

UNIVERSIDADE TECNOLÓGICA FEDERAL DO PARANÁ

RODRIGO DEVEQUE

**APLICAÇÃO DA METODOLOGIA *PINCH* DE INTEGRAÇÃO  
ENERGÉTICA EM UM PROCESSO DE SÍNTESE DA AMÔNIA**

FRANCISCO BELTRÃO  
2019

RODRIGO DEVEQUE

**APLICAÇÃO DA METODOLOGIA *PINCH* DE INTEGRAÇÃO  
ENERGÉTICA EM UM PROCESSO DE SÍNTESE DA AMÔNIA**

Trabalho de Conclusão de Curso em Engenharia Química, apresentado à disciplina de Trabalho de Conclusão de Curso 2, do Departamento Acadêmico de Engenharia Química da Universidade Tecnológica Federal do Paraná.  
Orientador(a): Prof. Dr. André Zuber.

FRANCISCO BELTRÃO  
2019



---

**TERMO DE APROVAÇÃO**  
**Trabalho de Conclusão de Curso – TCC2**

**Aplicação da Metodologia *Pinch* de Integração energética em um Processo de Síntese da Amônia**

por

**Rodrigo Deveque**

Trabalho de Conclusão de Curso 2 apresentado às 16 horas e 00 min, do dia 05 de julho de 2019, como requisito para aprovação da disciplina Trabalho de Conclusão de Curso 2, do Curso de Engenharia Química da Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Campus Francisco Beltrão. O candidato foi arguido pela Banca Avaliadora composta pelos professores abaixo assinados. Após deliberação, a Banca Avaliadora considerou o trabalho \_\_\_\_\_.

Banca Avaliadora:

---

**Prof. Dr. Douglas Junior Nicolin**

Coordenador(a) do Curso

---

**Prof. Dr. André Zuber**

Professor Orientador

---

**Prof<sup>a</sup>. Dr<sup>a</sup>. Irede Angela Lucini**

**Dalmolin**

Membro da Banca

---

**Prof. Dr. Vilmar Steffen**

Membro da Banca

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

## **AGRADECIMENTOS**

Primeiramente gostaria de agradecer meus pais, Idalves e Damião, meus irmãos, Fernando e Gustavo, pelo imenso apoio, incentivo e amor. Sem eles nada disso seria possível.

Aos meus amigos, em especial ao João e a Andreia, que me suportam todos os dias, me ajudam na compreensão dos conteúdos, horas difíceis, nos estresses e dilemas universitários, mais que também compartilham bons papos, risadas e café.

Aos meus companheiros de república, Gustavo e Haron, por todos os perrengues que passamos juntos, por todas as risadas, brigas, conversas e confusões.

Ao meu orientador, André, por ter aceitado o convite, por ter compartilhado de seu tempo, paciência e conhecimento para que esse trabalho fosse concluído. Obrigado por ter acreditado no meu potencial.

Aos professores da banca, Irede e Vilmar, pelo seu tempo e pela contribuição para melhorias desse trabalho.

A todos que de forma direta ou indireta, me ajudaram na conclusão deste trabalho, os mais sinceros agradecimentos.

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Diagrama das curvas compostas quente e fria em um diagrama temperatura (T) versus entalpia (H), considerando valores distintos para variação de temperatura mínima	16
Figura 2 – Diagrama de grade para a rede de trocadores de calor	17
Figura 3 – Cascata de Energia	27
Figura 4 – Curvas compostas em um $\Delta T_{\min}$ de 25°C	28
Figura 5 – Temperaturas finais e iniciais das correntes quentes e frias em um trocador de calor	29
Figura 6 – Curvas de custos pela $\Delta T_{\min}$	33
Figura 7 – Rede de trocadores para o processo originalmente, sem considerar a integração energética	34
Figura 8 – Rede de trocadores de calor para o processo integrado energeticamente, considerando um $\Delta T_{\min}$ de 20°C	34
Figura 9 – Rede de trocadores e calor	35
Figura 10 – Curvas compostas com $\Delta T_{\min}$ ótimo de 20°C	36
Figura 11 – Cascata de calor com $\Delta T_{\min}$ ótimo de 20°C	36

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Propriedades das correntes do processo de produção de amônia	26
Tabela 2 – Correntes do Processo	26
Tabela 3 – Correntes do Processo	27
Tabela 4 – Área de troca térmica para cada $\Delta T_{\min}$	30
Tabela 5 – Custo do trocador de calor para cada $\Delta T_{\min}$	30
Tabela 6 – Custos das utilidades	31
Tabela 7 – Custos totais	32

## LISTA DE EQUAÇÕES

Equação 1 – Reação de formação da amônia	11
Equação 2 – Área de troca térmica	28
Equação 3 – Temperatura média logarítmica	29

## RESUMO

A produção de amônia é muito importante para a economia mundial. É matéria-prima fornecedora de nitrogênio para produção de fertilizantes, porém possui um processo de produção com alto consumo energético. A integração energética se mostra uma alternativa viável para redução dos custos energéticos. A metodologia Pinch baseada nos princípios da termodinâmica, apresenta maneiras heurísticas de otimizar o custo energético de plantas industriais, através da troca de energia entre as diversas correntes quentes e frias de um processo, reduzindo o uso de água e vapor. Os resultados apontam uma redução acima dos 50% no uso de utilidades, consequentemente no custo de processamento. Com a instalação de mais um trocador de calor na planta é possível tal economia, que gira em torno de quarenta e sete mil dólares anuais, para uma produção de 200,2 kmol de amônia por hora.

