta simulação o equipamento foi nomeado pela abreviação PRV. Na Figura 22 são mostrados os equipamentos citados.

Figura 22 – Válvulas do Processo



Fonte: O autor.

Na configuração destes equipamentos selecionou-se escolher a pressão de saída, conforme é apresentado na Figura 23.

Figura 23 – Configuração de Válvula.

Valve

UOM Define Range Help Overview Status Notes

Unit: PRV-201 Description:

Product Phases...

Thermodynamic System:
Default (NRTL01)

Operating Parameter

Pressure Drop: [] bar

Outlet Pressure: 10.4 bar

Valve Cv: []

Position: [] Percent

Pressure Ratio Factor: (Incompressible fluids) [] 0.7

Pressure Ratio Factor: (Compressible fluids) [] 0.7

Valve Characteristics: Linear

OK Cancel

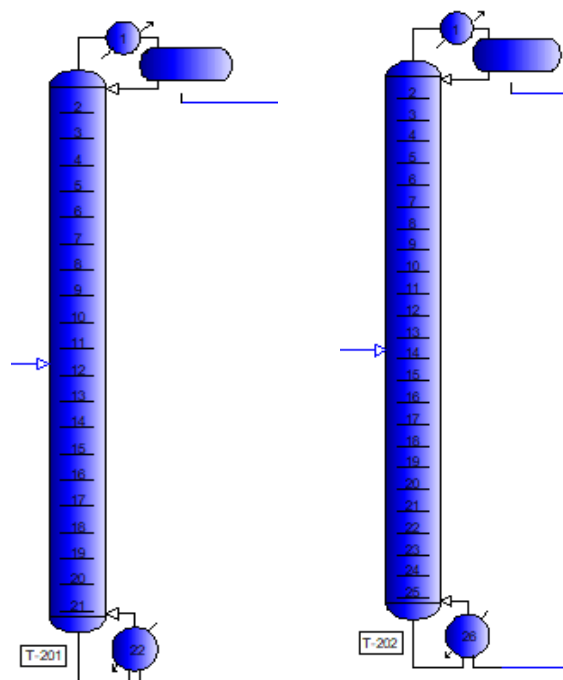
Exit the window after saving all data

Fonte: O autor.

3.5 Torres de Destilação

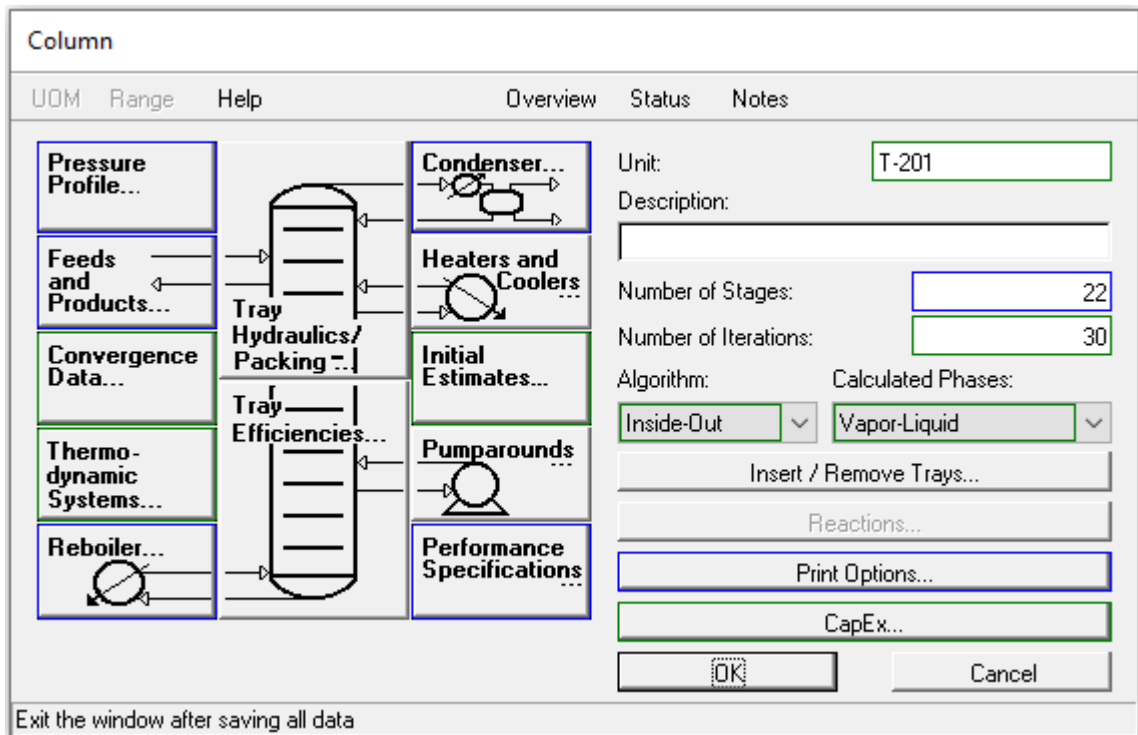
Esta simulação possui duas colunas de destilação, nomeadas T-201 e T-202. As colunas foram utilizadas de maneira a tentar deixar seus produtos bastante similares aos da planta original, de forma que as composições e pressão de saída foram fixadas e os valores de uso de utilidade nos refeedores e condensadores foram calculados pelo próprio simulador. As composições são especificadas para fechar os graus de liberdade da coluna. A única configuração alterada para ser diferente da planta original foi que, por motivos previamente explicados, separou-se totalmente o dimetil éter na primeira torre, mantendo-se a concentração de dimetil éter igual a 99,5% na corrente de produto. Na Figura 24 são apresentadas as duas torres do processo. Na Figura 25 é apresentado o menu de configurações da T-201, onde se configurou o número de pratos.

Figura 24 – Torres de Destilação T-201 e T-202



Fonte: O autor.

Figura 25 – Configuração T-201



Fonte: O autor.

O algoritmo de cálculo das torres de destilação utilizado foi o Inside-Out, padrão do simulador, utilizado para calcular as fases vapor-líquido do processo. A configuração padrão para cálculos do simulador é de 40 iterações e o número de pratos de cada torre foi inserido de acordo com o processo original, sendo 22 para T-201 e 26 para T-202 contando com os refeedores e condensadores. Na Figura 25 é possível ver as configurações possíveis para colunas de destilação no simulador. De forma a manter o processo simplificado, foi configurado apenas as opções de perfil de pressão, onde se configurou a pressão de saída do condensador da coluna, que é um condensador total, a alimentação e uma estimativa de produtos, que é uma configuração obrigatória. Nos condensadores foi configurado apenas o tipo de condensador, no caso condensador de temperatura de bolha, e a pressão final. O menu de configurações é apresentado na Figura 26. A necessidade energética do trocador de calor junto com as demais variáveis foi calculada pelo simulador. A torre T-202 possui as mesmas configurações, diferindo apenas na pressão.

Figura 26 – Configurações do Condensador T-201

Column - Condenser

UOM Define Range Help Overview

Column with Condenser

Condenser Type

Partial

Bubble Temperature

Subcooled, Fixed Temperature

Subcooled, Fixed Temperature Drop

Condenser Data

Pressure: 11.4 bar

Temperature Estimate: C

Fixed Temperature: C

Degrees Subcooled: 0 C

Duty: kW

Subcooled Reflux Only

Fixed Temperature

Fixed Temperature Drop

OK Cancel

OK to PFD Cancel to PFD

Exit the window after saving all data

Fonte: O autor.

A Figura 27 apresenta as especificações feitas na primeira coluna do processo. É possível observar que foi configurado para que o produto de topo possua 99,5% de pureza de DME e que a corrente de fundo não possua DME, estes cálculos são feitos dando liberdade para o simulador alterar a quantidade de calor necessária para o condensador e refeedor, cada especificações gera uma variável de cálculo.

Figura 27 – Especificações da Coluna T-201

Add Specifications and Variables

Specifications:

		Active:
Cut	1 COLSPEC1 - Stream S9 Composition of component DME on a Wet basis in Mole fraction = 0 within the default tolerance	<input checked="" type="checkbox"/>
Insert		
Reset	2 COLSPEC2 - Stream S8 Composition of component DME on a Wet basis in Mole fraction = 0.995 within the default tolerance	<input checked="" type="checkbox"/>

Variables:

		Active:
Cut	1 COLVARY1 - Column T-201 Duty of Heater CONDENSER	<input checked="" type="checkbox"/>
Insert	2 COLVARY2 - Column T-201 Duty of Heater REBOILER	<input checked="" type="checkbox"/>
Reset		

The number of active specifications, 2 equals the number of Variables, 2

Fonte: O autor.

A Figura 28 apresenta as especificações da segunda coluna do processo. Estas foram feitas seguindo as composições dos componentes principais de cada corrente.

Figura 28 – Especificações da Coluna T-202

Specifications:			Active:
Cut	1	COL2SPEC1 - Stream S11 Composition of component METHANOL on a Wet basis in Mole fraction = 0.959 within the default tolerance	<input checked="" type="checkbox"/>
Insert			
Reset	2	COL2SPEC2 - Stream S12 Composition of component H2O on a Wet basis in Mole fraction = 0.994 within the default tolerance	<input checked="" type="checkbox"/>

Variables:			Active:
Cut	1	COLVARY1 - Column T-202 Duty of Heater CONDENSER	<input checked="" type="checkbox"/>
Insert	2	COLVARY2 - Column T-202 Duty of Heater REBOILER	<input checked="" type="checkbox"/>
Reset			

The number of active specifications, 2 equals the number of Variables, 2

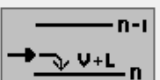
Fonte: O autor.


