



UNIVERSIDADE FEDERAL DE UBERLÂNDIA
FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA



WEIBER RODRIGUES DA SILVA

**OTIMIZAÇÃO ENERGÉTICA EM PLANTA DE METANOL E GÁS DE
SÍNTESE A PARTIR DOS RESÍDUOS DE TAMAREIRA PELA METODOLOGIA
PINCH**

UBERLÂNDIA – MG

2024

WEIBER RODRIGUES DA SILVA

**OTIMIZAÇÃO ENERGÉTICA EM PLANTA DE METANOL E GÁS DE
SÍNTESE A PARTIR DOS RESÍDUOS DE TAMAREIRA PELA METODOLOGIA
PINCH**

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

Orientador: Prof. Dr. Cláudio Roberto Duarte.

UBERLÂNDIA – MG

2024

AGRADECIMENTOS

Agradeço primeiramente a minha mãe, Maria Cunha da Silva, pelo dom da vida e, não menos importante, o dom de sonhar. Este Trabalho de Conclusão não encerra apenas uma etapa da minha trajetória, conclui o sonho de uma menina que, por raízes do destino, se prendeu em lugares onde a dificuldade falou mais alto que o desejo, e sendo como é, lançou sua semente em solos mais puros e esperançosos desejando que as raízes não impedissem a caminhada e sonho de seu filho. Essa vitória é nossa.

Aos meus irmãos que sempre me apoiaram em minhas decisões e foram fundamentais para que eu trilhasse um caminho menos árduo.

Aos meus familiares pelo carinho, amor e aconselhamento, em especial a minha prima Vitória Salido Barros, que nunca deixou de torcer pelo meu sucesso e me ajudar nas decisões e momentos mais difíceis que passei.

Aos meus amigos de graduação, em especial a Bianca Medeiros, Isabela Barison e Julia Damasceno & Família por me mostrarem que mesmo em ambientes competitivos e caóticos é possível formar laços para a vida inteira.

A Prof^a Dra. Miria Hespanhol Miranda Reis por me orientar academicamente durante as iniciações científicas e por todo o incentivo e apoio humano que me deu.

Ao Núcleo de Processos Biotecnológico por terem sido meu escape durante a graduação, vocês mudaram minha visão em muitos sentidos, e a isso sou extremamente grato a todos.

A República Tatu Girando que foi o apoio para que eu me mantivesse em Uberlândia antes de conseguir os auxílios financeiros de permanência e por serem amigos incríveis que sempre me incentivaram a pensar positivo.

Ao Prof. Dr. Cláudio Roberto Duarte pelos conselhos, apoio e orientação durante esses semestres extremamente intensos que marcaram o final da graduação. Jamais esquecerei.

A todos os mestres que me modificaram positivamente como profissional.

DEDICATÓRIA

Dedico este trabalho a Maria Liz Cunha da Silva, que sua semente tenha frutos mais belos e saborosos que os que eu produzirei.

In Memoriam Terezinha Alves Cunha.

RESUMO

A análise pinch é uma metodologia que possui mais de meio século de definição e aplicação, porém sua importância é sentida cada vez mais na atualidade. A necessidade de reduzir os gastos energéticos dos processos, diminuir a emissão de gases de efeito estufa, possibilitar a produção sustentável e diminuir os custos operacionais de processos são apenas alguns de seus benefícios. Nesse contexto, a utilização dessa metodologia em conjunto com outras técnicas de aprimoramento se torna uma ferramenta fundamental para qualquer engenheiro em formação e desempenhar uma análise sobre esses processos comprova a importância da profissão. A recente necessidade de substituir matéria prima não renovável por matéria prima renovável possibilitou uma série de avanços nas tecnologias de produção por via orgânica, como é o caso da produção de metanol e gás de síntese, ambos compostos fundamentais para as indústrias químicas e para a qualidade de vida social, a partir dos resíduos de tamareiras, uma das mais antigas árvores frutíferas associada ao estabelecimento humano e que possui grande formação de biomassa. Com foco nisso foi desenvolvido um trabalho de utilização da análise pinch objetivando a redução de consumo de utilidades quentes e frias no processo de produção de gás de síntese e metanol e, portanto, uma redução no custo operacional. Para tal, foram realizados os cálculos e balanços necessários e o resultado obtidos foram duas redes de trocadores de calor, ambas com 6 trocadores, que reduzem o consumo energético de utilidades quentes e frias. Pela primeira rede de trocadores a redução foi de 98,72% de utilidades quentes e 57,15% de utilidades frias, já a segunda rede desenvolvida apresentou redução de 97,43% no consumo de utilidades quentes e 56,41% de utilidades frias.

Palavras-chave: Metodologia Pinch, Integração Energética, Utilidades, Troca Térmica, Otimização, Simulação.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1: Gráfico de correntes compostas	13
Figura 2: Diagrama de diferença de temperatura	14
Figura 3: Diagrama de Cascata	15
Figura 4: Representação do número mínimo de trocadores de calor	16
Figura 5: Rede otimizada de trocadores de calor	17
Figura 6: Planta simulada	20
Figura 7: Planta simulada com numeração ajustada	24
Figura 8: Diagrama de Diferença de Temperatura com variação de 10 K	37
Figura 9: Diagrama de Diferença de Temperatura com variação de 20 K	37
Figura 10: Cascata e cascata acumulada de calor	39
Figura 11: Diagrama do número mínimo de trocador de calor diferença 10 K	41
Figura 12: Diagrama do número mínimo de trocador de calor diferença 20 K	42
Figura 13: Rede de trocadores de calor integrados para diferença de 10 K	44
Figura 14: Rede de trocadores de calor integrados para diferença de 20 K	45

LISTA DE TABELA

Tabela 1: Correntes do processo com vazões	26,27
Tabela 2: Calor específico constante dos compostos	28
Tabela 3: Correntes do processo com componentes em frações mássicas	30,31
Tabela 4: Correntes do processo com calor específico por corrente	33,34
Tabela 5: trocador de calor, faixas de temperatura e calor específico	35
Tabela 6: Definição de vazão nas unidades necessárias e a multip. pelo calor específico	36
Tabela 7: Quantidade de calor por áreas do diagrama	38
Tabela 8: Quantidade de calor por trocador diferença 10 K	40
Tabela 9: Quantidade de calor por trocador diferença 20 K	41
Tabela 10: Definição da temperatura intermediária entre trocadores diferença de 10 K	43
Tabela 11: Definição da temperatura intermediária entre trocadores diferença de 20 K	43
Tabela 12: Temperatura final atingida abaixo da pinch	43
Tabela 13: Quantidade de calor por trocador sem integração	45

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO.....	9
1.1 Objetivos gerais	11
1.2 Objetivos específicos	11
2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	12
2.1 Metodologia pinch.....	12
2.2 Gás de síntese	18
2.3 Metanol.....	18
2.4 Planta de Simulação.....	19
3. Metodologia.....	22
4. Resultados e Discussões	23
4.1 Balanço de Massa e Calor Específico.....	23
4.2 Método Pinch.....	36
5. Considerações Finais	47
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	48

1. INTRODUÇÃO

O início da década de 70 foi marcado pelo crescente aumento dos custos de combustíveis e energia para que o montante de indústrias e equipamentos operassem de modo adequado e funcional. De tal modo que as empresas foram impelidas a pensar na redução dos custos e no reaproveitamento para que os processos se tornassem mais eficientes e, conseqüentemente, mais baratos. Assim, os engenheiros responsáveis voltaram sua atenção para a quantidade de calor que as indústrias químicas despendiam nos processos, de tal modo que a integração energética passou a ser um tema recorrente de debate gerando diversas metodologias e meios para que a reutilização de calor fosse a maior possível (TURTON et al., 2008).

A globalização e o crescimento exponencial da população mundial mostram que atualmente essa discussão ainda é fundamental, os custos das produções continuam sofrendo incrementos que geram a necessidade de se aprimorar o consumo energético dos processos, e os problemas climáticos indicam a urgência de uma economia de baixo carbono (YANG et al., 2024). Os equipamentos estão sendo dimensionados visando a maior eficiência energética, porém ainda há muito calor sendo dissipado ou não utilizado nos processos, uma problemática que através de integração energética pela Metodologia de Análise Pinch pode ser atenuada (LAZZAROTTO, 2021).

Corroborando com o pensamento globalizado, Luiz Inácio Lula da Silva, atual presidente do Brasil, em discurso durante a cerimônia de credenciamento do Instituto de Matemática Pura e Aplicada (IMPA) como instituição de ensino superior em janeiro de 2023, dissertou sobre a necessidade de se formar mais profissionais nos ramos de exatas abrangendo as engenharias em seu pronunciamento. Esse posicionamento define ainda mais a importância de que durante a formação exista a pluralidade de conteúdo para que o engenheiro, futuro formado, seja capaz de ter pensamento crítico voltado a resolução de problemas e possibilite uma melhor condição de vida para a sociedade através das suas descobertas e trabalho.