**Palavras-chave:** Metodologia Pinch. Integração Energética. Amônia. Utilidades. Custo.



## ABSTRACT

Ammonia production is very important for the world economy. It is an input nitrogen supplier for fertilizer production, but it has a production process with high energy consumption. Energy integration is shown to be a viable alternative to reduce energy costs. The Pinch methodology based on the principles of thermodynamics, presents heuristic ways to optimize the energy cost of industrial plants, through the exchange of energy between the various hot and cold streams of a process, reducing the use of water and steam. The results indicate a reduction above 50% in the use of utilities, consequently in the cost of processing. With the installation of another heat exchanger in the plant is possible such an economy, which revolves around 47000 annual dollars, for a production of 200.2 kmol of ammonia per hour.

**Keywords:** Pinch Methodology. Energy Integration. Ammonia. Utilities. Cost.

## SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	10
1.1 PROBLEMA	11
1.2 JUSTIFICATIVA	12
1.3 OBJETIVOS	14
1.3.1 Objetivo Geral	14
1.3.2 Objetivos Específicos	14
2 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	15
2.1 METODOLOGIA <i>PINCH</i>	15
2.2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	18
3 PROCEDIMENTOS METODOLÓGICOS	23
4 RESULTADOS E DISCUSSÕES	25
4.1 BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA	25
4.2 CASCATA DE ENERGIA	27
4.3 CURVAS COMPOSTAS	27
4.4 ANÁLISE ECONÔMICA	28
4.4.1 Área de Troca Térmica	28
4.4.2 Custo de Equipamento	30
4.4.3 Custo de Utilidades	31
4.4.4 Custo Total	32
4.5 DETERMINAÇÃO DO $\Delta T_{\min}$ ÓTIMO	32
4.6 REDE DE TROCADORES DE CALOR	33
4.7 COMPARATIVO ANTES E DEPOIS DA INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA	35
5 CONCLUSÕES	38
REFERÊNCIAS	39

## 1 INTRODUÇÃO

O petróleo, matéria-prima de diversos produtos, principalmente energéticos, toma uma fatia muito grande da economia mundial. Segundo Barbosa (2014), em 2012, a produção de petróleo mundial era de aproximadamente 80 milhões de barris ao dia. Seus derivados possuem ótimos valores de mercado e influenciam direta e indiretamente o preço de outros produtos, como por exemplo, os combustíveis, no caso do transporte, e o plástico em eletrodomésticos.

Em meados de 1970, o mundo descobriu que o petróleo era uma fonte finita de combustível. Com estimativa de mais 70 anos de extração dos poços, logo seu preço subiu de forma astronômica, alcançando em poucos meses um aumento de 400% (SARKIS, 2006). Havia falta desse combustível no mundo e ele era vendido a preços elevados. Nesse período, o governo brasileiro lançou o Proálcool, programa que visava substituir o combustível fóssil por fontes renováveis, como no caso, o álcool combustível produzido através da fermentação da cana-de-açúcar.

Desde a década de 70 até os dias de hoje, o preço e o consumo de energia são cada vez maiores. Mesmo que equipamentos e processos atuais sejam projetados para consumir a menor quantidade de energia possível, a demanda é cada vez maior. Outro ponto a ser considerado é que muitos dos métodos de obtenção de energia são muito prejudiciais ao meio ambiente. Principal agente prejudicial é o dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), gás advindo da queima de combustíveis fósseis, particularmente em carros e processos que usam carvão mineral. O gás carbônico auxilia no aumento do aquecimento global (intensificação do efeito estufa), provocando aumento da temperatura média, degelo nas calotas polares, mudança nas estações do ano, até mesmo mudando o ciclo da água e provocando a acidificação dos oceanos.

Algumas ações para combater problemas ambientais foram tomadas pela humanidade, como por exemplo, o Protocolo de Kyoto, o qual é um acordo entre as nações para reduzir as emissões de  $\text{CO}_2$  e encontrar formas de substituir o uso de combustíveis fósseis ou reduzir seus impactos. Algumas das formas são pesquisas voltadas a encontrar combustíveis e fontes energéticas renováveis, como energia eólica e aproveitamento de biomassa residual para produzir combustíveis ou usá-las como combustível. Outra alternativa são métodos heurísticos e matemáticos implantados para reduzir o gasto energético das plantas industriais.

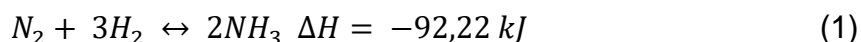
Neste trabalho de conclusão de curso um método heurístico da integração energética é empregado para um processo industrial de produção de amônia, com o propósito da redução do consumo energético da planta. A integração energética não foi pensada apenas por questões ambientais, também por questões econômicas, reduzindo o custo de produção, a indústria torna-se mais competitiva no mercado.

A integração energética começou a ser estudada logo após a grande crise do petróleo da década de 70, mas foi nos últimos 25-30 anos que ela começou a ser amplamente difundida. Conformações de redes de trocadores de calor são analisadas para correntes que precisam ser aquecidas ou resfriadas aproveitando uma a outra, reduzindo o uso de energia para uma determinada parte do processo (KEMP, 2006).

Um dos métodos de integração energética mais conhecidos é a Análise *Pinch* ou Ponto de Estrangulamento. A Análise *Pinch*, metodologia escolhida para este trabalho, procura alcançar a máxima recuperação energética do processo, encontrando a melhor forma de troca térmica entre as correntes quentes e frias, e aproveitando a energia do próprio processo para as operações de troca térmica. Para se aplicar a Análise *Pinch*, é necessário conhecer as temperaturas de entrada e saída, as capacidades caloríficas e as vazões mássicas de todas as correntes que serão envolvidas no processo de integração energética. É necessário também, que a integração energética sugerida pela Análise *Pinch*, obedeça a primeira e segunda lei da termodinâmica (FERNANDES JÚNIOR, 2009).