Na Figura 29, é apresentado o menu de alimentação e produtos da coluna. O menu de alimentação e produtos nas colunas serve para colocar em qual prato a alimentação é feita e a estimativa de vazão de cada produto (configuração obrigatória), além de poder definir detalhes da alimentação. As colunas foram configuradas de acordo com os valores do processo original, sendo que os valores encontrados nesta simulação foram bastante similares aos esperados, mesmo com as mudanças feitas no processo.

Figura 29 – Configurações de Alimentação e Produtos

Feed	Tray	Feed Flash
S7	12	On Tray

Feed Flash Default Convention

Vapor and liquid to be on the feed tray. 

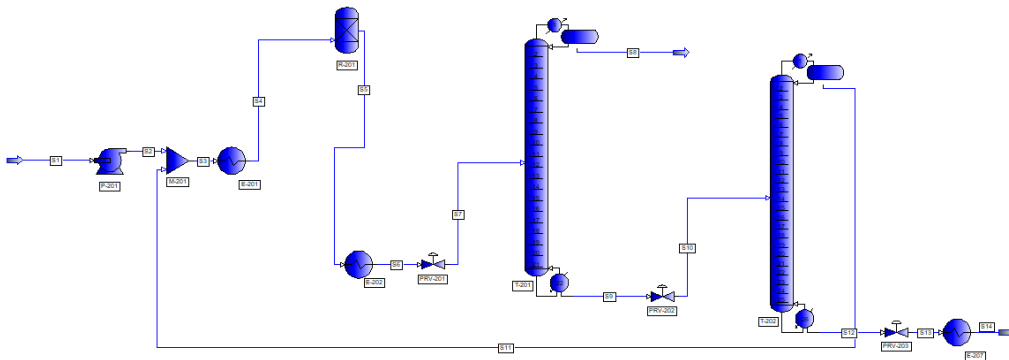
Flash the feed adiabatically, vapor onto the tray above and liquid onto the feed tray. 

Product	Type of Product	Phase	Tray	Rate
S8	Overhead	Liquid	1	129.7 kg-mol/hr
S9	Bottoms	Liquid	22	198.6 kg-mol/hr

Fonte: O autor.

Por fim, com todos os equipamentos colocados e configurados, a planta simulada é finalizada. A simulação construída será utilizada e adaptada para realizar a integração energética a seguir. A planta criada é apresentada na Figura 30, com todos os equipamentos e correntes convergidos.

Figura 30 – Planta Simulada



Fonte: O autor.

A Tabela 1 apresenta o sumário de trocadores de calor do processo simulado, contendo as temperaturas de entrada e saída das correntes e os consumos de calor em Quilowatts (kW) para realizar a troca térmica. Para garantir a exatidão nos dados, foi realizada uma simulação extra sem mudança de pressão nos condensadores das torres de destilação, pois o simulador realiza a mudança de temperatura e pressão ao mesmo tempo no condensador. É importante ressaltar que a pressão no prato de topo das colunas foi mantida conforme o processo original, apenas retirou-se a bomba do condensador para coletar os dados. Após coletados os dados, a mudança de pressão foi reconfigurada.

Tabela 1 – Sumário dos Trocadores de Calor

Trocador de Calor	Temperatura Inicial (°C)	Temperatura Final (°C)	Calor Necessário (kW)
E-201	56,18	250	4180,5886
E-202	364	100	3408,9685
E-203	104,194	50	325,2510
Refeedor T-201	150,1	152,7	677,3575
Condensador T-201	46,8	45,8	1458,5182
Refeedor T-202	162,8	165,5	1473,2822
Condensador T-202	125,9	125,5	1491,1568

Fonte: O autor.

4. INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA

Ao efetuar a integração energética, recorreu-se aos dados disponibilizados pelo simulador das correntes que atravessam os trocadores de calor no processo. O *software* AVEVA PRO/II Simulation fornece valores de vazão, temperaturas e o calor específico (C_p) de cada corrente. É necessário destacar que os valores de C_p variam com mudança de temperatura e pressão.

Os componentes deste processo exibem comportamento não ideal e o processo de mudança de fase da mistura de DME, água e metanol precisa ser analisado. O processo possui mudanças de fase ocorrendo internamente nos trocadores de calor, criando áreas de temperatura nas quais a quantidade de calor exigida para alterar a temperatura de uma corrente em 1°C pode exceder em até 20 vezes o valor observado no restante do processo.

Para cada trocador de calor no processo, utilizou-se a Equação 2 para determinar o valor de $\dot{m}C_p$ para cada corrente, utilizando o calor de cada trocador de calor e a mudança de temperatura. Para os trocadores de calor nos quais ocorre mudança de fase, a equação 2 foi utilizada para determinar o valor fictício de $\dot{m}C_p$, que será utilizado na metodologia de integração energética.

$$Q_i = \dot{m}_i C_{p_i} \Delta T_i \quad (2)$$

onde:

Q_i = fluxo de calor para a corrente i , em KW;

\dot{m}_i = vazão mássica da corrente i , em kg/hr;

C_{p_i} = calor específica da corrente i , em KWhr/kg°C;

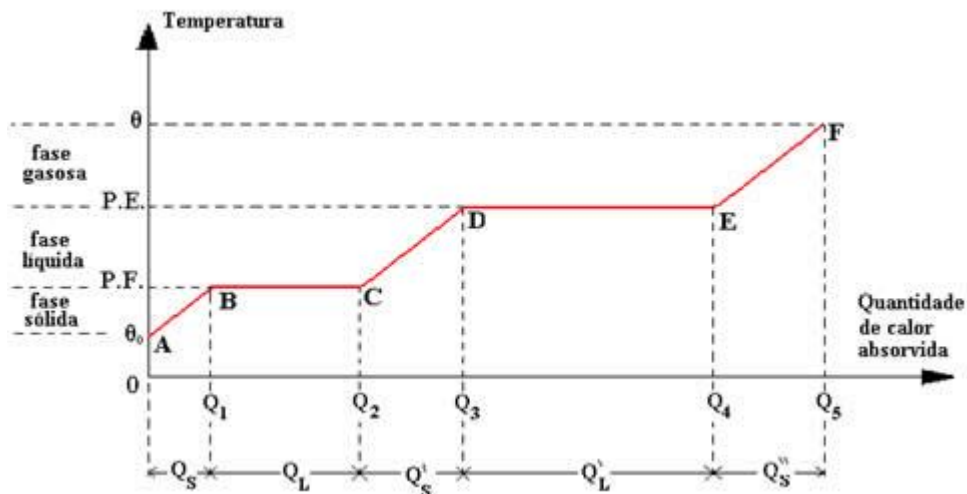
ΔT_i = diferença das temperaturas de entrada e saída da corrente i , em °C.

Durante a fase de testes e simulação da integração, observou-se que algumas correntes apresentavam mudanças de fase dentro dos trocadores de calor. Sabe-se que para mudança de temperatura as substâncias utilizam calor sensível e que para mudanças de fase utilizam calor latente. A energia térmica necessária para mudanças de fase em substâncias tende a ser bem maior que a energia para aumentar ou perder temperatura. Desta forma, mudanças de fase de misturas como a deste processo, criam uma zona na qual, entre a temperatura de início da

mudança de fase e a temperatura em que a mudança de fase está 100% realizada, o calor absorvido ou liberado pela corrente se torna extremo, não podendo esta corrente ser considerada como possuindo um valor de calor constante por grau de temperatura em sua totalidade, sendo necessário dividi-la de forma a separar a mudança de fase do restante da troca térmica ou dividir a mudança de fase em partes e utilizar aproximações lineares para representar $\dot{m}C_p$ (TURTON et al., 2012).

No processo criado neste trabalho, as correntes anteriores ao reator possuem uma mistura de metanol e água. Durante os testes realizados, observou-se que a mistura, nas composições e condições do processo, alterna de líquido para vapor entre as temperaturas de 154°C e 155°C. Na corrente após o reator o processo se torna mais complicado. A mistura de água, metanol e dimetil éter é não ideal. A troca de fase de vapor para líquido dessa mistura nas composições e condições do processo se inicia entre 158°C e 157°C e continua até abaixo dos 100°C. Para possibilitar a implementação da integração energética foram colocados trocadores de calor extras neste processo para lidarem com as mudanças de fase citadas. A Figura 31 apresenta o gráfico de aquecimento e mudança de fase de uma substância pura.