Além disso, durante os anos, as indústrias necessitam cada vez mais de profissionais proativos, desenvolvidos e com conhecimentos básicos bem definidos pois a superficialização do ensino e as tragédias envolvendo os mais variados setores industriais nos últimos anos colocaram ainda mais em foco a necessidade de garantir confiabilidade e segurança em todos os processos que são desenvolvidos. Sendo a melhoria e o projeto inicial áreas críticas para o bom funcionamento empresarial, o

engenheiro fazendo parte desse desenvolvimento deve ser capaz de atuar nas mais variadas áreas de conhecimento e dominar os assuntos pertinentes ao possível aporte.

A integração energética, sendo ferramenta fundamental no aprimoramento industrial e na etapa inicial de capital, tem sua definição como Tecnologia Pinch atribuída a diversos pesquisadores e o método definido por Douglas J. M. foi amplamente aceito. O processo estuda a possibilidade de se projetar uma rede de trocadores de calor que ao serem interligados, pela capacidade de transferência e interconectividade, diminuam a quantia de utilidades quente ou fria que é necessária no processo, além de determinar a quantidade de trocadores requeridos, os modos de combinações e os pontos onde há alto acúmulo de quantidade energética, formando assim uma rede de troca térmica com menor necessidade de gastos para funcionamento. (DOUGLAS, 1988).

No Brasil, o quarto trimestre de 2023 apresentou no setor industrial uma alta de 1,1% quando comparado ao mesmo período do ano anterior (IBGE, 2024). Com o crescimento industrial a demanda por matéria prima cresce, sendo demonstrada mais expressivamente pela indústria química que a nível global atinge a marca de 4 bilhões de euro por ano, além de ser um dos setores que mais consome energia e produz gases de efeito estufa (CEFIC, 2023).

Dentre as fontes não renováveis que conhecemos o gás natural e o petróleo são destaques, este último sendo vastamente usado como matéria prima para energia, diversos produtos e componentes químicos. Entretanto os danos do consumo de petróleo e seus derivados já são sentidos na atualidade pois diversos dos seus subprodutos são poluentes ou tóxicos (CHEN et al., 2023). Assim, a busca por alternativas mais sustentáveis para se obter energia e matéria prima resultou no agraciamento dos insumos produzidos por biomassa orgânica que se tornaram uma potente via de escape para o entrave enfrentado devido a quantidade abundante disponível para uso (MONTEIRO, 2022). Casos que possibilitam essa verificação foram apresentados por Vela-García et al. (2021) em que demonstra por simulação a utilização de biomassa lignocelulósica em uma biorrefinaria para produção de combustível sustentável para aviação e a produção de etanol de segunda geração pela Raízen que atualmente é a única empresa a utilizar essa produção de forma contínua e em escala comercial (RAÍZEN, 2023).

Dos derivados de fontes não renováveis que urgem uma alternativa sustentável de produção, o metanol se encaixa como matéria prima de alta demanda industrial que possui vasta aplicabilidade por sua capacidade de, a depender das condições adotadas,

produzir os mais variados tipos de bens econômicos como combustíveis, olefinas e hidrocarbonetos - que são fundamentais pelas características, aplicabilidade e fácil transporte (MOSAYEBI; EGHBAL AHMADI, 2022). A produção de metanol verde é mais barata e mais simples que outros processos de biomassa líquida e há possibilidade de sua produção através de gases de efeito estufa (Faber e Paolucci, 2014).

Assim os estudos e melhorias nos processos de produção de metanol renovável se tornam fundamentais para o desenvolvimento sustentável e possibilita ser uma alternativa que, aliada com metodologias de diminuição de gastos, evite a emissão de gases de efeito estufa e o consumo elevado de utilidades energéticas nos processos impactando positivamente o financeiro de empresas do ramo energético.

A produção de metanol e gás de síntese, importante intermediário usado como reagente em diversas reações químicas, foi estudada por HAMAI et al. (2024) através da biomassa de tamareiras por simulação no Aspen Plus. A gaseificação a vapor de resíduos e os processos de limpeza de gás de síntese para utilização como matéria prima na produção de metanol foram simulados em diferentes condições operacionais. Os resultados, portanto, geraram a condição operacional mais adequada para otimizar o rendimento do gás e a síntese de metanol gerando uma alternativa viável para a produção eficiente e através de uma vasta fonte orgânica, porém não foi apresentada alternativas de avaliação técnico econômica do processo.

Visando contribuir para o melhoramento da possibilidade de aplicação dessa pesquisa em uma planta de produção real e fazer uma análise econômica inicial, a metodologia pinch e os estudos que derivam da sua aplicação se configuram como caminhos viáveis, de modo que o processo final possua dimensionamento e maior confiabilidade para investimentos e aplicações similares.

1.1 Objetivos gerais

O objetivo principal é apresentar uma configuração de trocadores de calor interligados afim de reduzir os custos da planta simulada em questão.

1.2 Objetivos específicos

Comprovar a eficácia da metodologia pinch aplicando conceitos da engenharia química.

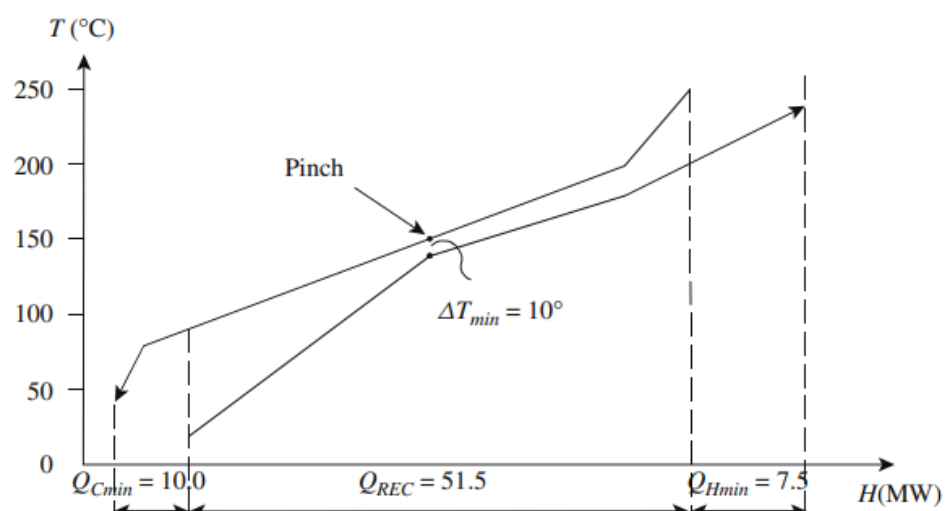
2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 Metodologia pinch

A metodologia de análise pinch foi definida por Turton et al. (2008) como um procedimento iterativo de 5 atividades básicas compostas por: escolher uma temperatura mínima de aproximação, construir um diagrama de intervalo de temperatura, construir um diagrama de cascata, calcular a quantidade mínima de trocadores e por fim construir a rede de trocadores de calor. Essa técnica já foi aplicada à diversos trabalhos dos mais variados campos e, com os anos de uso, o método que anteriormente se restringiu aos trocadores de calor já é aplicado a colunas de destilação, bombas, turbinas, cogeradores e demais equipamentos que ocorram troca térmica ou seja eliminado/requerido calor no processo (MONTEIRO, 2022).

Para determinar a temperatura mínima de aproximação se faz necessário definir um intervalo de temperatura que distancie a temperatura entre as correntes quentes e frias do processo. Existem casos em que não se deseja utilizar a heurística, que possui por definição a diferença fixa ente 10 a 20 K, que define o intervalo para projetar trocadores sem exceder o impasse entre gasto de projeto e gasto de utilização. Para essa definição manual, sem uso da heurística, é necessário ter em mãos os dados de todas as correntes com troca térmica do processo, além da capacidade calorífica dos componentes químicos, que deve ser definida como constante com a relação à temperatura na finalidade de facilitar a aplicação do método. Além disso, é necessário saber a vazão mássica para realizar os cálculos necessários de troca térmica no processo (KEMP, 2007). Esses dados são fundamentais para que seja produzida a curva compostas das correntes como apresentado na Figura 1, onde através do gráfico é possível verificar pelas áreas quais as melhores definições de temperatura mínima de aproximação com base no consumo de calor.

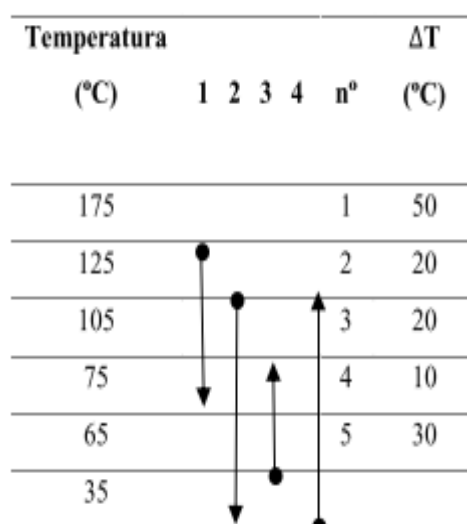
Figura 1: Gráfico de correntes compostas



Fonte: SMITH, 2005

Onde na figura 1 acima o eixo y define a temperatura das correntes (T) dada em graus Celsius e o eixo x indica a Entalpia (H) em mega Watts. O diagrama de intervalo de temperatura, por sua vez, é produzido após a definição da temperatura mínima de aproximação por ser realizado o cálculo que utiliza a temperatura da corrente subtraída, caso essa corrente seja quente, ou adicionada, caso essa seja fria, e assim é possível ter uma visão holística da rede de trocadores de calor e quais linhas podem ser cruzadas pela proximidade das temperaturas e de acordo com a necessidade seja de adição ou retirada de calor na linha. Assim como o apresentado na Figura 2, é com esse diagrama que é verificado a quantidade de calor a ser adicionada no processo como um todo, somando as utilidades quente com as frias.