## 1.1 PROBLEMA

O processo industrial conhecido como Haber-Bosch é utilizado na obtenção da amônia. Catalisada por ferro, e sobre condições aproximadas de 200 atmosferas e 450 °C, a reação exotérmica ocorre entre nitrogênio e hidrogênio gasoso, como se pode ver na Equação 1:



A fabricação consiste essencialmente em 6 fases, fabricação de gases reagentes, purificação, compressão, reação catalítica, recuperação de amônia formada e recirculação. O custo é muito influenciado pela pressão, temperatura, catalisador e matérias-primas utilizadas. O interesse mais atual é a recuperação e reutilização de calor (SHREVE; BRINK, 1997).

Existem algumas formas de se recuperar calor, como por exemplo a integração energética por meio de redes de trocadores de calor. O método consiste no aproveitamento do calor das correntes quentes para aquecer as frias e vice-versa, com a consequente redução no consumo de combustíveis e a diminuição da emissão de poluentes gasosos. Essa diminuição no consumo de energia pode levar a uma significativa redução de custos. Segundo a ICP (*Imperial Chemical Products*) no Reino Unido e a UC (*Union Carbide*) nos Estados Unidos, a economia gira em torno de 30 a 50% (KWONG, 2013).

Para a aplicação desse método, faz-se necessário correntes frias e correntes quentes no processo. Como se observa nos Apêndices A e B, a planta possui pelo menos uma corrente quente e uma corrente fria. O processo começa com a alimentação de gás de síntese em um compressor elevando sua pressão de aproximadamente 20 bar para 48 bar. A corrente segue para um misturador, onde se mistura a uma corrente de reciclo, que se encaminha para um aquecedor, sua temperatura é elevada até 190 °C. O gás de síntese aquecido segue para o reator onde é convertido em amônia. A corrente de saída do reator rica em amônia precisa ser resfriada, como a reação é conduzida de forma isotérmica (reator encamisado), sua temperatura é de 190 °C. A corrente é encaminhada para um resfriador de onde sai a 135 °C. Próximo passo, a corrente segue para um tanque *flash* a condições de 40 bar e – 35 °C. A maior parte da corrente sai pelo fundo no estado líquido, e uma pequena porcentagem sai no topo em forma de vapor. A corrente de vapor passa por um separador onde uma porcentagem muito pequena é purgada, e a outra é reciclada e comprimida para o início do processo. A corrente líquida que sai do tanque *flash* vai para o armazenamento.

## 1.2 JUSTIFICATIVA

Quando se compara o consumo de energia dos setores comerciais, residenciais e industriais, observa-se que o setor responsável pelo maior consumo de energia é, de fato, o industrial. Ele é responsável por 37% do consumo de energia produzida no mundo, mas pode variar entre 30% e 70% dependendo da aplicação ou de sua localização. Dessa maneira o desenvolvimento de novas técnicas e pesquisas na área é extremamente necessário (BOROUMANDJAZI; RISMANCHI; SAIDUR, 2013).

Do ponto de vista econômico, a redução do gasto energético traz menores preços de produção, reduz o consumo de energia elétrica e água, diminui o preço do produto final, aumentando o número de vendas e, conseqüentemente, os lucros. Também é possível a otimização de produção em alguns casos. A globalização torna o mercado econômico cada vez mais competitivo e voraz, a busca por produtos de qualidade e preço justo é cada vez maior, as empresas garantirem competitividade é um grande diferencial.

Já do ponto de vista ambiental, reduzindo a necessidade de utilidades quentes, a queima de combustíveis fósseis também será reduzida, garantindo uma redução muito grande na emissão de CO<sub>2</sub>.

O processo de produção da amônia é intensivo no consumo de energia. Uma redução mesmo que relativamente pequena pode se tornar uma economia energética considerável. A integração energética por meio do método *Pinch* mostra-se um forte aliado no processo de redução do consumo energético, com a possibilidade de redução de gastos com equipamento, diminuindo o número de trocadores de calor e consumo de vapor e água de resfriamento.

A principal aplicação da amônia é na produção de fertilizantes. Cerca de 80% da produção mundial é utilizada como fertilizante, na forma de sais de amônio (nitrato, fosfato, sulfato) e ureia. Os cinco países maiores produtores são, respectivamente, China, Índia, Rússia, Estados Unidos e Indonésia (CHAGAS, 2007). A integração energética pode trazer benefícios além da indústria beneficiada. Entregando um produto de qualidade e com preço competitivo, o preço dos fertilizantes tende a cair também. Essa série de baixas nos preços pode chegar até nos alimentos.

A demanda do mercado brasileiro de fertilizantes é maior que a produção nacional. Além disso, o segmento encontra-se em expansão tanto no Brasil quanto no mundo. Com o crescimento populacional e o aumento de renda, espera-se aumento no consumo de alimentos, principalmente de proteína animal, que requer mais grãos para sua produção e, por consequência, maior uso de fertilizantes (BLOG FATOS E DADOS, 2014). Com a implementação de métodos para reduzir o consumo de energia, é um primeiro passo para redução de preços e aumento da produção, para que um dia a necessidade de importação tenda a zero.

## 1.3 OBJETIVOS

### 1.3.1 Objetivo Geral

O presente trabalho de conclusão de curso visa implementar a metodologia *Pinch* de integração energética em um processo simplificado de síntese de amônia.