Figura 31 – Gráfico de Calor por Temperatura de uma Substância Pura



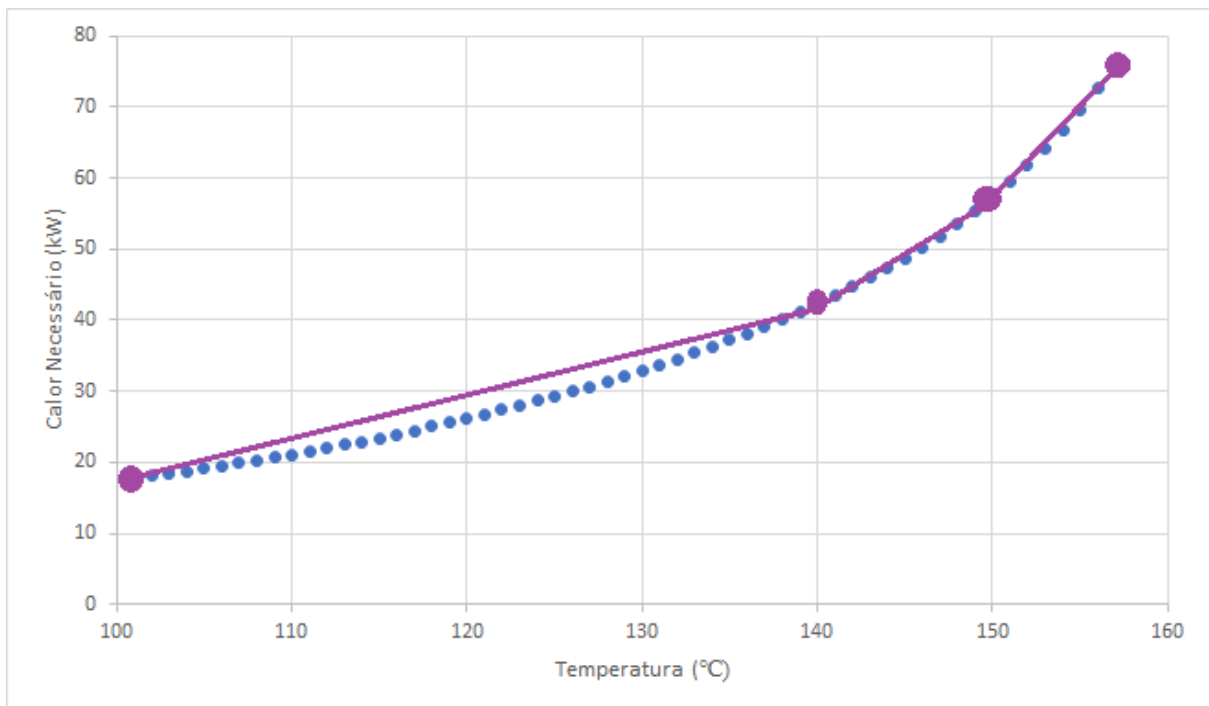
Fonte: Mundo Educação. Curva de aquecimento. Disponível em: <https://mundoeducacao.uol.com.br/fisica/curva-aquecimento.htm>. Acesso em: 25/02/2024.

O gráfico apresentado na Figura 31 mostra o comportamento de calor necessário de uma substância pura ao ser aquecida. É possível observar que em momentos onde uma troca de fase está sendo realizada a substância se torna uma reta paralelo ao eixo da abscissa. Isto ocorre pois

toda a substância troca de fase em um único ponto de temperatura. O calor aumenta pois a substância não muda de temperatura enquanto está mudando de fase, porém, segue consumindo calor para a mudança. A mudança de temperatura só ocorre quando toda a substância está numa única fase.

Para uma análise mais detalhada, fez-se uma simulação separada onde foram obtidas as quantidades de calor necessárias para mudança de 1°C desta mistura entre as temperaturas de 158°C e 100°C, estes resultados foram plotados em um gráfico que é apresentado na Figura 32. No gráfico plotado com os dados do processo, observa-se um comportamento totalmente diferente do observado na Figura 31, pois se trata de uma mistura e não um único componente. O gráfico cria uma curva, mudando de temperatura e de fase ao mesmo tempo, dessa forma, é necessário dividir essa corrente em partes para uma análise mais precisa.

Figura 32 – Gráfico de Calor Necessário por °C Durante o Processo de Mudança de Fase da Mistura Incluindo as Aproximações Lineares



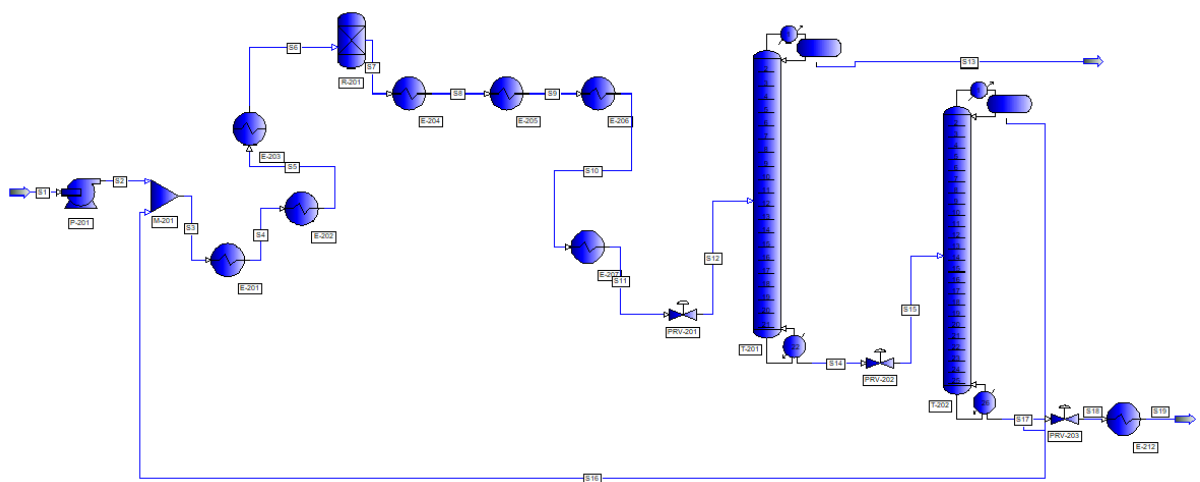
Fonte: O autor.

No gráfico apresentado da Figura 32, cada ponto azul representa o calor necessário para que a mistura água, metanol e DME aumente 1°C em diferentes temperaturas. As retas roxas representam as aproximações lineares utilizadas nesse trabalho e cada uma representa um único trocador de calor na planta simulada, que foi adicionado para melhor detalhamento de $\dot{m}C_p$.

O trocador de calor E-201, anterior ao reator, foi substituído por três novos trocadores, o primeiro aumenta a temperatura da corrente até 154°C, na iminência da troca de fase. O segundo até 155°C, realizando toda a troca de fase, ou seja, entre essas duas temperaturas existe o ponto de bolha e de orvalho. O terceiro trocador eleva a temperatura até 250°C, o necessário para a corrente entrar no reator. Portanto, os três trocadores de calor adicionados sequencialmente que aquecem a alimentação do reator se tratam de adição de calor específico, calor latente e calor específico, respectivamente. O trocador de calor E-202, posterior ao reator, foi substituído por quatro trocadores de calor, o primeiro leva a temperatura da corrente de 364°C para 158°C, usando calor específico. O ponto de orvalho da mistura está entre 158°C e 157°C. O segundo trocador abaixa a temperatura em 8°C, até 150°C. O terceiro trocador de calor abaixa a temperatura novamente até 140°C. Por fim, o quarto trocador leva a temperatura de 140°C para 100°C. Estes três trocadores de calor, que fazem a troca de 158°C até 100°C, foram colocados conforme especificadas as aproximações lineares do gráfico da Figura 32, de forma que as temperaturas de entrada e saída não variassem muito entre suas necessidades para mudar 1°C. Os trocadores de calor nas colunas também apresentam mudança de fase, porém, como sua diferença de temperatura de entrada e saída é muito pequena, estes não foram divididos.

A Figura 33 abaixo apresenta a nova simulação, pronta para ser integrada energeticamente, a Figura 34 abaixo apresenta o sumário de correntes.

Figura 33 – Diagrama de Fluxo de Processo de Etér Dimetílico Modificado



Fonte: O autor.

Figura 34 – Sumário de Correntes do Processo Modificado

Stream Name		S1	S2	S3	S4	S5	S6	S7
Stream Description								
Phase		Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Vapor	Vapor	Vapor
Temperature	C	25,000	25,721	55,662	154,000	155,000	250,000	364,000
Pressure	BAR	1,000	15,500	15,200	15,200	15,200	15,200	13,900
Flowrate	KG-MOL/HR	262,200	262,200	328,041	328,041	328,041	328,041	328,041
Composition								
METHANOL		0,990	0,990	0,984	0,984	0,984	0,984	0,197
H2O		0,010	0,010	0,016	0,016	0,016	0,016	0,410
DME		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,394
Stream Name		S8	S9	S10	S11	S12	S13	S14
Stream Description								
Phase		Vapor	Mixed	Mixed	Mixed	Mixed	Liquid	Liquid
Temperature	C	158,000	150,000	140,000	100,000	94,407	49,906	152,724
Pressure	BAR	13,900	13,900	13,900	13,900	10,400	11,400	10,300
Flowrate	KG-MOL/HR	328,041	328,041	328,041	328,041	328,041	129,785	198,255
Composition								
METHANOL		0,197	0,197	0,197	0,197	0,197	0,005	0,322
H2O		0,410	0,410	0,410	0,410	0,410	0,000	0,678
DME		0,394	0,394	0,394	0,394	0,394	0,995	0,000
Stream Name		S15	S16	S17	S18	S19		
Stream Description								
Phase		Mixed	Liquid	Liquid	Mixed	Liquid		
Temperature	C	140,237	155,233	165,504	104,194	50,000		
Pressure	BAR	7,400	15,500	7,300	1,200	1,200		
Flowrate	KG-MOL/HR	198,255	65,841	132,415	132,415	132,415		
Composition								
METHANOL		0,322	0,959	0,006	0,006	0,006		
H2O		0,678	0,041	0,994	0,994	0,994		
DME		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000		

Fonte: O autor.