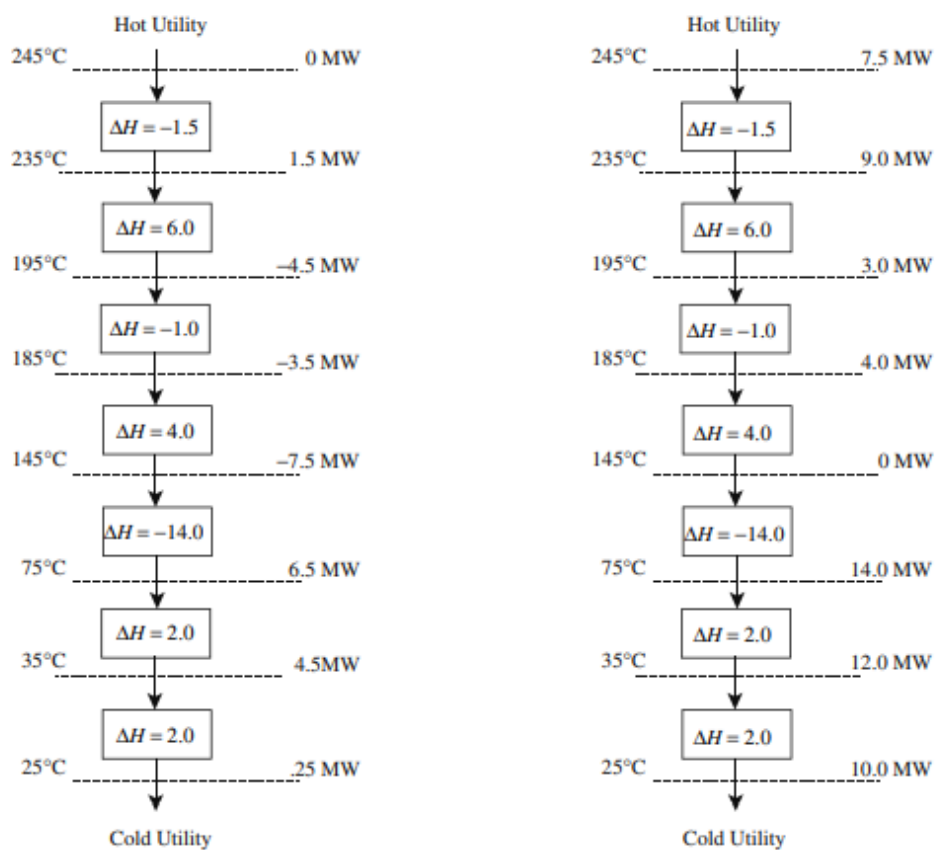
Figura 2: Diagrama de diferença de temperatura



Fonte: Adaptado JÚNIOR F., (2009).

Onde na coluna de Temperatura são inseridas as temperaturas do processo, sejam estas de entrada ou saída, as colunas com numerações de 1 a 4 indicam se as correntes são quentes (perdem temperatura) ou frias (ganham temperatura), nº indica a quantidade de intervalos de troca entre duas correntes e ΔT é a diferença de temperatura entre cada uma das temperaturas do processo. Ao fazer os cálculos em cada um dos intervalos por consequência se faz necessário determinar em qual faixa de temperatura se encontra o ponto de estrangulamento, onde a troca de calor zera e possibilita a criação de toda a rede de troca, pelo qual a quantidade de calor é adicionada ou subtraída de acordo com o conjunto de linhas que se cruzam no diagrama de intervalo de temperatura e esse somatório resulta na quantidade de utilidade quente (em geral vapor) necessária sendo definida como a quantidade de calor acima da temperatura de pinch e a quantidade de utilidade fria (em geral água de resfriamento) sendo a quantidade de calor que fica em excesso no processo, como o exposto na Figura 3:

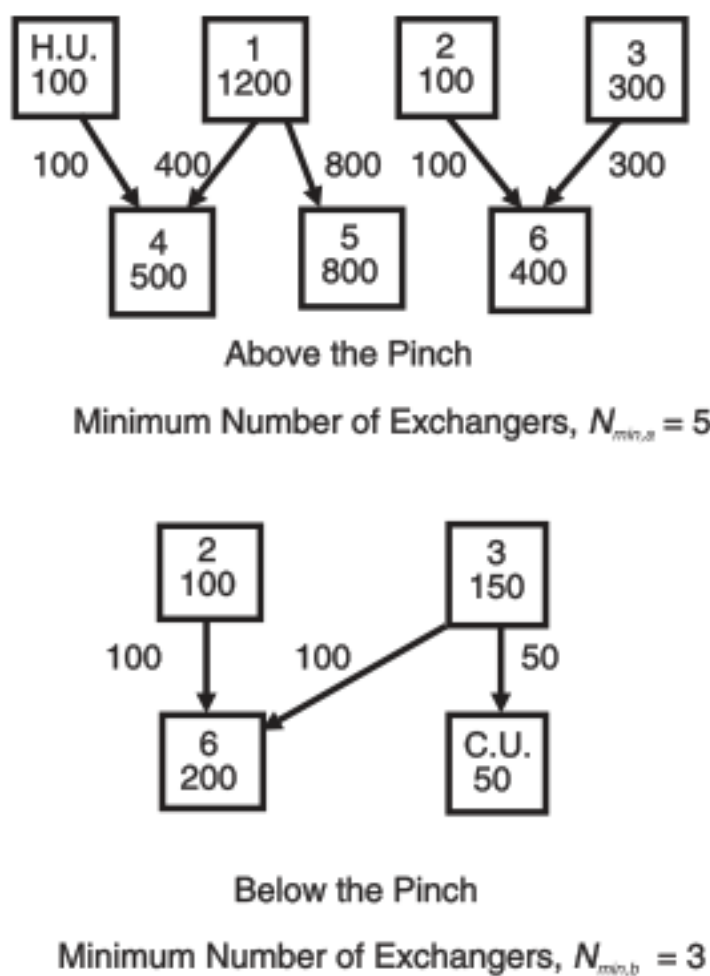
Figura 3: Diagrama de Cascata



Fonte: TURTON et al., 2008

Desse modo com a determinação da quantidade de utilidades quente e fria requerida, o cálculo da quantidade mínima de trocadores de calor necessário é feito separando os trocadores acima e abaixo do ponto de pinch pela análise das quantidades de calor que é trocado em cada região, as linhas indicam a quantidade de calor passado das temperaturas mais quentes para as mais frias e automaticamente isso indica a quantidade de trocadores mínimos requeridos para realizar essa integração energética. Assim como o demonstrado na Figura 4:

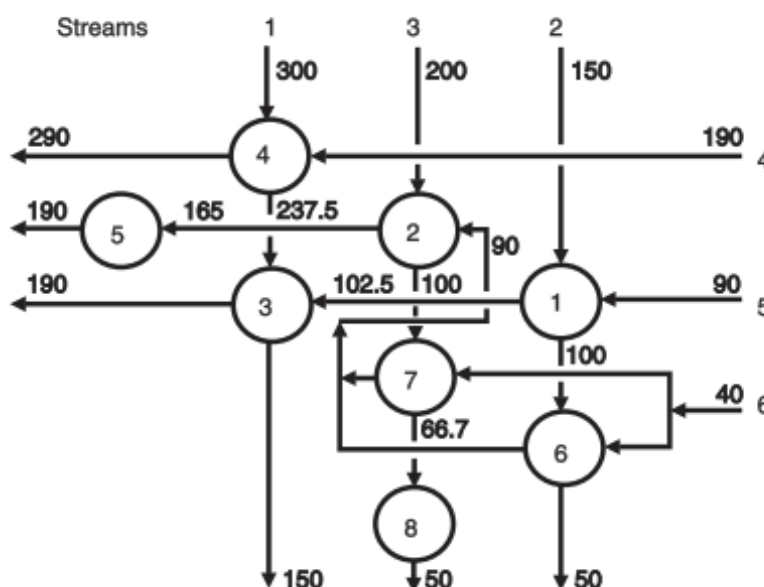
Figura 4: Representação do número mínimo de trocadores de calor



Fonte: TURTON et al., 2008

Por fim, a definição da nova rede de trocadores de calor deve seguir as leis da termodinâmica e em caso de não existir possibilidade de trocar calor sem ceder a temperatura mínima de aproximação já pré-definida. Quando esse caminho não é viável é possível recorrer a alternativas de diminuição da vazão para que o processo de troca opere com o máximo de otimização possível assim como o demonstrado pela figura 5:

Figura 5: Rede otimizada de trocadores de calor



Fonte: TURTON et al., 2008

Deveque (2019) estudou a possibilidade de aplicar essa metodologia para integração energética no processo de síntese de amônia onde através de heurísticas que seguem a termodinâmica do processo se verificou que ao adicionar 1 único trocador de calor a redução no consumo de vapor e água de resfriamento chega à ordem de 50% das utilidades, demonstrando a efetividade da ferramenta pois a economia anual no processo seria de 47 mil dólares para a produção estabelecida.