### 1.3.2 Objetivos Específicos

Para atingir o objetivo geral do trabalho, apresentam-se abaixo os objetivos específicos que devem ser atingidos em cada etapa:

- Usar um *software* de simulação de processos para obter propriedades fundamentais das misturas presentes nas correntes do processo para aplicação do método de integração energética;
- Realizar balanços de massa e energia complementares com o auxílio de um *software* de simulação de processos;
- Elaborar a cascata de calor e as curvas compostas quentes e frias de acordo com a metodologia *Pinch*;
- Identificar a temperatura em que ocorre o ponto *Pinch* no processo;
- Testar diferentes arranjos na elaboração de uma rede de trocadores de calor que permita a integração energética das correntes do processo;
- Avaliar a viabilidade econômica da rede de trocadores de calor obtida via método *Pinch*;
- Determinar a economia nos custos de operação da planta considerando método de integração aplicado ao processo;
- Apresentar o novo fluxograma da planta de produção de amônia após a inclusão na rede integrada de trocadores de calor;

## 2 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

### 2.1 METODOLOGIA *PINCH*

Masso e Rudd (1969) definiram a integração energética como um conjunto de correntes quentes que precisam ser resfriadas e um conjunto de correntes frias que deveriam ser aquecidas, de uma temperatura inicial até uma temperatura estabelecida, em uma planta que contenha trocadores de calor, aquecedores e resfriadores, com o objetivo de cumprir a tarefa de cada equipamento com menor custo.

Alguns métodos podem ser utilizados para montar essa integração. Os que se destacam são os métodos matemáticos e análise *Pinch*. Neste trabalho, foi escolhida a análise *Pinch*. Os motivos da escolha do método são as características descritas por Linnhoff e Hindmarsh (1983). O método *Pinch* gera, com muita acurácia, soluções de baixo custo para problemas de rede de trocadores de calor, produzindo *designs* simples com o mínimo de unidades, compatível com o menor uso de utilidades.

A análise *Pinch* foi desenvolvida em um período de crise do petróleo, com a finalidade de economia de energia nas indústrias. A estrutura do método leva em consideração a primeira e segunda lei da termodinâmica, e é basicamente composta de duas etapas: primeiro determinar metas de consumo mínimo e depois a determinação da rede de trocadores de calor que que satisfaça as metas da primeira etapa.

Um dado muito importante do processo da integração é o conceito  $\Delta T$  mínimo, que garante uma força motriz para transferência de calor, evitando que nos cálculos da área de troca térmica, o resultado seja uma área de troca térmica infinita.

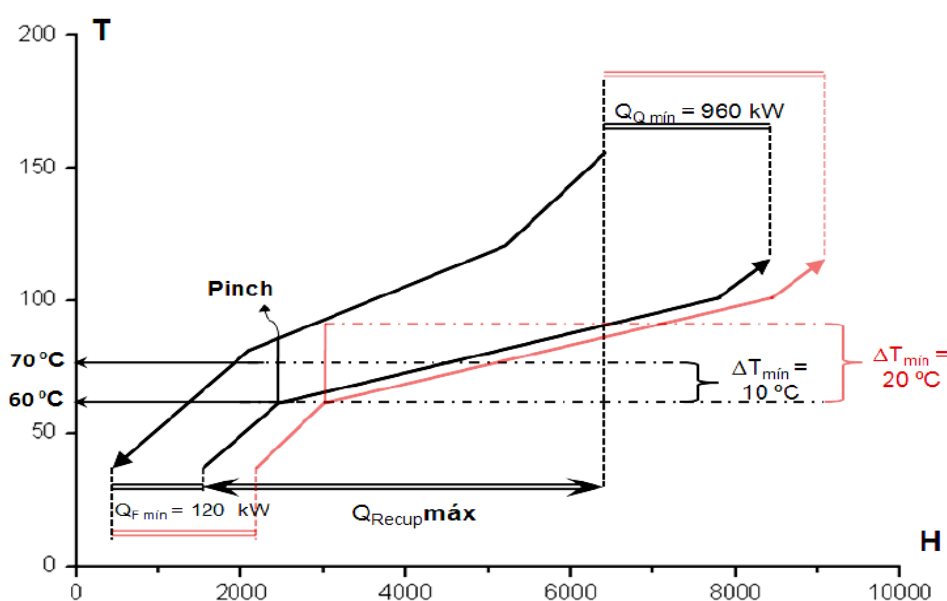
Após definir a variação mínima de temperatura, começa-se o estudo de metas de consumo mínimo de utilidades, com o principal objetivo, o uso eficiente da energia de cada corrente do processo. Assim, determinam-se as mínimas quantidades de utilidades quentes e frias. Dessa forma, antes de sintetizar a rede de trocadores de calor, os requerimentos de cada corrente do processo são conhecidos.

Dispondo dos dados de cada corrente, as curvas compostas quente e fria podem ser construídas. Essas curvas consistem em perfis de temperatura-entalpia de calor disponível no processo (curva composta quente) e de demanda de calor no



processo (curva composta fria) juntas em um mesmo gráfico, como pode ser visto na Figura 1. Na mesma figura são apresentados dois pontos de estrangulamento, as linhas em preto mostram as curvas para um  $\Delta T_{\min}$  de  $10^{\circ}\text{C}$ , já a linha vermelha mostra as curvas para um  $\Delta T_{\min}$   $20^{\circ}\text{C}$ . Analisando a diferença entre as curvas presentes no diagrama, quando se aumenta o  $\Delta T_{\min}$  reduz o calor máximo recuperado e aumenta a quantidade de utilidades a serem usadas.