Os resultados obtidos nos trocadores de calor e o valor de mC_p calculado estão apresentados na Tabela 2 a seguir. As correntes foram divididas entre correntes frias, que ganham calor, e correntes quentes, que cedem calor. Foram feitas abreviações utilizando C para correntes frias e H para correntes quentes.

Tabela 2 - Dados obtidos do processo

Corrente / Trocador de calor	Temperatura inicial (°C)	Temperatura de saída (°C)	mC_p (KW/K)	Carga Calorífica (kW)
H1 / E-204	364	158	6,1717	-1271,3754
H2 / E-205	158	150	67,8549	-542,8399
H3 / E-206	150	140	49,8756	-498,7560
H4 / E-207	140	100	27,6512	-1106,0492
H5 / E-208	46,8	45,8	1458,5182	-1458,5182
H6 / E-210	125,9	125,5	3727,8920	-1491,1568
H7 / E-212	104,194	50	6,0015	-325,2474
C1 / E-201	55,662	154	9,2679	911,3921
C2 / E-202	154	155	2718,9060	2718,9060
C3 / E-203	155	250	5,8220	553,0975
C4 / E-209	150,1	152,7	260,5221	677,3575
C5 / E-211	162,8	165,5	545,6600	1473,2822

Fonte: O autor

Os valores de carga calorífica listados na tabela representam o calor total que cada corrente pode fornecer a outra. Correntes que experimentam redução de temperatura possuem carga calorífica negativa, uma vez que liberam calor durante o processo de resfriamento. Em contrapartida, correntes que apresentam aumento de temperatura consomem calor.

As correntes C4, C5, H5 e H6 são dos refeedores e condensadores nas duas torres de destilação do processo. Parte das correntes que passa por esses trocadores de calor é redirecionada para as torres de destilação novamente, o que implica que esses trocadores de calor precisam lidar com uma vazão maior do que a produção das torres de destilação. Além disso, é possível observar que essas correntes exibem uma baixa variação de temperatura. Isso acontece porque esses trocadores de calor operam com correntes que saem das unidades de destilação. Estas possuem alta concentração de um único componente. Nestes casos a mudança de fase ocorre quase constante, na temperatura de bolha ou orvalho do componente concentrado, resultando em um alto consumo ou liberação de calor em um curto intervalo de temperatura.

Por meio da aplicação da primeira lei da termodinâmica, podemos determinar o déficit ou superávit de calor do processo. Isso é obtido somando as necessidades de calor de todos os trocadores de calor, conforme Equação 3.

$$Q_t = \sum Q_i \quad (3)$$

onde:

Q_t = fluxo de calor total, em kW;

Q_i = fluxo de calor pontual, em kW;

Somando as necessidades das correntes quentes, obtivemos – 6693,942 kW, enquanto que para as correntes frias o valor foi 6334,0353 kW. Esses valores representam a quantidade de calor total disponível nas correntes quentes e o calor total requerido pelas correntes frias. A soma do modulo destes dois valores é de 13027,9773 kW. Este valor representa a quantidade de energia sendo cedida por utilidades no processo atual, que não possui integração energética.

Com o intuito de reduzir a quantidade necessária de calor do processo, será realizada uma integração energética na planta por meio da metodologia *Pinch*.

De acordo com Turton (2012), o processo de integração energética utilizando a

tecnologia *Pinch* segue os seguintes passos:

Passo 1: A escolha da diferença mínima de temperatura entre as correntes quentes e frias, geralmente variando entre 5° C e 20° C.

Passo 2: A construção de um diagrama de intervalos de temperatura, onde todas as correntes são representadas por linhas verticais que atravessam intervalos de diferentes temperaturas do processo, permitindo a visualização das informações de cada intervalo.

Passo 3: A criação de um diagrama em cascata, que demonstra a quantidade de energia em cada intervalo. Excessos de energia em um intervalo podem ser redirecionados para o próximo intervalo. Esse diagrama identifica o ponto em que não é mais viável direcionar energia internamente, tornando necessário o uso de utilidades para suprir essas demandas energéticas, este é definido o ponto *pinch* do processo.

Passo 4: O cálculo do número mínimo de trocadores de calor, de modo que acima do ponto *pinch*, toda a energia das correntes quentes seja aproveitada, e abaixo do *pinch*, toda a energia das correntes frias seja utilizada. Este cálculo pode ser realizado representando as energias quentes e frias do processo.

Passo 5: A elaboração de uma rede de trocadores de calor, separando o diagrama em duas partes: uma acima e outra abaixo do *pinch*. Correntes acima do *pinch* devem atender à condição $\dot{m}C_p \text{ frio} \geq \dot{m}C_p \text{ quente}$, enquanto que correntes abaixo do *pinch* devem atender a condição $\dot{m}C_p \text{ quente} \geq \dot{m}C_p \text{ frio}$. É ideal que todo o calor de correntes quentes seja utilizado em pontos acima do *pinch* e toda a necessidade de calor de correntes frias seja utilizada em pontos abaixo do *pinch*.

A metodologia *Pinch* se baseia na análise das propriedades térmicas do processo, com foco no ponto *pinch*, que representa o ponto onde o processo atinge a diferença mínima de temperatura pré-definida para as trocas térmicas. A partir do ponto *pinch*, são realizadas análises adicionais que permitem a criação de uma rede alternativa de trocadores de calor, otimizando o uso de calor no processo.

4.1 Passo 1: Estabelecendo o ΔT_{min} Global

Iniciar o processo de integração energética demanda a adoção de um ΔT_{min} *global*. Uma vez que determina uma diferença de temperatura mínima entre as correntes que efetuam trocas de calor. Conforme a regra, a corrente que cede calor deve ser sempre X graus Celsius mais quente do que a corrente que recebe calor, onde X equivale ao ΔT_{min} *global*. Neste trabalho, optou-se por um ΔT_{min} *global* de 10 °C. Essa diferença é distribuída entre as correntes quentes ou frias, arbitrariamente, para garantir que a realização dos próximos passos não sofra problemas termodinâmicos. A temperatura real do processo não é alterada.

4.2 Passo 2: Construindo o Diagrama de Intervalos

Com o ΔT_{min} *global* definido, prossegue-se para a divisão das correntes do processo em intervalos de temperatura. Em cada intervalo, a transferência de calor se torna viável. Cada intervalo possui um $\dot{m}C_p$ global, que representa a soma dos valores $\dot{m}C_p$ de todas as correntes que o compõem. Utilizando essa informação, pode-se aplicar a Equação 4 para determinar o ΔH de cada intervalo, que corresponde à carga calorífica do intervalo. Essa carga pode gerar um excedente ou uma demanda de calor em cada intervalo.

$$\Delta H = (T_{(i+1)} - T_{i-1}) * (\sum \dot{m}C_{pH} - \sum \dot{m}C_{pC}) \quad (4)$$

onde:

$T_{(i+1)}$ = Temperatura acima do intervalo i;

T_{i-1} = Temperatura abaixo do intervalo i;

$\dot{m}C_{pH}$ = $\dot{m}C_p$ das correntes quentes no intervalo;

$\dot{m}C_{pC}$ = $\dot{m}C_p$ das correntes frias no intervalo.

A Tabela 3 apresenta os resultados obtidos pelo método de intervalos. Este método é criado utilizando todas as temperaturas do processo, de forma que as temperaturas frias sofrem um deslocamento temporário igual ao dT mínimo global, no caso, 10°C. O espaço entre cada temperatura e a temperatura seguinte no processo é chamado de intervalo. Utiliza-se esta tabela

para calcular o ΔH de cada intervalo, levando em consideração todas as correntes presentes neste intervalo, utilizando o somatório dos $\dot{m}C_p$ s do intervalo e diferença de temperatura inicial e final do intervalo. A obtenção do ΔH de cada intervalo, permitirá a identificação do ponto *pinch* quando o diagrama em cascata for feito.