Kim et al. (2022) realizaram a análise após verificar o grande descarte de água em indústrias têxteis e após integrarem energeticamente uma bomba com um trocador de calor e aplicarem este conjunto em uma rede de trocadores seguindo o método da pinça alcançaram o resultado de uma economia energética de 28,6% e o retorno do investimento necessário para alterar a planta em torno de 4 anos considerando unicamente essa parte da produção.

Seirafi (2024) por sua vez, verificaram em conjunto que o sistema combinado realizando as trocas térmicas necessárias para produção de hidrogênio a partir de biogás apresentou forte capacidade de reutilização energética, pois a combustão do biogás liberou energia suficiente para melhorar a eficiência do processo em 74% e ainda apresenta redução dos gases de efeito estufa. Assim a análise pinch se mostra uma forte ferramenta em uso industrial para aprimoramento de processos e redução de gastos alinhado as atuais pautas de desenvolvimento governamental.

2.2 Gás de síntese

O gás de síntese é um intermediário é composto por monóxido de carbono e hidrogênio de alta prioridade devido a utilidade nas indústrias para formação de produtos químicos dos mais variados gêneros, como amônia e combustíveis líquidos (MAHINPEY et al., 2023). Em geral o gás de síntese é obtido por vias não renováveis, porém diversas pesquisas, como a pesquisa intitulada Gaseificação da biomassa lignocelulósica e aplicações do gás de síntese publicada por Santada et al. (2023), já revelaram a viabilidade da sua produção através de compostos orgânicos e inorgânicos em determinadas condições de temperatura, pressão e acidez, mas para a aplicação química o gás de síntese deve ter proporção de CO/H₂ na faixa de 1,26 a 0,33 (GUO et al., 2024).

No processo advindo de matéria prima orgânica, o gás de síntese deve ser limpo para retirada de cinzas e demais impurezas presentes e que são arrastados pelo vapor produzido. Após a limpeza, se a finalidade é produção de metanol, a proporcionalidade segue nova métrica sendo a proporção de H₂/CO na ordem de 2,4 e a temperatura e pressões de 200°C e 50 atm, pois a produção de metanol possui diretrizes próprias a serem seguidas (HAMAIIDI et al., 2024).

2.3 Metanol

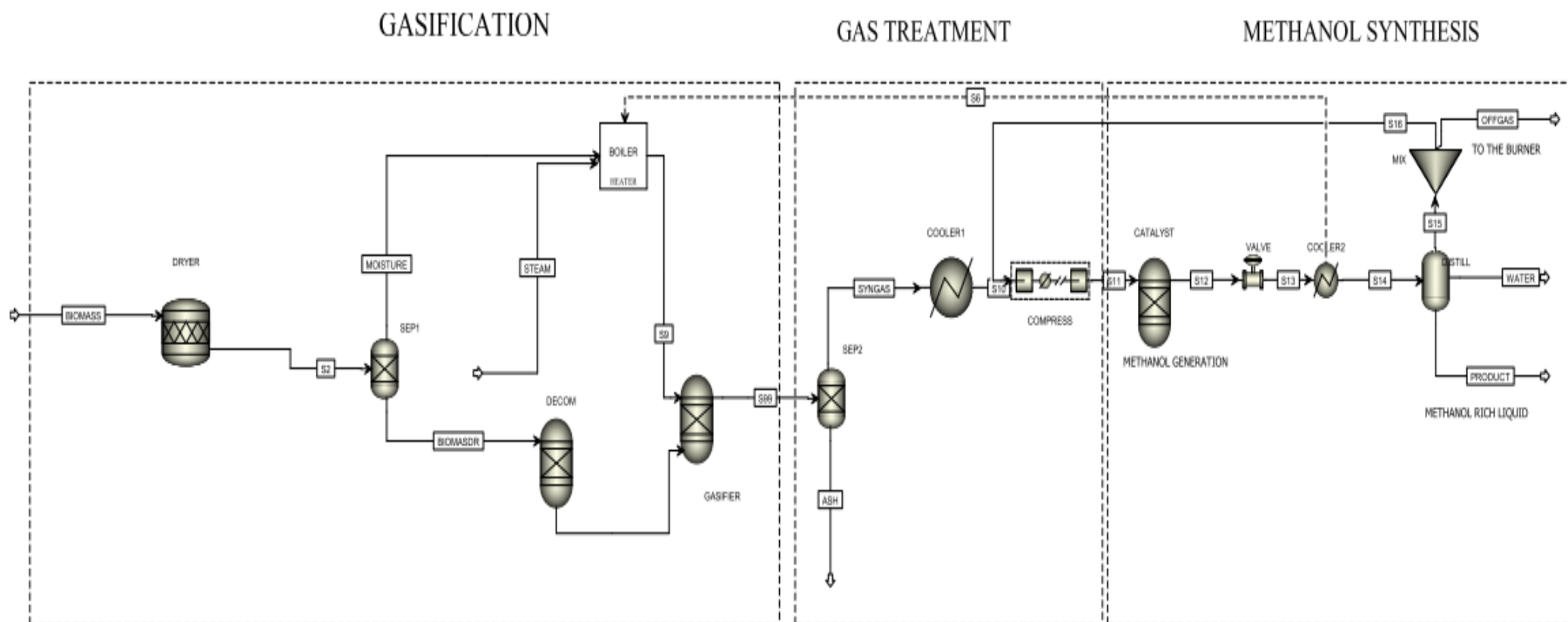
Na produção de metanol, geralmente os custos de matéria prima representam cerca de 90% dos custos totais da produção o que expressa a importância de buscar meios mais viáveis para a geração de um produto tão importante na indústria química, como biomassa, biogás e até fluxos de resíduos (BARBATO et al., 2014).

O metanol tem grande importância no ramo de combustíveis, podendo auxiliar grandemente na transição entre o atual cenário de uso central do petróleo para um consumo energético mais sustentável, assim como possui diversas funcionalidades nas áreas químicas sendo principal reagente na produção de ácido acético e, consequentemente, acetato de vinila, formaldeído que é utilizado em plásticos e termoendurecíveis, olefinas e muitos outros compostos (IAQUANIELLO et al., 2018).

2.4 Planta de Simulação

A simulação escolhida para aplicação do método e estudos de integração energética advém do trabalho desenvolvido por Hamaidi et al., 2024 onde o processo teve simulação desenvolvida pelo *software* privado Aspen Plus como na figura abaixo:

Figura 6: Planta simulada



Fonte: HAMAIID et al., 2024

Verifica-se nessa simulação o uso de diversas operações unitárias e processos que condizem com as informações amplamente divulgadas para a obtenção do gás de síntese e de metanol por vias orgânicas. Na figura anterior temos o DRYER que é o secador usado para tirar a umidade da biomassa pro processo, o SEP1 e SEP2 que são separadores de fases retirando a água vaporizada da biomassa seca no caso 1 e cinzas no caso 2, um DECOM que é um reator de decomposição de matéria orgânica em material químico, um GASIFIER que tem como principal finalidade gaseificar pelo uso de temperatura os compostos neste caso simulado usando energia livre de Gibbs e retirada de matéria orgânica não convertida como cinzas. Além dos equipamentos já citados ainda é possível verificar COOLER1, COOLER2 e BOILER que são trocadores de calor definidos no processo, o COMPRESS que é o compressor capaz de fazer a conversão para o gás de síntese nas condições necessárias, o CATALYST que é um reator catalítico desenvolvido para a produção de Metanol, uma VALVE que é a válvula de alívio de pressão do sistema pós a compressão exigida, o DESTILL que é o destilador que atua separando em três fases sendo uma de metanol, uma de água e uma de gases e, por fim, o MIX que proporciona os gases nas medições necessárias para utilização e reprocesso.

3. Metodologia

Seguindo os objetivos definidos anteriormente, o trabalho utilizou métodos manuais e computacionais para resolução das problemáticas que surgiram ao passo que o processo de desenvolvimento foi aplicado. As correntes já definidas pelo trabalho desenvolvido pelos pesquisadores Hamaidi et al. (2024) foram usadas como início dos cálculos e todas as modificações foram realizadas sem que essas impactem diretamente o resultado com a finalidade de verificar e manter o bom funcionamento da planta.