**Figura 1** – Diagrama das curvas compostas quente e fria em um diagrama temperatura (T) versus entalpia (H), considerando valores distintos para variação de temperatura mínima



Fonte: FERNANDES JÚNIOR (2009).

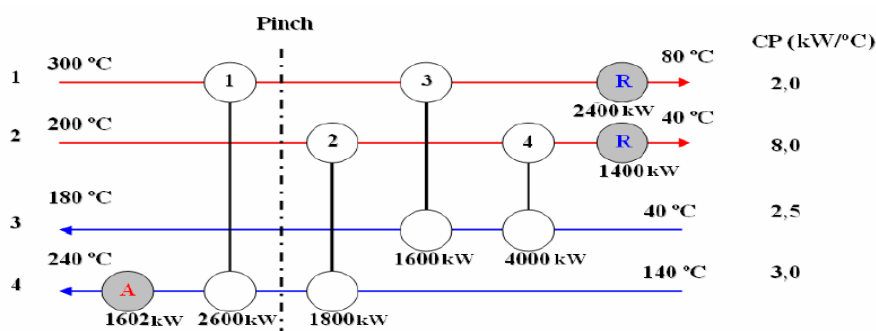
A ideia básica das curvas compostas é a combinação de todas as correntes quentes do processo em uma curva, bem como de todas as correntes frias em outra. Isso se obtém por meio da soma das capacidades térmicas das correntes envolvidas em cada intervalo de temperatura no diagrama temperatura-entalpia. A curva composta quente equivale a uma única corrente que contém todas as correntes quentes individuais em termo de temperatura e entalpia. Similarmente, a curva composta fria equivale a uma única corrente que contém toda a informação pertinente às correntes frias individuais em termos de temperatura e entalpia. O ponto de menor proximidade entre essas duas curvas, ou  $\Delta T$  mínimo, é denominado ponto *Pinch* ou ponto de estrangulamento energético. Observando a Figura 1 das curvas compostas, a distância horizontal na parte inferior das curvas, descrito como  $Q_{F\ min}$ , é a quantidade

mínima de calor que deve ser retirado pelas utilidades frias, enquanto a distância horizontal na parte superior das curvas, descrito como  $Q_{Q\ min}$ , é a quantidade de calor a ser fornecidas pelas utilidades quentes (KWONG, 2013).

Além da confecção de curvas composta de calor, o método *Pinch* de integração energética prevê a elaboração de cascata de calor, que pode ser do tipo inviável e viável. Primeiro as temperaturas das correntes do processo devem ser corrigidas usando-se o valor do  $\Delta T$  mínimo estabelecido anteriormente. Esse procedimento pode ser feito de duas maneiras: subtraindo  $\Delta T$  mínimo das temperaturas das correntes quentes e mantendo inalterada as temperaturas das correntes frias; ou subtraindo-se metade do valor de  $\Delta T$  mínimo das correntes quentes e se adicionando-se metade do valor do  $\Delta T$  mínimo às correntes frias. Estabelece-se duas escalas de temperatura em um mesmo diagrama para correntes quentes e frias defasadas entre si pelo valor da  $\Delta T$  mínimo, os dados das correntes então são traçados com auxílio de setas, cujas pontas representam as temperaturas de destino e os inícios correspondem às temperaturas de origem das correntes. Usando os intervalos de temperaturas estabelecidos neste diagrama, cria-se uma cascata de diferenças de temperatura, e para cada intervalo é feito um balanço de energia. Juntando a cascata de intervalos de temperatura com os balanços de energia, o resultado é a cascata de calor (KWONG, 2013).

De posse de todas essas informações, é possível seguir para última etapa do processo de integração energética, que compete no desenvolvimento da rede de trocadores de calor. Para projetar uma rede de trocadores de calor, a representação mais útil é o “diagrama de grade” introduzido por Linnhoff e Flower (1978) e apresentado na Figura 2.

**Figura 2** - Diagrama de grade para a rede de trocadores de calor



Os fluxos são desenhados como linhas horizontais, com altas temperaturas à esquerda e fluxos quentes no topo; as correspondências de troca de calor são representadas por dois círculos unidos por uma linha vertical. A grade representa a natureza contracorrente da troca de calor, facilitando a verificação da viabilidade da temperatura do trocador. O ponto *Pinch* é facilmente representado na grade (KEMP, 2006).

Algumas regras devem ser obedecidas para a construção da rede de trocadores de calor. Acima do ponto de estrangulamento, não se deve usar utilidades frias como abaixo do ponto de estrangulamento não se deve usar utilidades quentes. Sendo assim todas as correntes quentes devem ser arrefecidas até o ponto de estrangulamento enquanto todas as correntes frias devem ser aquecidas até o ponto de estrangulamento.

Considera-se também que o número de correntes quentes acima do ponto de estrangulamento deve ser menor ou igual ao número de correntes frias, e que o MCp das correntes quentes seja menor ou igual ao das correntes frias. Dessa mesma forma abaixo do ponto de estrangulamento, o número de correntes frias deve ser menor ou igual ao de correntes quente e o MCp das correntes frias deve ser menor ou igual ao de correntes quentes.

Se todas as regras forem obedecidas, analisa-se qual a melhor conformação dos trocadores de forma a utilizar o menor número de equipamentos. São testados vários conjuntos diferentes de correntes cruzadas afim de descobrir qual terá a maior área de troca térmica possível.

Nem todas as correntes irão conseguir arrefecer ou resfriar a outra corrente completamente. Em muitos casos aquecedores ou resfriadores terão que ser instalados para complementar a necessidade de vapor ou água de resfriamento das correntes.