Tabela 3 – Método de Intervalos de Temperatura

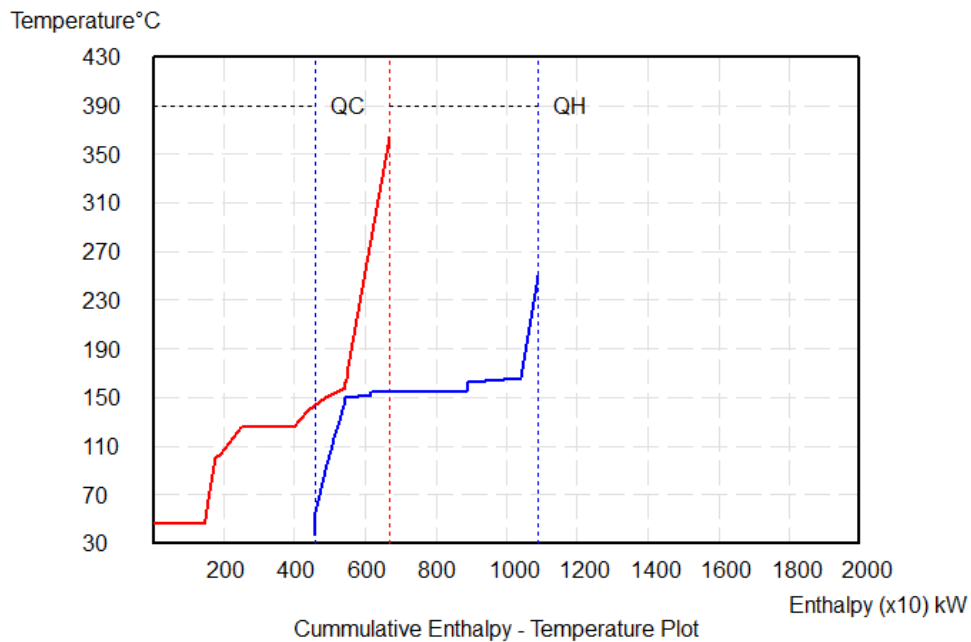
Temperatura (°C)	Intervalo	Temperatura Fria (°C)	ΣmC_p (kW/K)	$T_{(i+1)} - T_i$ (°C)	ΔH (kW)
364	0	354	0	0	0
260	1	250	6,1717	104	641,8594
175,5	2	165,5	0,3496	84,5	29,5451
172,8	3	162,8	-545,3104	2,7	-1472,3382
165	4	155	0,3496	7,8	2,7272
164	5	154	-2712,7343	1	-2712,7343
162,7	6	152,7	-3,0962	1,3	-4,0251
160,1	7	150,1	-263,6183	2,6	-685,4077
158	8	148	-3,0962	2,1	-6,5021
150	9	140	58,587	8	468,6963
140	10	130	40,6076	10	406,0765
125,9	11	115,9	18,3833	14,1	259,2042
125,5	12	115,5	3746,2753	0,4	1498,5101
104,194	13	94,194	18,3833	21,306	391,6741
100	14	90	24,3848	4,194	102,2699
65,662	15	55,662	-3,2664	34,338	-112,1622
50	16	40	6,0015	15,662	93,9961
46,8	17	36,8	0	3,2	0
45,8	18	35,8	1458,5182	1	1458,5182

Fonte: O autor.

A Figura 35 apresenta o gráfico de curva composta das curvas quente (vermelha) e fria (azul), onde é apresentada a quantidade de calor acumulada no processo. No eixo horizontal do

gráfico tem-se a quantidade de calor acumulada em kW, no eixo vertical tem-se a temperatura em °C. As curvas não se tocam e o ponto em que estão mais próximas é o ponto *pinch*. O calor total de cada curva resulta nos valores somados anteriormente.

Figura 35 – Gráfico da Curva Composta



Fonte: O autor.

4.3 Passo 3: Criação do Diagrama em Cascata

A partir do diagrama de intervalos, criou-se dois diagramas em cascata: a cascata do processo original, que é inviável, e a cascata viável, que servirá como base para o projeto da rede de trocadores de calor. Ambas são apresentadas na Tabela 4.

O ponto *pinch* identificado no diagrama em cascata é de 158 °C, que corresponde ao nosso *pinch* quente. O *pinch* frio, corresponde a temperatura deslocada pelo ΔT global, ou seja, 148°C. Para garantir que a diferença de temperatura mínima de 10°C seja respeitada, o mesmo método de deslocar as temperaturas frias da Tabela 3, é adotado aqui. As temperaturas apresentadas representam todas as temperaturas quentes do processo e as temperaturas frias deslocadas para o lado quente, conforme a primeira coluna da Tabela 3. Este método não altera as temperaturas originais do processo que serão utilizadas para construção da rede de trocadores de calor e não altera o ponto *pinch*.

Tabela 4 – Diagrama em Cascata

Temperatura (°C)	Cascata Inviável	H (kW)	Cascata Viável	H (kW)
364	▼ 641,8594	0	▼ 641,8594	4206,9
260	▼ 29,54511	641,86	▼ 29,54511	4848,7
175,5	▼ -1472,34	671,4	▼ -1472,338	4878,3
172,8	▼ 2,727241	-800,93	▼ 2,727241	3405,9
165	▼ -2712,73	-798,21	▼ -2712,734	3408,7
164	▼ -4,0251	-3510,9	▼ -4,025098	695,93
162,7	▼ -685,408	-3515	▼ -685,4077	691,91
160,1	▼ -6,50208	-4200,4	▼ -6,502081	6,5021
158	▼	-4206,9	▼	0 (PINCH)
	▼ 468,6963		▼ 468,6963	
150	▼ 406,0765	-3738,2	▼ 406,0765	468,7
140	▼ 259,2042	-3332,1	▼ 259,2042	874,77
125,9	▼ 1498,51	-3072,9	▼ 1498,51	1134
125,5	▼ 391,6741	-1574,4	▼ 391,6741	2632,5
104,194	▼ 102,2699	-1182,7	▼ 102,2699	3024,2
100	▼ -112,162	-1080,4	▼ -112,1622	3126,4
65,662	▼ 93,9961	-1192,6	▼ 93,9961	3014,3
50	▼ 0	-1098,6	▼ 0	3108,3
46,8	▼ 1458,518	-1098,6	▼ 1458,518	3108,3
45,8	▼	359,91	▼	4566,8

Fonte: O autor.

Inicialmente na Tabela 4, é feita a cascata inviável. Seguindo os ΔH calculados na Tabela 3 e realizando a soma dos ΔH a cada intervalo, a cascata inviável nos permite identificar o ponto de menor calor do processo, neste caso, em 158°C, com -4206,9 kW. O valor encontrado é utilizado para criar a cascata viável, sendo o inverso deste valor concedido ao início da cascata. Graças ao valor de calor concedido ao início da cascata viável, quando esta atinge o intervalo equivalente ao de menor calor da cascata inviável, o calor naquele ponto da cascata viável se torna 0, sendo este o ponto *Pinch*.

Ao analisar a cascata viável, percebe-se que esta planta necessita, no mínimo, de 4206,88 kW de utilidade quente e 4566,78 kW de utilidade fria. A soma dessas duas demandas totaliza 8773,66 kW. A planta sem integração simulada necessitava de 13027,9773 kW, desta forma, por meio da integração energética, é possível economizar 4254,3173 kW de utilidade por hora no processo, valor correspondente a 32,65% da necessidade dos trocadores de calor do processo. Considerando uma planta química que opera 95% do ano, esse número se torna uma gigantesca economia no processo.

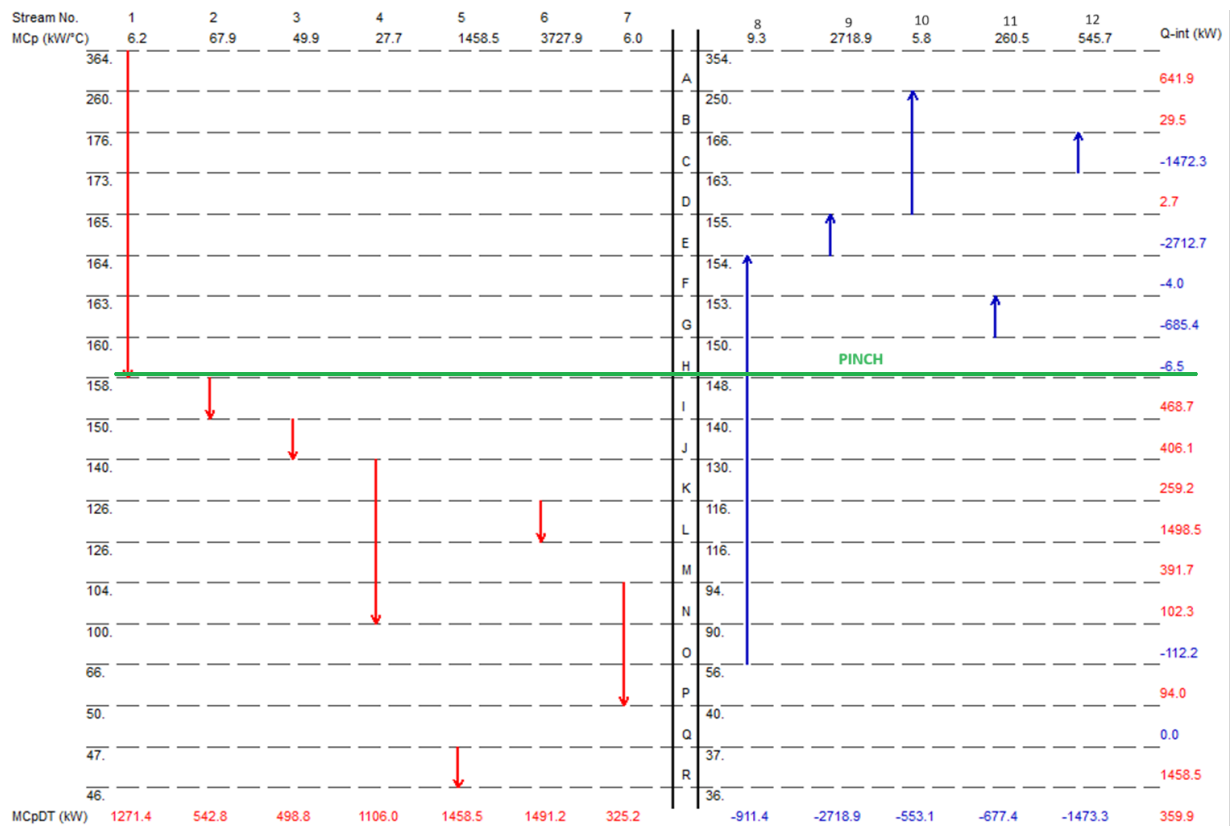
4.4 Passo 4: Número Mínimo de Trocadores de Calor

O número mínimo de trocadores de calor obedece a Equação 5, apresentada a seguir.

$$N^{\circ} \text{mínimo} = N^{\circ} \text{correntes quentes} + N^{\circ} \text{correntes frias} + N^{\circ} \text{utilidade} - 1 \quad (5)$$

Para implementar esta equação acima e abaixo do *pinch*, criou-se a figura correspondente ao Intervalo de Temperaturas que foi apresentado na Tabela 3. A Figura 36 apresenta o Diagrama de Intervalos de Temperatura, criado utilizando o *software* HENSAD.