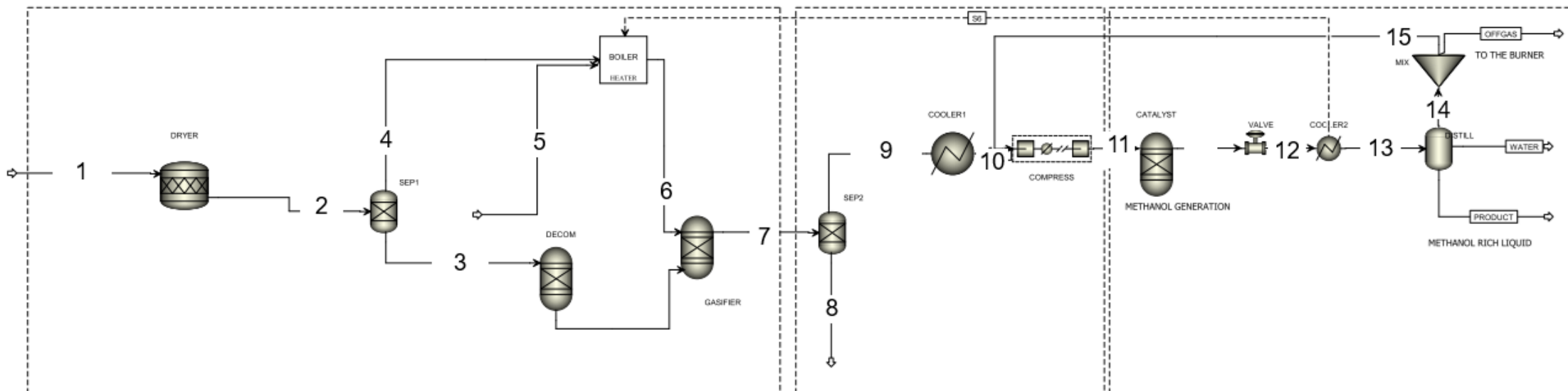
No trabalho de simulação desenvolvido por Hamaidi et al. (2024) foram apresentadas informações das principais correntes do processo, bem como as pressões e temperaturas que quando utilizadas no *software* resultou na produção de gás de síntese e metanol. Entretanto, para a aplicação da metodologia de integração energética é necessário definir por suposto os possíveis trocadores de calor atuantes nas correntes e essas devem ser completamente definidas e os seus balanços devem condizer com as informações de saída do processo.

4. Resultados e Discussões

4.1 Balanço de Massa e Calor Específico

Para os balaços foi necessário alterar as nomenclaturas para facilitar o processo de entendimento, assim sendo a planta simulada ficou desenhada como apresentado na figura 7:

Figura 7: Planta simulada com numeração ajustada



Fonte: Adaptado de HAMAIID et al., 2024

Ao final dos cálculos de Balanço Global, por componente e por equipamentos foi ajustada também as temperaturas de modo a tornar o processo mais condizente em termos energéticos para as operações que foram definidas pelo simulador como isotérmicas, unindo todas as informações calculadas na Tabela 1.

Tabela 1: Correntes do processo com vazões mássicas

(Continua)

	Corrente 1	Corrente 2	Corrente 3	Corrente 4	Corrente 5	Corrente 6	Corrente 7	Corrente 8	Corrente 9
Temperatura (°C)	298	373	373	373	373	373	1073	1073	1073
Pressão (Bar)	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Biomassa (Kg/h)	1000	0	0	0	0	0	0	0	0
Biomassa Seca (Kg/h)	0	952	952	0	0	0	0	0	0
H2O (Kg/h)	0	48	0	48	832	880	549	0	549
H2 (Kg/h)	0	0	0	0	0	0	94,88	0	94,88
CO (Kg/h)	0	0	0	0	0	0	546,86	0	546,86
CO2 (Kg/h)	0	0	0	0	0	0	609,49	0	609,49
CH4 (Kg/h)	0	0	0	0	0	0	0,51	0	0,51
N2 (Kg/h)	0	0	0	0	0	0	3,43	0	3,43
CH3OH (Kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Cinzas (Kg/h)	0	0	0	0	0	0	47,12	47,12	0
Total (Kg/h)	1000	1000	952	48	832	880	1851,29	47,12	1804,17

Tabela 1: Correntes do processo com vazões mássicas

(Conclusão)

	Corrente 10	Corrente 11	Corrente 12	Corrente 13	Corrente 14	Corrente 15	Água	Metanol	Offgas
Temperatura (°C)	393	523	493	323	323	323	333	333	493
Pressão (Bar)	1	100	60	1	1	1	1	1	60
Biomassa (Kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Biomassa Seca (Kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O (Kg/h)	549	550,2	779,31	779,31	5,99	1,19	773,31	0	4,8
H2 (Kg/h)	94,88	98,43	17,78	17,78	17,78	3,55	0	0	14,23
CO (Kg/h)	546,86	621,89	62,18	62,18	62,18	12,39	0	0	49,58
CO2 (Kg/h)	609,46	677,07	651,07	651,07	651,07	130,2	0	0	520,87
CH4 (Kg/h)	0,51	0,637	0,637	0,637	0,637	0,127	0	0	0,51
N2 (Kg/h)	3,43	4,29	4,29	4,29	4,29	0,859	0	0	3,431
CH3OH (Kg/h)	0	0	419	419	0	0	0	419	0
Cinzas (Kg/h)	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Total (Kg/h)	1804,14	1952,517	1934,267	1934,267	741,947	148,316	773,31	419	593,421

Fonte: Autor (2024)

Com as informações sobre as correntes é possível identificar os locais dentro da planta em que se faz necessário o uso de trocadores de calor, definindo 5 pontos em que sua utilização é válida ou facilitadora do processo, sendo esses: Na corrente 1, pré-evaporador, nas correntes 6, 9 e 12, onde já estão definidos trocadores de calor, e na corrente 15, que é um refluxo característico para reaproveitamento de matérias no processo. As informações específicas de temperatura foram ajustadas de acordo com a planta em simulação para que não sofresse alterações inviabilizando o procedimento.

Para dar sequência no processo de cálculo do método de análise pinch, foi selecionado, através de handbooks, toolbox e tabelas presentes em diversos livros, o calor específico das espécies químicas definidas no processo. Esses dados derivam de desenvolvimentos e cálculos termodinâmicos próprios para as definições de calor específico médio, em $\text{kJ/kg}\cdot\text{K}$, e o ajuste desses valores para uma faixa fixa de temperatura. Todas as informações foram compiladas e as faixas definidas de acordo com a Tabela 2, abaixo:

Tabela 2: Calor específico constante dos compostos

	298 - 373 K	373 - 673 K	673 - 1073 K
Biomassa	2,6	-	-
Biomassa Seca	1,2	-	-
H₂O	4,18	2,1	2,5
H₂	14,5	15,2	16,5
CO	1,04	1,09	1,25
CO₂	0,846	0,872	1,05
CH₄	2,22	2,35	2,8
N₂	1,04	1,09	1,31
CH₃OH	2,63	1,44	1,9

Fonte: Autor (2024)

As cinzas foram desconsideradas no cálculo e processo por entender que sua influência não impacta nos resultados e sua retirada é completa. Note ainda que a faixa de temperatura está definida em graus Kelvin, entretanto como foi realizado cálculos e

definições para uma faixa não é necessário ajustes, já que a diferença de temperatura entre graus Celsius e Kelvin é igual.

Após essa definição para cada componente, ainda é fundamental realizar a identificação para cada corrente, tendo em vista que a corrente é a mistura de diversos compostos em frações próprias e então convertidas durante o processo, a intervalos maiores de temperatura, para essa finalidade é importante identificar a fração mássica de cada componente se fez necessário, esses dados foram calculados e estão disposto na Tabela 3 abaixo:

Tabela 3: Correntes do processo com componentes em frações mássicas

(Conclusão)

	Corrente 10	Corrente 11	Corrente 12	Corrente 13	Corrente 14	Corrente 15	Água	Metanol	Offgas
Temperatura (°C)	393	523	493	323	323	323	333	333	493
Pressão (Bar)	1	100	60	1	1	1	1	1	60
Biomassa (Kg/h)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biomassa Seca (Kg/h)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2O (Kg/h)	0,3043	0,2818	0,4029	0,4029	0,0081	0,0080	1,0000	0,0000	0,0081
H2 (Kg/h)	0,0526	0,0504	0,0092	0,0092	0,0240	0,0239	0,0000	0,0000	0,0240
CO (Kg/h)	0,3031	0,3185	0,0321	0,0321	0,0838	0,0835	0,0000	0,0000	0,0835
CO2 (Kg/h)	0,3378	0,3468	0,3366	0,3366	0,8775	0,8779	0,0000	0,0000	0,8777
CH4 (Kg/h)	0,0003	0,0003	0,0003	0,0003	0,0009	0,0009	0,0000	0,0000	0,0009
N2 (Kg/h)	0,0019	0,0022	0,0022	0,0022	0,0058	0,0058	0,0000	0,0000	0,0058
CH3OH (Kg/h)	0,0000	0,0000	0,2166	0,2166	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000
Cinzas (Kg/h)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Total (Kg/h)	1	1	1	1	1	1	1	1	1

Fonte: Autor (2024)

Com os dados tabelados foi possível realizar a identificação do calor específico por corrente, aplicando a multiplicação do calor específico de cada componente presente pela sua respectiva fração nas correntes e ao final, ao realizar o somatório de todos esses valores, de tal modo que consideramos que a corrente seja homogênea em qualquer ponto de amostragem encontrando as mesmas composições dentro do regime contínuo, define-se o calor específico de cada corrente na planta simulada. Os valores foram computados e são pontuados seguindo as definições pré postuladas na Tabela 4.