## 2.2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Ao procurar termos como "*heat integration*" ou "*pinch analysis*" em sites de busca de periódicos, observa-se que os principais assuntos são o uso do método *Pinch* juntamente com softwares/métodos matemáticos, a redução do consumo de

energia e a redução da emissão de CO<sub>2</sub>. Visando o estudo sobre a integração energética em uma planta de produção de amônia, é apresentada nesta parte do trabalho, uma revisão sobre assuntos relevantes ao tema.

Linnhoff, Dunford e Smith (1983) analisaram a integração energética de colunas de destilação em processos gerais. Normalmente esquemas de eficiência energética para colunas de destilação são discutidos individualmente para cada coluna independente do processo geral. Este estudo propôs que ocorra a integração energética no processo todo. Essa integração ocorrendo de forma eficaz, com uma coluna que não ultrapasse o ponto Pinch e nem o reboiler/condensador sejam integrados com o processo, os custos de destilação podem aproximar-se a zero.

Franco (2001) estudou a integração de sistemas de evaporação localizados abaixo do ponto Pinch do processo, através do uso de trocadores de calor intermediários. Esta metodologia foi implementada na forma de um software baseado na programação orientada a objetos e no uso de listas de conexões. Os ensaios do software mostraram uma redução de 16,1% no consumo de vapor aquecido e de 7,4% de água de resfriamento na comparação do processo não integrado com o processo integrado e evaporadores. Com dados da indústria, aplicou-se o método em uma usina de cana-de-açúcar. É importante salientar que o método empregado neste trabalho foi a pressões menores que as convencionais. A economia de vapor ficou em torno de 15,1%, aproximadamente 17.500 kW, e 22,2% de água de resfriamento, aproximadamente 20.500 kW.

Cereto (2004) aplicou o método de estrangulamento na nova fábrica de farelo branco no Parque Industrial de Esteio, no Rio Grande do Sul, sintetizando duas redes de trocadores de calor levando em consideração custos de equipamentos e montagem no Brasil. A primeira rede é baseada em aproveitamento térmico utilizados pelos fabricantes e empresas que dominam a tecnologia de extração de óleos vegetais, já a segunda usa o método do ponto de estrangulamento. O Valor Presente Líquido (VPL) foi utilizado como critério de cálculo de viabilidade, quanto maior o valor do VPL, mais viável o projeto. A rede que alcançou maior VPL foi a usando o método do ponto de estrangulamento. Serão necessários 19 trocadores de calor e um custo de aproximadamente US\$ 740.000 ao ano na rede com o método de estrangulamento, contra 28 trocadores de calor e um custo anual de US\$ 720.000, na comparação do VPL, a rede com método do ponto de estrangulamento alcançou aproximadamente MUS\$ 700 contra MUS\$ 580 da outra rede.

Fernandes Júnior (2009) estudou a integração energética da etapa de extração de óleo de soja, usando o método Pinch, em uma planta que produz 15.000 ton/mês. Após análises das correntes do processo baseada na capacidade de troca térmica, foram identificadas 4 correntes no processo, duas quentes e duas frias. As correntes quentes têm capacidade de troca térmica de 262,8 kW e as correntes frias uma necessidade térmica de aquecimento de 330 kW. A rede proposta consiste de dois trocadores de calor e dois aquecedores. No primeiro trocador passa uma corrente quente de óleo bruto e uma corrente fria de micela de óleo + hexano, já no outro passa uma corrente quente de água do aquecedor e uma corrente fria de água do decantador. O investimento para os dois trocadores de calor é de aproximadamente R\$ 16.000,00. A redução de consumo de utilidades foi de R\$ 91.000,00/ano, que representa uma economia de vapor de 79,6% na etapa de extração e 5,3% no processo global da planta. A taxa de retorno do investimento será de apenas 3 meses.

Bereche (2011) estudou modelagem e integração energética do processo de produção de etanol a partir da biomassa de cana-de-açúcar, usando um software para modelar o processo convencional de produção sucroalcooleiras e depois o processo usando a integração energética pelo método Pinch. O uso da biomassa é uma alternativa interessante, já que aumenta a produção de álcool sem aumentar a área de cana plantada. Por outro lado, se torna um desafio pois o bagaço da cana é o combustível para o processo atual. Os resultados das análises mostraram que o processo convencional aumentou a produção de álcool em 9,7% enquanto o processo integrado ocorreu um aumento de 22,4% na produção. Para a mostra de resultados foi escolhido dois dos ensaios, com vazões de 119,9 t/h e 128,9 t/h. Na comparação entre processo usual e integrado, o usual consumiu de utilidades quentes 290 MW para o primeiro processo e 265,6 MW para o segundo, comparando com o resultado da integração a redução de consumo foi de 44,7 % e 49,6 %, respectivamente, já para as utilidades frias, o consumo do processo usual foi de 288,4 MW e 252,1 MW, no processo integrado ocorreu redução no consumo de 45 e 52% respectivamente.

Lei et al. (2015) estudaram uma planta de produção de hidrogênio a partir da reforma de metano, de maneira a integrar energeticamente o processo. Os autores analisaram duas propostas de redes de trocadores de calor, sendo uma ótima e outra “relaxada”. Com a aplicação do método Pinch e o cruzamento de algumas correntes do processo pôde-se reduzir o número de trocadores de calor de 18 para 9. O processo com 18 trocadores tem uma eficiência de 84,3% enquanto o outro 80,1%.