Figura 36 – Diagrama de Intervalos de Temperatura



Fonte: O autor.

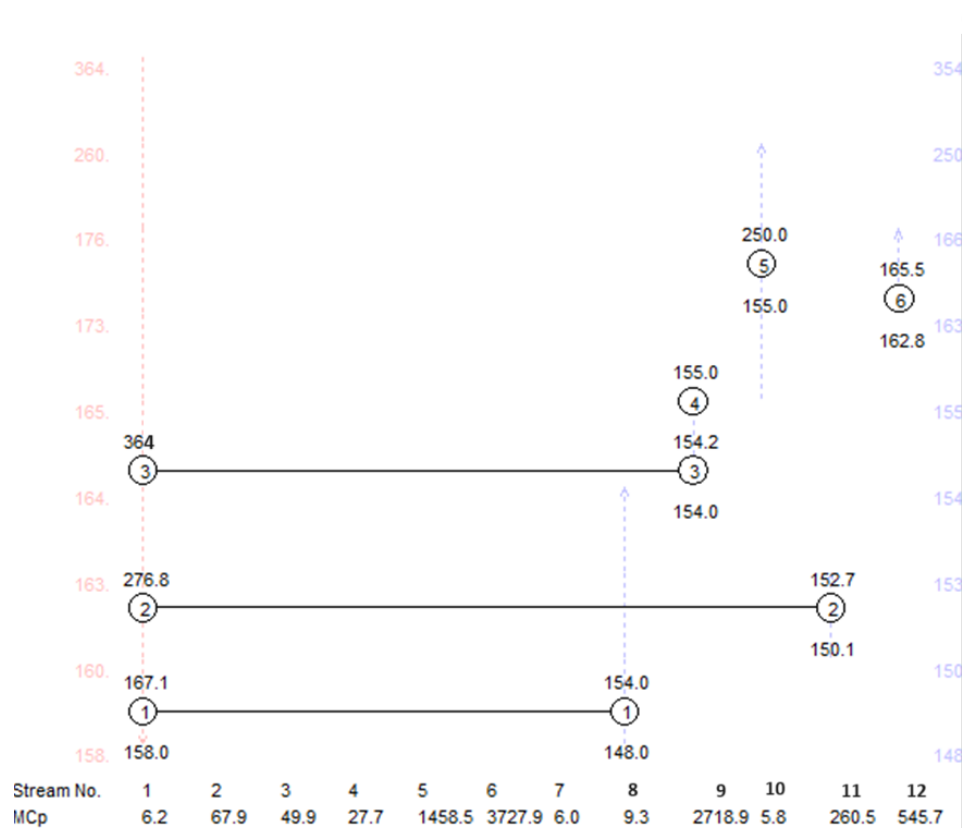
Na Figura 36, a linha verde apresenta o ponto *pinch* que passa pela temperatura quente de 158°C e pela temperatura fria de 148°C. As setas vermelhas representam correntes quentes e as azuis, correntes frias. As letras de A até R na coluna central apresentam os intervalos de temperaturas. Na coluna a direita da imagem é apresentado a soma do calor no intervalo. Na parte de cima é apresentado o número da corrente e o respectivo $\dot{m}C_p$. Na parte de baixo estão os valores de calor presentes em cada corrente.

Através da Figura 36, percebe-se 12 correntes, que utilizaram 2 tipos de utilidades (água fria e vapor de média pressão). A Equação 5 foi utilizada abaixo e acima do *pinch*. Neste caso não se utiliza utilidade quente abaixo do *pinch*, nem utilidade fria acima do *pinch*. Abaixo do *pinch* obtêm-se 7 trocadores de calor. Acima do *pinch* obtêm-se 6 trocadores de calor. Somando ambos, é possível concluir que o número mínimo de trocadores de calor neste projeto será de 13 trocadores de calor. Foram adicionados vários trocadores ao processo para melhor detalhamento dos resultados. Na planta sem integração energética, haviam 7 trocadores de calor. Após a integração energética serão removidos os trocadores de calor utilizados para detalhamento de $\dot{m}C_p$, assim se descobrirá o número real.

4.5 Passo 5: Criação da Rede de Trocadores de Calor

A nova rede de trocadores de calor foi criada utilizando o *software* HENSAD. Considerou-se o *pinch* do processo em 158°C e o *pinch* frio, que representa o limite das correntes frias de acordo com nosso ΔT mínimo, em 148°C. Estas temperaturas são os limites de troca térmica para cada tipo de corrente, de forma que, correntes quentes acima do *pinch* podem ser resfriadas até 158°C sem trocar calor com correntes frias com temperatura abaixo de 148°C, isto ocorre pois o $\Delta T_{min\ global}$ precisa ser respeitado. Os trocadores de calor funcionam em contracorrente. Todo o calor cedido por correntes quentes acima do *pinch* foi utilizado por correntes frias, todo o calor requerido por correntes frias abaixo do *pinch* foi cedido por correntes quentes, este processo foi feito respeitando o *pinch*. O restante das correntes, aquelas que foram supridas parcialmente pela nova rede ou não supridas, receberam o calor necessário advindo de utilidades. A Figura 37 apresenta a nova rede criada acima do ponto *pinch*.

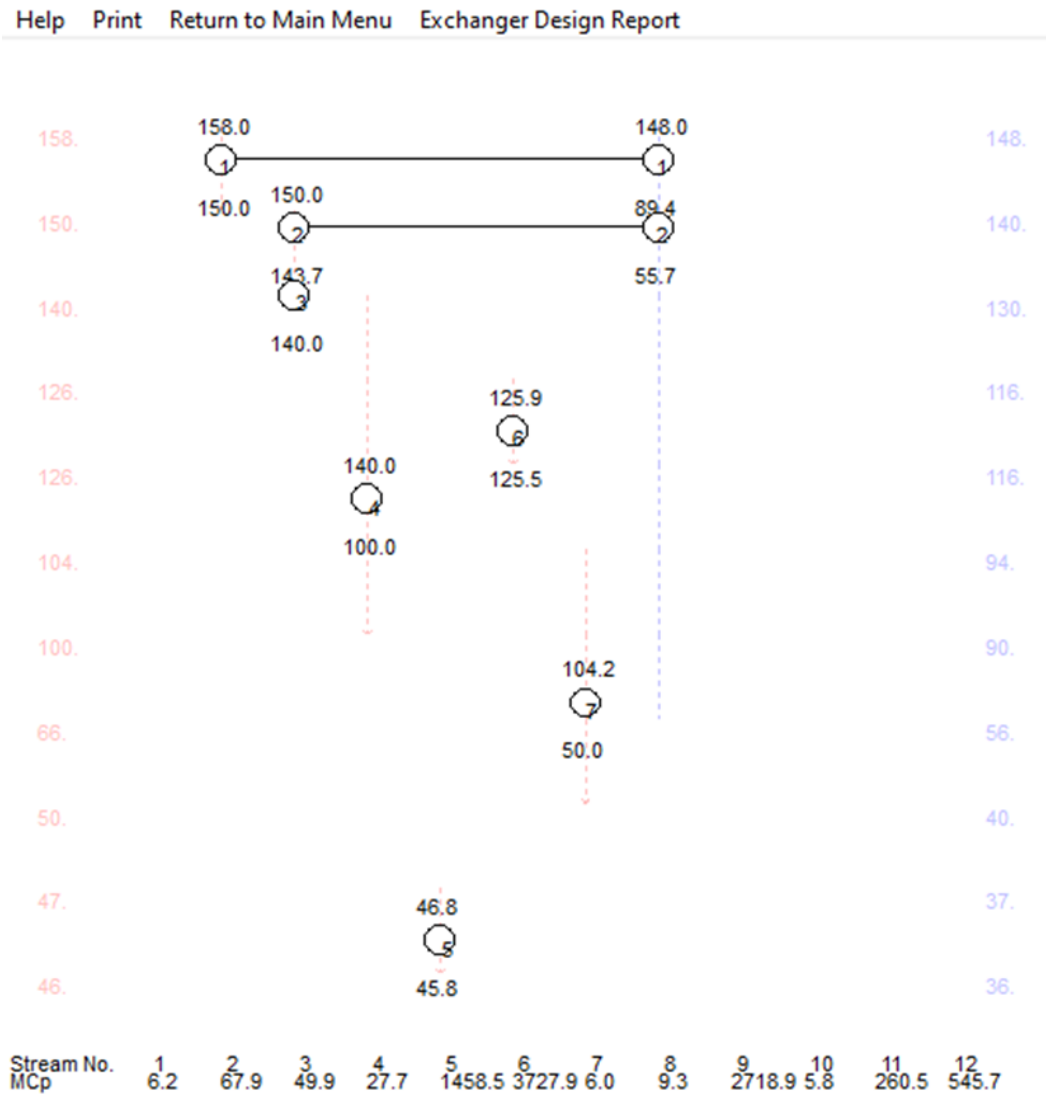
Figura 37 – Nova Rede de Trocadores de Calor Projetada Acima do *Pinch*



Fonte: O autor.