Tabela 4: Correntes do processo com calor específico por corrente

(Continua)

	Corrente 1	Corrente 2	Corrente 3	Corrente 4	Corrente 5	Corrente 6	Corrente 7	Corrente 8	Corrente 9
Temperatura (K)	298	373	373	373	373	373	1073	1073	1073
Pressão (Bar)	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Biomassa (KJ/h*K)	2,6000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biomassa Seca (KJ/h*K)	0,0000	1,1424	1,2000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2O (KJ/h*K)	0,0000	0,2006	0,0000	4,1800	4,1800	4,1800	0,7414	0,0000	0,7607
H2 (KJ/h*K)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,8456	0,0000	0,8677
CO (KJ/h*K)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,3692	0,0000	0,3789
CO2 (KJ/h*K)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,3457	0,0000	0,3547
CH4 (KJ/h*K)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0008	0,0000	0,0008
N2 (KJ/h*K)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0024	0,0000	0,0025
CH3OH (KJ/h*K)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Cinzas (KJ/h*K)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Total (KJ/h*K)	2,6000	1,3430	1,2000	4,1800	4,1800	4,1800	2,3051	0,0000	2,3653

Tabela 4: Correntes do processo com calor específico por corrente

(Conclusão)

	Corrente 10	Corrente 11	Corrente 12	Corrente 13	Corrente 14	Corrente 15	Água	Metanol	Offgas
Temperatura (°C)	393	523	493	323	323	323	333	333	493
Pressão (Bar)	1	100	60	1	1	1	1	1	60
Biomassa (KJ/h*K)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biomassa Seca (KJ/h*K)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2O (KJ/h*K)	0,6390	0,5918	0,8461	1,6841	0,0337	0,0335	4,1800	0,0000	0,0170
H2 (KJ/h*K)	0,7994	0,7663	0,1397	0,1333	0,3475	0,3471	0,0000	0,0000	0,3645
CO (KJ/h*K)	0,3304	0,3472	0,0350	0,0334	0,0872	0,0869	0,0000	0,0000	0,0911
CO2 (KJ/h*K)	0,2946	0,3024	0,2935	0,2848	0,7424	0,7427	0,0000	0,0000	0,7654
CH4 (KJ/h*K)	0,0007	0,0008	0,0008	0,0007	0,0019	0,0019	0,0000	0,0000	0,0020
N2 (KJ/h*K)	0,0021	0,0024	0,0024	0,0023	0,0060	0,0060	0,0000	0,0000	0,0063
CH3OH (KJ/h*K)	0,0000	0,0000	0,3119	0,5697	0,0000	0,0000	0,0000	2,6300	0,0000
Cinzas (KJ/h*K)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Total (KJ/h*K)	2,0661	2,0107	1,6295	2,7083	1,2187	1,2181	4,1800	2,6300	1,2463

Fonte: Autor (2024)

Com os dados de calor específico de cada corrente é necessário definir, portanto, qual o valor que será assumido dentro de uma maior variação de temperatura dentro de cada corrente. Foi realizada uma média ponderada que leva em consideração o valor recém calculado e a diferença de temperatura que cada corrente se submeterá, como demonstrado na Equação 1:

$$\overline{C_p} = \frac{\dot{\omega} \cdot T_1 + \dot{\omega} \cdot T_2}{(T_1 + T_2)} \quad (1)$$

Em que na equação apresentada, $\overline{C_p}$ é o calor específico da corrente durante o processo de troca térmica, $\dot{\omega}$ é o calor específico de cada corrente, T_1 é a temperatura 1, T_2 é a temperatura 2. Assim sendo, essa equação define o calor específico que a corrente em estudo irá assumir dentro da faixa de temperatura que o trocador de calor irá submeter no processo de troca térmica.

Ao aplicar essa equação nas 5 correntes que serão acopladas à trocadores de calor foi possível montar os valores na Tabela 5 abaixo:

Tabela 5: trocador de calor, faixas de temperatura e calor específico

Trocador	Faixa de Temperatura (K)	Cp (kJ/kg*K)
Trocador 1	298 - 373	2,6000
Trocador 2	373 - 1073	2,9334
Trocador 3	1073 - 393	2,2851
Trocador 4	493 - 323	2,0565
Trocador 5	323 - 393	1,2331

Fonte: Autor (2024)

Os trocadores estão ordenados de acordo com a definição anterior de correntes, sendo assim, o trocador 1 é o que alterará a temperatura da corrente 1, o trocador 2 refere a corrente 6, o trocador 3 a corrente 9 até sua definição na corrente 10, o trocador 4 a corrente 12 até atingir as características da corrente 13 e, por fim, o trocador 5 referente a mudança na corrente 15, esta que por ser uma corrente que será alterada até a faixa

intermediária de calor específicos sem alterar a composição da corrente, necessitou de cálculo análogo ao da Tabela 4 que define o calor específico para cada corrente em determinada temperatura para só então realizar o cálculo equacionado.

Com esses dados base é possível iniciar o processo da tecnologia pinch, tendo as temperaturas de entradas e saídas das correntes nos trocadores de calor, os respectivos calores específicos constantes para a faixa de temperatura que será trabalhada e a diferença de temperatura definida. Seguindo o padrão teórico definido por Turton et al.(2008), será feito o processo de análise de rede de trocadores de calor para a diferença mínima de 10 K e 20 K, para isso ainda será necessário ajustar as unidades das vazões que estão definidas por hora, e a unidade de energia Watts é definida como Joule por segundo. Alterando esses valores e multiplicando pelos calores específicos das correntes de troca térmica temos o grupo de correntes que será a base para realizar o diagrama de diferença de temperatura, que é o primeiro obrigatório para a análise pinch, demonstrados na Tabela 6:

Tabela 6: Definição de vazão nas unidades necessárias e a multiplicação pelo calor específico

Trocador	Vazão (kg/s)	Cp (kJ/kg*K)	M (kW/K)	Tin (K)	Tout (K)
Trocador 1	0,2778	2,6000	0,7222	298	373
Trocador 2	0,2444	2,9334	0,7170	373	1073
Trocador 3	0,5012	2,2851	1,1452	1073	393
Trocador 4	0,5373	2,0565	1,1050	493	323
Trocador 5	0,0412	1,2331	0,0508	323	393

Fonte: Autor (2024)

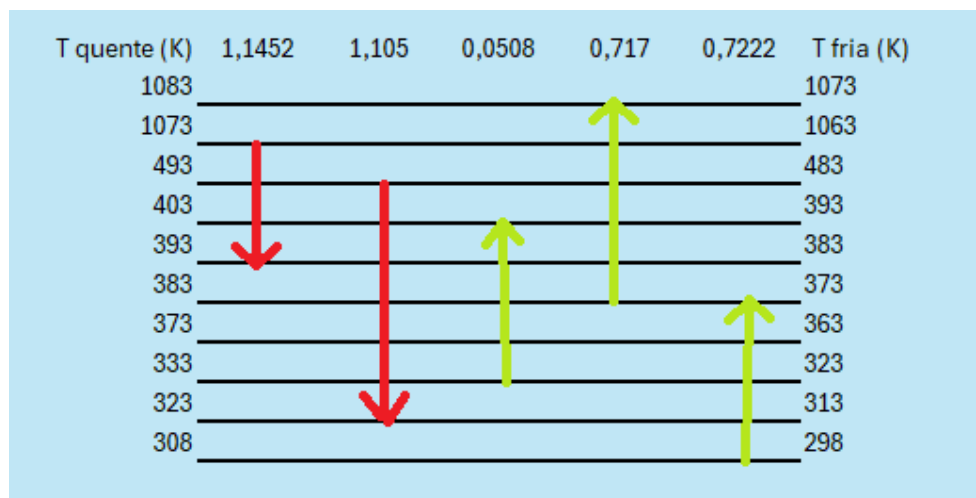
Na tabela 6 se explicita as vazões de cada trocador de calor em massa por intervalo de tempo, o Cp que é o calor específico de cada mistura, M que é a multiplicação da vazão pelo calor específico e as temperaturas de entrada (Tin) e saída (Tout) de cada corrente de compostos no trocador de calor.

4.2 Método Pinch

Todos os desenvolvimentos serão feitos em duplicata, sendo a primeira referente a diferença de temperatura de 10 K e a segunda referente a diferença de temperatura de 20 K. O passo inicial da metodologia de análise pinch é a construção do diagrama de

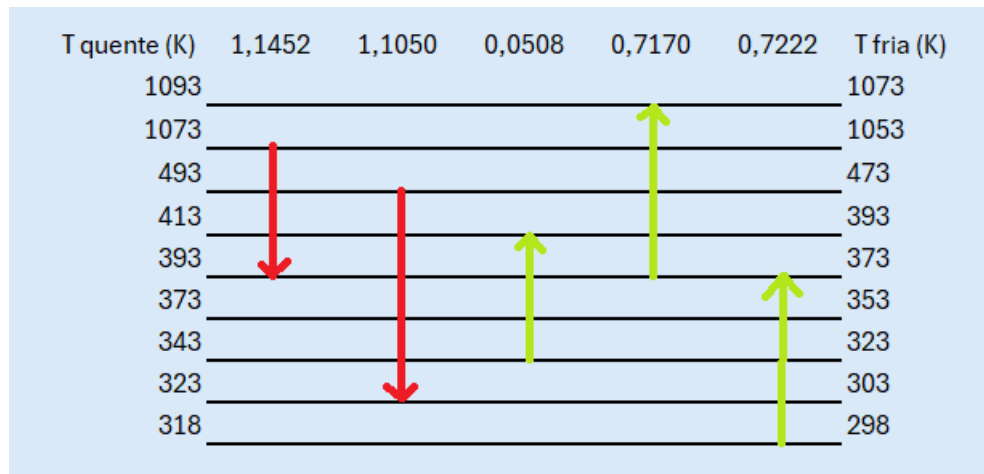
diferença de temperatura que para o problema em questão foi desenvolvido matematicamente e apresentados nas Figura 8 e 9 abaixo:

Figura 8: Diagrama de Diferença de Temperatura com variação de 10 K



Fonte: Autor (2024)

Figura 9: Diagrama de Diferença de Temperatura com variação de 20 K



Fonte: Autor (2024)

Os diagramas de diferença de temperatura permitem identificar as trocas que ocorrem dentro de cada intervalo térmico definido no processo. Podendo separar o diagrama referente a diferença de temperatura de 10 K em 9 áreas entre cada par de linhas do diagrama. Essas áreas são usadas para calcular os valores utilizados nos

diagramas em cascatas, utilizados para definir a quantidade de utilidade quente e fria necessária durante todo o processo para essa diferença de temperatura característica. Da mesma maneira é identificado 8 áreas para a diferença mínima de 20 K. Para a montagem dos diagramas de cascata a Tabela 7 foi produzida:

Tabela 7: Quantidade de calor por áreas do diagrama

Áreas	$\Delta T = 10 \text{ K}$	$\Delta T = 20 \text{ K}$
Área A	-7,1700	-14,3400
Área B	248,3560	248,3560
Área C	137,9880	122,6560
Área D	14,8240	29,6480
Área E	3,3720	6,6400
Área F	3,3200	9,9600
Área G	13,2800	7,6560
Área H	3,8280	-3,6110
Área J	-10,8330	-
Total	406,9650	406,9650

Fonte: Autor (2024)

Pela tabela apresentada o total indica que a quantidade de utilidade necessárias será a mesma, o que significa que a planta tem uma diferença muito grande de temperatura em atuação com relação ao calor que pode ser transferido para cada corrente, o que torna o processo em estudo já eficiente de em termos de energia.

Dessa forma, a rede de trocador de calor ainda é fundamental, pois definindo a diferença de temperatura mínima, a quantidade de utilidade quente e fria em uso também se altera, além dos cálculos para projeto dos trocadores de calor e retorno financeiro, possibilitando ampliação de operações devido ao montando energético em desuso.

Através das cascatas de temperatura e cascata acumulada temos como identificar a temperatura de aproximação e assim verificar quais correntes podem ser interconectadas de modo a respeitar a transferência energética e operar de modo a facilitar e otimizar a eficiência do processo.

As cascatas para a diferença mínima de 10 e 20 K foi montado e plotado na Figura 10 abaixo, sendo, respectivamente, de coloração azul e laranja.

Figura 10: Cascata e cascata acumulada de calor



Fonte: Autor (2024)

Pela verificação do diagrama se evidencia que a temperatura pinch para ambos os casos é igual, assim como o esperado pelos cálculos anteriores já discutidos.

É verificado desse modo que para a diferença de temperatura de 10 K será necessário um montante de 7,17 kW, uma quantidade extremamente baixa, de utilidade quente, isso ocorre devido ao fato de o processo ser em sua maior parte exotérmico e necessitar mais calor para resfriar e manter em conformidade com a segurança e o processo do que aquecer para que o sistema atue continuamente sem falhas. Já para utilidades frias a quantidade de energia requerida atinge o total de 414,1350 kW, expondo ainda mais a diferença entre a necessidade de retirar calor do processo em detrimento de adicionar mais no mesmo.

Analogamente para a diferença de temperatura mínima no valor de 20 K, verifica-se a necessidade de adicionar 14,14 kW de utilidades quentes no processo, proporcional ao processo analisado anteriormente, ao se dobrar a diferença mínima de temperatura houve uma evolução do dobro no uso de utilidades quentes. Em contrapartida houve um aumento na necessidade de utilidades frias no processo, sendo

essa variação sempre proporcional, adentrando no trade off específico que é necessário para definir até que ponto é benéfico aumentar a diferença de temperatura tendo em vista os custos operacionais envolvendo a compra de utilidades para funcionamento empresarial. Além do fator operacional temos o fator capital, quanto menor a diferença de temperatura assumida maior área de troca térmica será necessária no trocador de calor para atingir o objetivo. Trocadores extremamente grandes necessitam de bom processo de bombeamento e seu custo se torna alto devido a quantidade de material despendido para o dimensionamento ao se fabricar o equipamento.

O próximo passo é definir a quantidade de trocadores de calor do processo e, para tal, seguindo a metodologia acima da temperatura pinch para esse caso em específico só haverá um trocador de calor, já que só tem uma corrente e a necessidade de utilidade já discutida. Para a quantidade de trocadores de calor abaixo da temperatura pinch definida temos que o valor da vazão pelo calor específico deve ser maior nas correntes quentes que nas correntes que irão sofrer aquecimento. Para isso, fazendo os cálculos de ajuste para valores de temperatura abaixo da pinch, os dados obtidos foram compilados na auxiliadora Tabela 8, para a diferença de 10 K, e Tabela 9 para a diferença de 20 K:

Tabela 8: Quantidade de calor por trocador diferença 10 K

Trocador	M (kW/K)	T in (K)	T out (K)	Q (kW)
Trocador 1	0,7222	373	298	54,165
Trocador 2	0,717	1053	373	494,73
Trocador 3	1,1452	1073	393	778,736
Trocador 4	1,105	493	323	187,85
Trocador 5	0,0508	393	323	3,556

Fonte: Autor (2024)

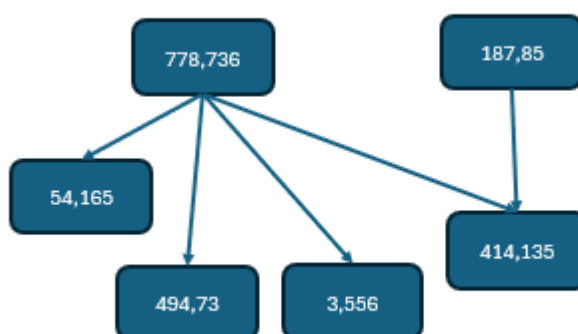
Tabela 9: Quantidade de calor por trocador diferença 20 K

Trocador	M (kW/K)	T in (K)	T out (K)	Q (kW)
Trocador 1	0,7222	373	298	54,165
Trocador 2	0,717	1053	373	487,56
Trocador 3	1,1452	1073	393	778,736
Trocador 4	1,105	493	323	187,85
Trocador 5	0,0508	393	323	3,556

Fonte: Autor (2024)

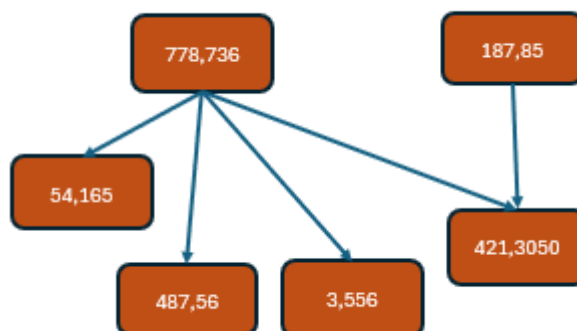
Fazendo a verificação da regra e respeitando a lei termodinâmica a quantidade de trocadores de calor será igual para ambos os casos, porém com diferenças nos valores dos calores a serem trocados em cada um dos casos, como apresentados no número mínimo de trocadores de calor apresentados e esquematizados no Figura 11, referente ao delta de 10K, e o Figura 12, referente ao de 20 K, a seguir:

Figura 11: Diagrama do número mínimo de trocador de calor diferença 10 K



Fonte: Autor (2024)

Figura 12: Diagrama do número mínimo de trocador de calor diferença 20 K



Fonte: Autor (2024)

A quantidade de interligações para zerar a quantidade de calor entre as correntes quentes com as frias definem a quantidade de trocadores de calor minimamente necessários para montar a rede capaz de atingir as temperaturas definidas. Note ainda que na Tabela 8 e 9 não contém valores das utilidades, porém pelo diagrama de cascata ficou definida a quantidade de utilidades quentes e frias necessárias para fechar o balanço energético do processo de maneira adequada. Sendo assim no total, para ambos os casos a quantidade mínima de trocadores de calor é 6, onde 5 são de temperaturas e trocas térmicas abaixo da temperatura pinch e 1 acima utilizando apenas utilidade quente.

Para finalização do processo é necessário realizar os cálculos das trocas térmicas, identificando a temperatura final que as correntes que terão conexão irão adquirir no final de cada integração energética realizada. Assim seguindo o processo, sabendo que a corrente presente no trocador 3 é suficiente para integrar todo o sistema, foi calculado a diferença de temperatura após atingir o padrão estabelecido para as correntes frias. Os dados foram calculados e dispostos na Tabela 10 e 11 abaixo:

Tabela 10: Definição da temperatura intermediária entre trocadores diferença de 10 K

Q (kW)	M (kW/K)	T out (K)
54,165	1,1452	1025,703
494,73	1,1452	593,6994
3,556	1,1452	590,5943
226,285	1,1452	393

Fonte: Autor (2024)

Tabela 11: Definição da temperatura intermediária entre trocadores diferença de 20 K

Q (kW)	M (kW/K)	T out (K)
54,165	1,1452	1025,703
487,56	1,1452	599,9604
3,556	1,1452	596,8552
233,455	1,1452	393

Fonte: Autor (2024)

Desse modo, a rede de trocadores de calor irá possuir características semelhantes em ambos os casos estudados, para definir a temperatura final da corrente antes da utilização da quantidade de utilidade a matemática é semelhante e está exposta na Tabela 12.