Essa perda de eficiência é aceita analisando que o gasto em equipamento será muito menor. Os ensaios feitos em *software* mostraram que a recuperação máxima de energia foi de 1627 W, e que as diferenças de temperatura podem afetar o rendimento do processo. O isolamento dos equipamentos e a análise do comportamento do catalisador se fazem necessários para o rendimento do processo como um todo.

Zhang et al. (2015) analisaram a integração de processos e opções aprimoradas para um sistema de captura de MEA-CO<sub>2</sub> baseado na análise Pinch. Para recuperar ainda mais o calor residual, eles analisaram também a integração do processo da bomba de calor de compressão de vapor, a bomba de calor de absorção, o transformador de calor de absorção, o refrigerador de compressão de vapor e o refrigerador de absorção no sistema de captura de CO<sub>2</sub>. A integração do processo da bomba de calor de compressão de vapor, da bomba de calor de absorção e do refrigerador de compressão de vapor no sistema de captura de CO<sub>2</sub> é válida somente quando eles são definidos através da temperatura do ponto de estrangulamento, mas a colocação nessa faixa de temperatura para eles é difícil ou mesmo impossível de ser implementada no sistema de captura de carbono. É viável para ser implementada no sistema de captura de carbono somente a colocação através da temperatura do ponto de estrangulamento, porque a temperatura de atualização do calor é maior do que a temperatura requerida. A análise Pinch mostra que a temperatura do ponto de estrangulamento do sistema de captura de carbono estudado por eles é de 109 °C, e o potencial máximo de economia de energia é de 19%.

Song et al. (2018) simularam a intensificação do processo de produção de etanol celulósico pela integração do calor residual, usando o simulador PRO/II v9.3, e a eficiência energética foi otimizada via recompressão de vapor e integração energética do desperdício de calor latente e sensível. O resultado das simulações foi que o consumo total de energia do processo convencional foi de 41,8 MJ/kg-etanol. Destes, 27,7 MJ/kg-etanol na etapa de hidrólise e 14,1 MJ/kg-etanol na etapa de purificação. Já no processo avançado o consumo total foi de 23,9 MJ/kg-etanol. Na etapa de hidrólise foram economizados 6 MJ/kg-etanol pela recuperação de calor do condensado, e 11,9 MJ/kg-etanol foram economizados na etapa de purificação. Na comparação entre os dois processos 22,6 MJ/kg-etanol foram economizados, a perda de calor foi reduzida em 52,7%. Como resultado, o consumo total de energia do processo avançado de produção de etanol celulósico pode ser reduzido para 23,9

MJ/kg-etanol, o que significa que 42,8% de utilidade quente pode ser economizada em comparação com o processo convencional. Vale ressaltar que a configuração e o tipo de trocadores de calor e compressores têm notável influência na eficiência de integração térmica do processo de produção de etanol celulósico proposto.

### 3 PROCEDIMENTOS METODOLÓGICOS

Nesta seção, são apresentados os passos para o desenvolvimento da pesquisa, descrevendo detalhes e conhecimentos necessários para o desenvolvimento da análise *Pinch*.

Primeiramente, definiu-se a planta do processo de síntese da amônia, equipamentos necessários, correntes quentes e frias, etc. Os dados foram coletados do artigo “*Production of Ammonia at Relatively Low P,T: Aspen Process Economican Alysis*”, Al-malah et al. (2018). Os autores simularam o processo a baixas pressões e temperaturas, comparadas a processos convencionais de produção de amônia.

Em seguida, com os dados de pressão, temperatura, vazões, retirados do artigo, foi utilizado um software de simulação, que baseado nas soluções de equações de balanços de massa e energia, apresentou os dados restantes, como capacidades caloríficas, vazões molares e mássicas, rendimento do reator, etc.

Com esses dados em mãos, iniciou-se o método *Pinch*. Primeiramente, definiu-se a variação de temperatura mínima do processo. Construiu-se o diagrama das curvas compostas, plotou-se um gráfico de perfil temperatura-entalpia, identificou-se cada uma das correntes quentes e frias, e calculou-se um balanço de energia para cada uma delas, denominou-se a variação de entalpia, variação mínima de temperatura, necessidades mínimas de aquecimento e arrefecimento, e o ponto *Pinch*.

O passo seguinte foi a construção da cascata de calor. Aplicou-se a análise de intervalos de temperatura, ajustou-se as temperaturas em função da variação mínima de temperatura, sendo representadas em uma tabela com intervalos de calor. Calculou-se a entalpia de cada intervalo. Assim todos os dados para construção da cascata estão definidos.

Com a cascata e as curvas compostas construídas, analisou-se a máxima recuperação de energia, selecionou-se a corrente quente com a menor temperatura de entrada e a corrente fria com a menor temperatura de entrada, partindo do ponto *Pinch*, definiu-se o número mínimo de trocadores, área de troca térmica, e foi efetuada uma análise na variação mínima de temperatura, caso seja necessária será corrigida.

Com todos os dados necessários, construiu-se um diagrama de grade com intuito de facilitar a escolha de uma conformação dos trocadores de calor entre muitas possíveis, analisou-se qual delas é a mais viável. Depois de todos os passos e a rede



de trocadores de calor escolhida, analisou-se a viabilidade econômica do projeto, considerando o custo dos trocadores de calor e a redução do consumo energético.

## 4 RESULTADOS E DISCUSSÕES

### 4.1 BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA

Os dados do processo foram obtidos no trabalho Al-malah et al. (2018), no qual os autores simularam o processo de síntese da amônia em um software, em condições de baixas pressões e temperaturas. O processo de produção da amônia considerado nesse trabalho, parte do gás de síntese pronto,  $H_2$  e  $N_2$ , com frações molares de 0,75 e 0,25 respectivamente e com uma vazão de 400 kmol por hora, entrando a temperatura ambiente e 20 atm de pressão. A quantidade de contaminantes na corrente era muito baixa e foi desconsiderada.