Os valores em vermelho a esquerda representam as temperaturas quentes, originais do processo. As temperaturas em azul na direita representam as temperaturas deslocadas. As setas azuis representam correntes frias. A seta vermelha representa uma corrente quente. Cada círculo numerado representa um trocador de calor e os valores acima e abaixo do círculo as temperaturas inicial e final da corrente. As linhas com círculos nas extremidades representam trocadores de calor ligando uma corrente quente a uma fria. Na parte inferior da figura é exposto o $\dot{m}C_p$ das correntes. Os trocadores de calor 1, 2 e 3 trocam calor entre correntes. Os trocadores 4, 5 e 6 suprem as necessidades das correntes usando utilidade. A Figura 38 apresenta a rede criada abaixo do ponto *pinch* e segue o mesmo padrão da Figura 37.

Figura 38 – Nova Rede de Trocadores de Calor Abaixo do *Pinch*

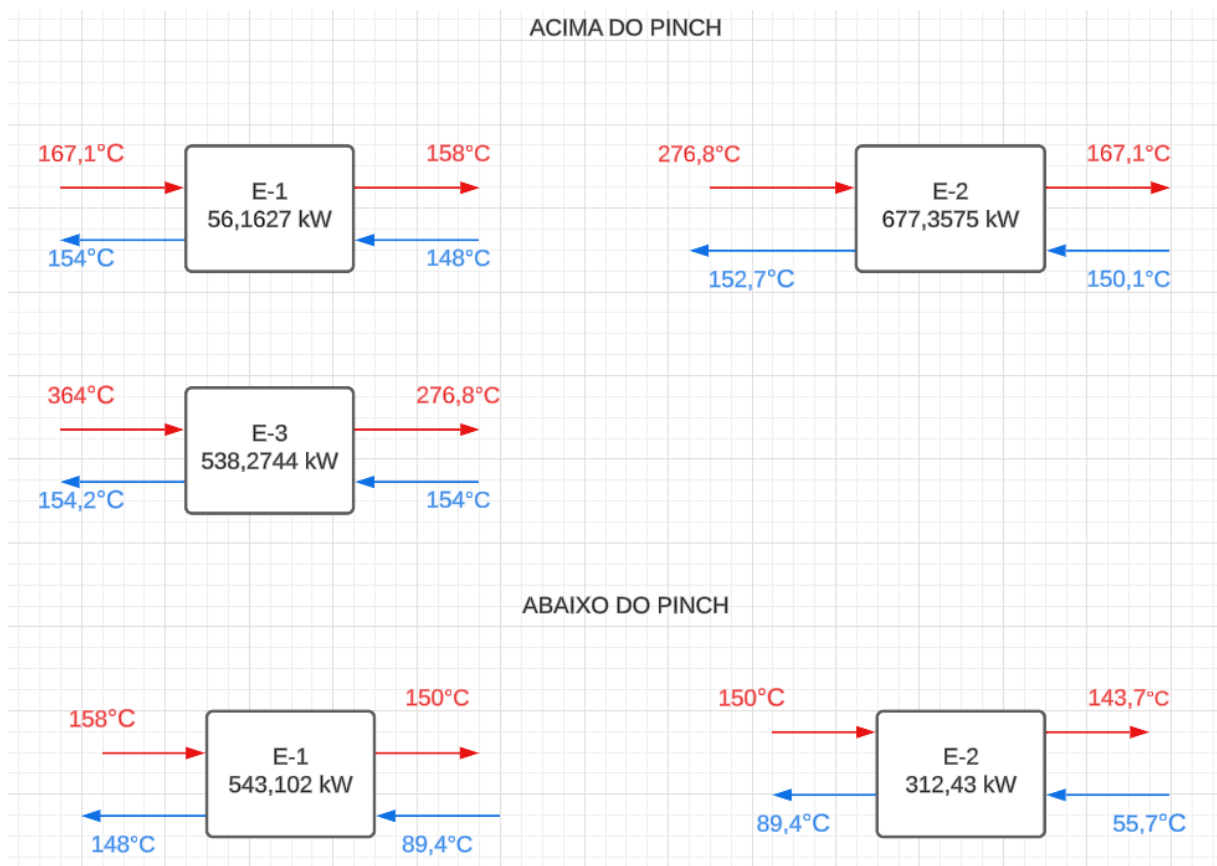


Fonte: O autor.

A rede criada abaixo do *pinch* possui 7 trocadores de calor, sendo que dois destes, os trocadores 1 e 2, trocam calor entre correntes do processo.

A rede criada foi projetada da forma que as trocas de calor fossem o mais eficiente possíveis, respeitando o uso de utilidade quente somente acima do *pinch* e utilidade fria somente abaixo do *pinch*. A Figura 39 apresenta o diagrama dos trocadores de calor, com o calor trocado em cada trocador e as temperaturas de entrada e saída.

Figura 39 – Diagrama Trocadores de Calor

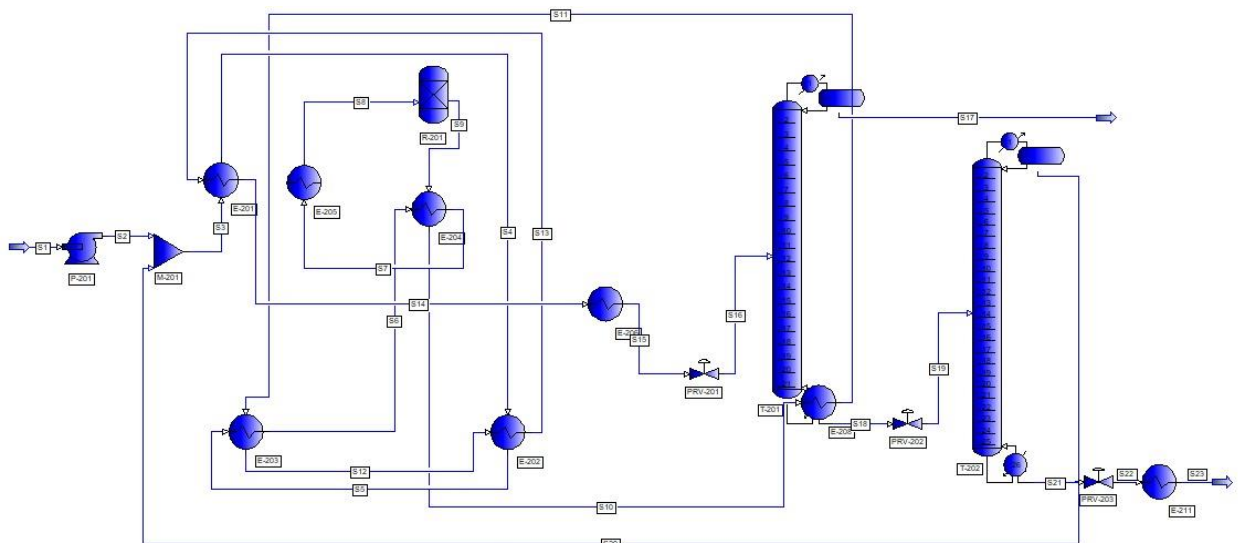


Fonte: O autor

A nova rede de trocadores de calor foi simulada, fazendo as ligações de correntes necessárias na rede apresentada anteriormente e eliminando os trocadores de calor desnecessários, que estavam no processo apenas para análise de mC_p . A simulação final, já integrada energeticamente, é apresentada na Figura 40. Foram eliminados 2 trocadores de calor, resultando em um total de 11 trocadores de calor necessários para o processo. Os trocadores de calor foram configurados para trocar as quantidades de calor encontradas na rede criada. O trocador de calor E-1 abaixo do *pinch* apresentava temperatura final de corrente fria próxima a 148,2 °C, quebrando o mínimo global de 10°C em 0,2°C. Isso ocorreu pois a rede foi montada

utilizando aproximações lineares de $\dot{m}C_p$ em algumas correntes, de forma que os valores finais de temperaturas eram apenas uma previsão baseada no valor médio de $\dot{m}C_p$ de cada trocador. Somente para este trocador de calor, configurou-se para utilizar a temperatura final ao invés da quantidade de calor trocada. Este trocador de calor corresponde ao trocador E-202 na simulação.