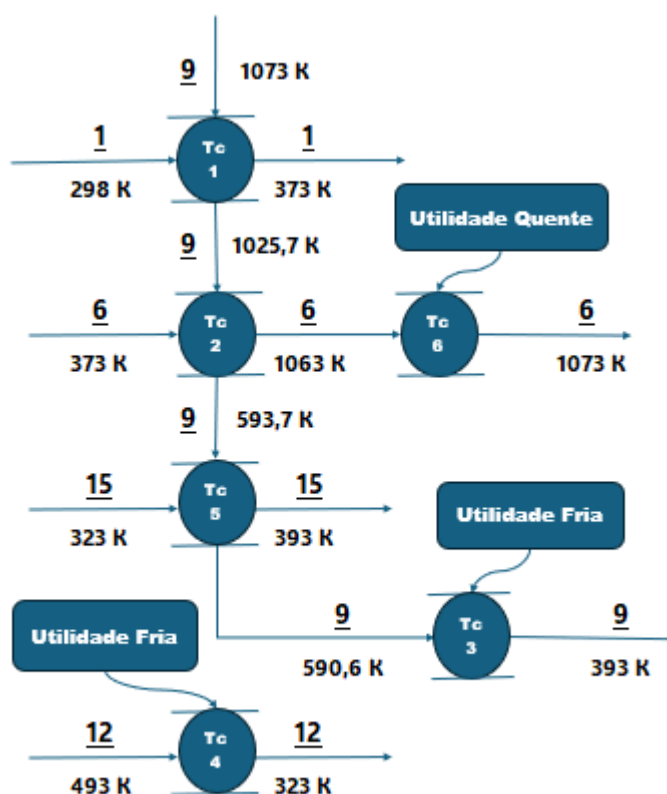
Tabela 12: Temperatura final atingida abaixo da pinch

ΔT (K)	Q (kW)	M (kW/K)	T out (K)
10	494,73	0,717	1063
20	487,56	0,717	1053

Fonte: Autor (2024)

A montagem da rede de trocadores de calor, portanto é feita unindo todas as informações apresentadas anteriormente, note que as utilidades não necessitam de cálculo para identificar as temperaturas de saída, tendo em vista que o objetivo delas é fazer com que o processo atinja a temperatura final, diferentemente da integração energética que por unir correntes com capacidades caloríficas próprias necessitam desde processo para identificação dos valores exatos. O diagrama da rede de trocadores de calor foi montado e apresentado nos Figura 13 e Figura 14, indicando os resultados do processo de integração energética:

Figura 13: Rede de trocadores de calor integrados para diferença de 10 K



Fonte: Autor (2024)

Sendo assim a quantidade de utilidade quente necessária no processo sem a regeneração energética será de 966,5860 kW para utilidades frias e 559,6210 kW de utilidades quentes. Comparando com a integração no caso de uma diferença mínima de temperatura de 10 K, obtemos uma redução no uso de utilidade quente de 98,72% e 57,15% de utilidades frias, já no caso da diferença de temperatura de 20 K têm-se uma redução de 97,43% no uso de utilidades quentes e 56,41% em utilidades frias confirmando a importância de conectar energeticamente os trocadores de calor para reduzir os custos operacionais do processo. Esses resultados confirmam o fato que de com menores diferenças de temperatura mínima é possível obter maior recuperação energética que quando comparada com redes formadas por maior tolerância na diferença de temperatura, mas essa escolha reflete no aumento da área de troca térmica e demais impactos já comentados.

Assim sendo, para que a planta opere de modo a reduzir os gastos energéticos da maneira mais satisfatória os trocadores de calor devem ser projetados e ajustados para atingir as configurações de processo em que a variação de temperatura mínima seja compreendida entre o intervalo de 10 a 20 K pois o processo possui boa capacidade de recuperação de energia.

5. Considerações Finais

A partir do presente trabalho de conclusão de curso se pode comprovar que a metodologia pinch mesmo que aplicada de maneira manual, sem uso de softwares específicos ou cálculos mais robustos, é um auxiliador na tomada de decisões desde projetos de investimento inicial à projetos de otimização e diminuição de custos de plantas industriais a partir do momento que essas façam uso de utilidades nos seus processos.

A otimização da planta de simulação nesse trabalho apresentou resultados positivos, ao final do desenvolvimento dos cálculos para o processo se comprovou a redução de uso de utilidades sejam essas quentes ou frias com relação ao projeto inicial que não usava a integração energética como um meio para mitigar custos. A rede de trocadores de calor final para ambos os casos analisados obteve 6 trocadores de calor, que interligados mantém a simulação funcional, sendo 5 trocadores abaixo da temperatura pinch e 1 trocador acima. A utilização dessas malhas de trocadores apresentou para os casos em que se selecionou uma diferença de temperatura mínima de 10 e 20 K uma redução de 98,72% e 97,43% de utilidades quentes respectivamente, ao passo que para utilidades frias a redução foi de 57,15% e 56,41%, respectivamente.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

BARBATO, L. et al. Trading Renewable Energy by using CO₂: An Effective Option to Mitigate Climate Change and Increase the use of Renewable Energy Sources. **Energy Technology**, v. 2, n. 5, p. 453–461, maio 2014.

CHEN, X. et al. Causality analysis of the impacts of petroleum use, economic growth, and technological innovation on carbon emissions in Bangladesh. **Energy**, v. 267, p. 126565, mar. 2023.

DEVEQUE, R. **APLICAÇÃO DA METODOLOGIA PINCH DE INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA EM UM PROCESSO DE SÍNTESE DA AMÔNIA**. Francisco Beltrão: Universidade Tecnológica Federal do Paraná, 2019.

DOUGLAS, J. M. **Design of Chemical Processes**. 1. ed. Singapore: McGraw-Hill Science/Engineering/Math, 1988.

GUO, S. et al. Investigation of decomposition and partial oxidation of mixed acid gas and methane for syngas production. **Gas Science and Engineering**, p. 205242, fev. 2024.

HAMAIDI, B. E. et al. Unlocking the potential of date palm waste for syngas and methanol production: Process simulation and optimization. **Process Safety and Environmental Protection**, v. 182, p. 98–108, fev. 2024.

IAQUANIELLO, G. et al. Methanol Economy: Environment, Demand, and Marketing With a Focus on the Waste-to-Methanol Process. Em: **Methanol: Science and Engineering**. [s.l.] Elsevier, 2018. p. 595–612.

KEMP, I. C. Introduction. Em: **Pinch Analysis and Process Integration**. [s.l.] Elsevier, 2007. p. 1–13.

KIM, Y. et al. Optimizing wastewater heat recovery systems in textile dyeing processes using pinch analysis. **Applied Thermal Engineering**, v. 214, p. 118880, set. 2022.

LAZZAROTTO, J. **APLICAÇÃO DA METODOLOGIA PINCH EM UMA REDE DE TROCADORES DE CALOR DE UMA PLANTA DE ETILENO**. Francisco Beltrão: [s.n.].

MAHINPEY, N. et al. Power generation from syngas. Em: **Advances in Synthesis Gas : Methods, Technologies and Applications**. [s.l.] Elsevier, 2023. p. 289–319.

MONTEIRO, F. C. **AVALIAÇÃO DA INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA DE UMA BIORREFINARIA VISANDO À PRODUÇÃO DE ETANOL DE SEGUNDA GERAÇÃO UTILIZANDO ANÁLISE PINCH**. Ouro Branco: Universidade Federal de São João Del-Rei, 2022.

MOSAYEBI, A.; EGHBAL AHMADI, M. H. Combined steam and dry reforming of methanol process to syngas formation: Kinetic modeling and thermodynamic equilibrium analysis. **Energy**, v. 261, p. 125254, dez. 2022.

SANTANA, H. E. P. et al. Gaseificação da biomassa lignocelulósica e aplicações do gás de síntese. XII SIMPROD. São Cristóvão, Ago. 2023.

SEIRAFI, F. et al. Pinch, energy, and exergy analysis for a power-hydrogen cogeneration system fueled by biogas. **Process Safety and Environmental Protection**, v. 183, p. 1223–1238, mar. 2024.

SMITH, R. **Chemical Process Design and Integration**. 1^a ed. Grafos: WILEY INDIA, 2005.

TURTON, R. et al. **Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes Third Edition**. 3. ed. Westford: Prattice Hall International Series, 2008.

VELA-GARCÍA, N. et al. Biojet fuel production from oleaginous crop residues: thermoeconomic, life cycle and flight performance analysis. **Energy Conversion and Management**, v. 244, p. 114534, set. 2021.

YANG, D. et al. Multi-source energy utilization for autonomous microgrids in energy storage systems based on an improved pinch point algorithm. **Computers and Electrical Engineering**, v. 114, p. 109077, mar. 2024.