Figura 40 – Processo Integrado



Fonte: O autor

Os gastos energéticos por trocador de calor e suas temperaturas são apresentados na Tabela 6, os trocadores estão organizados por ordem de correntes do processo. Cinco trocadores de calor (E-201, E-202, E-203, E-204 e E-208) trocam calor entre 2 correntes diferentes, por isso se repetem na tabela.

Tabela 6 – Trocas Térmicas do Processo Integrado

Trocador de calor / Corrente	Temperatura inicial (°C)	Temperatura de saída (°C)	Calor Necessário (kW)
E-201 / S3	55,66	92,612	312,9445
E-202 / S4	92,612	148	538,0637
E-203 / S5	148	153,525	55,6077
E-204 / S6	153,525	154,048	538,1744
E-205 / S7	154,068	250	2738,4151
E-204 / S9	364	280,883	-538,1744
E-208 / S10	280,883	167,763	-677,3575
E-203 / S11	167,763	158,029	-55,6077
E-202 / S12	158,029	150,084	-538,0645
E-201 / S13	150,082	144,193	-312,9445
E-206 / S14	144,913	100	-1296,6786
E-207 / T-201	46,8	45,8	-1449,7840
E-208 / T-201	150,1	152,7	677,3575
E-209 / T-202	125,9	125,4	-1491,1377
E-210 / T-202	162,8	165,8	1473,2958
E-211 / S22	104,194	50	-325,2473

Fonte: O autor.

É possível observar que ao somar o calor necessário dos trocadores que se repetem, E-201, E-202, E-203, E-204 e E-208, obtêm-se 0. O novo sumário de correntes é apresentado na Figura 41.

Figura 41 – Sumário de Correntes do Processo Integrado

Stream Name Stream Description		S1	S2	S3	S4	S5	S6	S7	S8
Phase		Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Mixed	Vapor
Temperature	C	25,000	25,721	55,661	92,611	148,000	153,525	154,048	250,000
Pressure	BAR	1,000	15,500	15,200	15,200	15,200	15,200	15,200	15,200
Flowrate	KG-MOL/HR	262,200	262,200	328,037	328,037	328,037	328,037	328,037	328,022
Composition									
METHANOL		0,990	0,990	0,984	0,984	0,984	0,984	0,984	0,984
H2O		0,010	0,010	0,016	0,016	0,016	0,016	0,016	0,016
DME		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Stream Name Stream Description		S9	S10	S11	S12	S13	S14	S15	S16
Phase		Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Mixed	Mixed	Mixed	Mixed
Temperature	C	364,000	280,883	167,763	158,029	150,084	144,193	100,000	94,407
Pressure	BAR	13,900	13,900	13,900	13,900	13,900	13,900	13,900	10,400
Flowrate	KG-MOL/HR	328,022	328,022	328,022	328,022	328,022	328,022	328,022	328,022
Composition									
METHANOL		0,197	0,197	0,197	0,197	0,197	0,197	0,197	0,197
H2O		0,410	0,410	0,410	0,410	0,410	0,410	0,410	0,410
DME		0,394	0,394	0,394	0,394	0,394	0,394	0,394	0,394
Stream Name Stream Description		S17	S18	S19	S20	S21	S22	S23	
Phase		Liquid	Liquid	Mixed	Liquid	Liquid	Mixed	Liquid	
Temperature	C	49,906	152,724	140,237	155,233	165,504	104,194	50,000	
Pressure	BAR	11,400	10,300	7,400	15,500	7,300	1,200	1,200	
Flowrate	KG-MOL/HR	129,778	198,244	198,244	65,837	132,407	132,407	132,407	
Composition									
METHANOL		0,005	0,322	0,322	0,959	0,006	0,006	0,006	
H2O		0,000	0,678	0,678	0,041	0,994	0,994	0,994	
DME		0,995	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	

Fonte: O autor.

Os resultados obtidos foram satisfatórios. Obteve-se pequenos erros nas temperaturas finais calculadas durante a criação da rede de trocadores de calor. Estes são justificados dada a complexidade do processo trabalhado e que utilizou-se aproximações lineares para prever $\dot{m}C_p$ e para os cálculos dos trocadores de calor da nova rede. Desconsiderando a necessidade de calor dos trocadores E-201, E-202, E-203, E-204 e E-208 que possuem o calor fornecido por trocas entre correntes, a soma da necessidade de calor dos trocadores resulta em 4562,8476 kW de utilidade fria e 4211,7109 kW de utilidade quente. Os resultados anteriormente calculados foram 4206,88 kW para o mínimo de utilidade quente e 4566,78 kW para utilidade fria. Os resultados foram bastante satisfatórios e muito próximos. Para o uso total de utilidade somando os usos de utilidades da rede projetada, obtem-se 8774,5585 kW, valor muito próximo dos 8773,66 kW obtidos teoricamente. Apesar das dificuldades em lidar com a não idealidade do processo e a variação de $\dot{m}C_p$, a integração energética realizada foi capaz de conectar os cálculos teóricos com os resultados práticos, resultando em uma economia de 32,65%, que corresponde a 4253,4188 kW de utilidade por hora em relação ao valor de 13027,9773 kW calculado no processo sem integração energética.

Desta forma, mesmo fazendo uma pequena alteração no trocador E-202 da rede criada, a integração energética se mostrou um sucesso e os dados do simulador detalham muito bem o processo.

5 CONCLUSÃO

Observa-se que simulações computacionais são recursos tecnológicos de grande valor na atualidade para a indústria química. Utilizando o simulador foi possível criar a planta, editá-la, fazer testes, coletar dados e integrá-la com custos mínimos. Neste trabalho foram criadas 3 simulações computacionais utilizando o *software* AVEVA PRO/II Simulation, a planta original, a planta modificada para detalhamento do calor e a planta integrada. As simulações foram capazes de simular e descrever muito bem os processos da produção de dimetil éter, suas operações unitárias e particularidades que foram percorridas ao longo do trabalho.

Durante a construção deste trabalho, percorreu-se diversas etapas que culminaram em bons resultados. Da escolha do processo químico, do simulador, dos modelos termodinâmicos utilizados e configurações de equipamentos até as escolhas feitas durante o trabalho para lidar com os desafios da simulação, tudo foi baseado nos conhecimentos de engenharia química adquiridos durante a graduação e que foram reforçados neste trabalho. A exploração da integração energética como ferramenta para diminuir custos monetários e ambientais, revelou-se bastante proveitosa e consistente, mesmo em processos mais desafiadores como o abordado. Este trabalho, apesar de apresentar um processo e simulação simplificados, sem todas as especificações e variáveis presentes na indústria química, apresenta muito bem uma análise inicial de um processo industrial, bem como os desafios que esperam o engenheiro químico na vida profissional.

Dito isto, foi possível observar como o processo de integração energética pode ser extremamente benéfico para a indústria e para o meio ambiente. Os fundamentos teóricos de integração energética apresentados foram seguidos para a elaboração da rede de trocadores de calor. Houve grande redução dos gastos de utilidade por hora no processo, gerando uma economia de 4253,4188 kW por hora para a planta industrial, uma economia equivalente a 32,65%. O número final de trocadores de calor na planta foi 11, incluindo os trocadores das colunas de destilação.

Os resultados obtidos foram bastante próximos dos resultados esperados, mostrando que apesar do trocador de calor E-202 criado ter tido que sofrer uma pequena modificação e das dificuldades em simular o calor do processo corretamente, os dados simulados foram capazes de descrever o processo muito bem e as aproximações lineares escolhidas são próximas da realidade, gerando resultados satisfatórios.

6 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- AVEVA, **AVEVA™ PRO/II™ Simulation**. Disponível em:
<<https://www.aveva.com/pt-br/products/pro-ii-simulation/>>. Acesso em: 24/09/2023.
- FOGLER, H. Scott. **Elementos de Engenharia das Reações Químicas**. 4. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2009.
- FOUST, A.S. **Princípios das Operações Unitárias**. 2. ed. [S. l.]: LTC, 1982.
- INCROPERA, Frank P.; DEWITT, David P. **Transferência de Calor e de Massa**. 5ª ed. Rio de Janeiro: LTC, 2008.
- KANSHA, Yasuki *et al.* **Self-Heat Recuperation: Theory and Applications**. ENERGY efficiency for engineers and technologists. [S. l.: s. n.], 2012. cap. 3.
- KEMP, I.C. **Pynch analysis and process integration: A user guide on process integration for the efficient use of energy**. 2. ed. [S. l.]: Elsevier Ltd, 2007.
- LIMA, Epaminondas Pio C. **Mecânica de Bombas**. 2. ed. Rio de Janeiro: Interciência: PETROBRAS, 2003.
- PERRY, Robert H.; GREEN, Don W. **Perry's Chemical Engineers' Handbook**. 8. ed. New York: McGraw-Hill, 2007.
- SMITH, J.M. *et al.* **Introdução a termodinâmica da engenharia química**. 7. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2007.
- SMITH, R. **Chemical process design and integration**. Chichester; Hoboken: John Wiley & Sons, c2005.
- TURTON, Richard *et al.* **Analysis, synthesis, and design of chemical processes**. 4. ed. Upper Saddle River: Prentice Hall, 2012.