Como os autores do trabalho citado no parágrafo anterior, neste trabalho foi utilizado um software para simular o processo. O fluxograma e a tabela com os dados do processo podem ser vistos nos Apêndices A e C. Foi utilizado um reator CSTR, com volume de  $12\text{ m}^3$ , isotérmico, conversão maior que 98%, vazão de saída do reator de 202,4 kmol por hora, com a fração de  $H_2$ ,  $N_2$ ,  $NH_3$  de 0,0139; 0,0069 e 0,9792, respectivamente. Essa corrente segue para um tanque flash onde é separada em uma corrente líquida de 200,2 kmol por hora com uma composição de 0,9984 de  $NH_3$ , e em uma corrente de vapor que contém apenas 0,0292 de  $NH_3$ . Essa corrente de vapor segue para um separador, o qual produz uma fração de 0,9985, que é reciclada para o processo e o resto é purgada.

A alimentação do processo passa por um compressor que eleva a pressão para 48,5 bar e sua temperatura para aproximadamente  $140^\circ\text{C}$ . A corrente de alimentação mistura-se com a corrente de reciclo do processo que chega a  $-16,7^\circ\text{C}$  e 48,5 bar. Após essa mistura, a corrente do processo tem a sua temperatura reduzida para  $137,8^\circ\text{C}$ . Ela é encaminhada para um aquecedor que aumentará essa temperatura para  $190^\circ\text{C}$ , utilizando vapor de alta pressão. O gasto energético nesse trocador de calor é de 620 MJ por hora, com a utilização de vazão mássica 364 kg de vapor por hora. Essa troca de calor, ocorre com uma pequena queda de pressão de 0,5 bar. A corrente é então encaminhada para o reator que deve ser encamisado devido a reação ser muito exotérmica e o processo isotérmico. A água usada para arrefecimento do reator produz um vapor de média pressão que pode gerar 10.000 MJ por hora de energia. A corrente de saída do reator segue para um resfriador, onde entra a temperatura de  $190^\circ\text{C}$  e sai a  $135^\circ\text{C}$ . A água de arrefecimento pode gerar um

vapor de baixa pressão de 530 MJ por hora de energia, com uma vazão 241 kg de vapor por hora. A corrente segue para um tanque flash operado a 40 bar e  $-35^{\circ}\text{C}$ , o tanque é resfriado por um refrigerante tipo 2, que retira 5.600 MJ por hora de calor do processo. O resultado da corrente líquida é a amônia que vai para a armazenagem. Já na corrente de vapor a porcentagem que vai para o reciclo, é comprimida novamente e misturada à corrente de alimentação.

As Tabelas 1, 2 e 3 a seguir mostram dados das correntes do processo, como vazão, temperatura, pressão e carga térmica.

**Tabela 1** – Propriedades das correntes do processo de produção de amônia

Corrente	Pressão (kPa)	Temperatura ( $^{\circ}\text{C}$ )	Vazão Molar (kmol/h)	Fração de Vapor
Alimentação	2.027	25,0	400,0	1
Compressor/Mixer	4.850	139,4	400,0	1
Mixer/TC1	4.850	137,8	403,8	1
TC1/Reator	4.800	190,0	403,8	1
Reator/TC2	4.800	190,0	204,0	1
TC2/Flash	4.800	135,0	204,0	1
V-Flash	4.000	-35,0	3,8	1
L-Flash	4.000	-35,0	200,2	1
Mixer/Reciclo	4.000	-35,0	3,794	1
Reciclo/Compressor	4.000	-35,0	3,794	1
Purga	4.000	-35,0	0,006	1
Mixer	4.850	-16,72	3,794	1

Fonte: Próprio Autor (2019)

**Tabela 2** – Correntes do Processo

Corrente	Vazão Mássica (kg/h)	Carga de Calor (kW)
Alimentação	3.406	-2,858
Compressor/Mixer	3.406	365,56
Mixer/TC1	3.448	365,56
TC1/Reator	3.448	535,00
Reator/TC2	3.448	-11,10
TC2/Flash	3.448	-11,80
V-Flash	42,25	-3,390
L-Flash	3.406	-19,86
Mixer/Reciclo	42,19	-3,39
Reciclo/Compressor	42,19	-3,39
Purga	0,060	5,00
Mixer	42,19	-2,84

Fonte: Próprio Autor (2019)

**Tabela 3** – Correntes do Processo

Trocador de Calor	$\Delta T$ (°C)	Carga de Calor (kW)	Tipo de Corrente
TC1	52,3	172	Fria
TC2	55,0	147	Quente

Fonte: Próprio Autor (2019)

#### 4.2 CASCATA DE ENERGIA

A Figura 3 a seguir mostra a cascata de energia referente a um  $\Delta T_{\min}$  de 25°C.

**Figura 03** – Cascata de Energia

T' (°C)	CP's	$\Delta T'i$ (°C)	$\Delta MCpi$ (kW/°C)	$\Delta Qi$ (kW)	Cascata de Calor (kW)
203					$QUQ = 0$ $QUQ = 100$
178	2	25	3.29	82.3	-82.2      Q1=82.3      18.0
150	1	27.2	0.66	18.0	-100      Q2=18.0      0
123		27.8	-2.63	-73.1	-27.1      Q3=-73.1      73.1
MCp (kW/°C)	2.63 3.29				$QUF = 73.1$

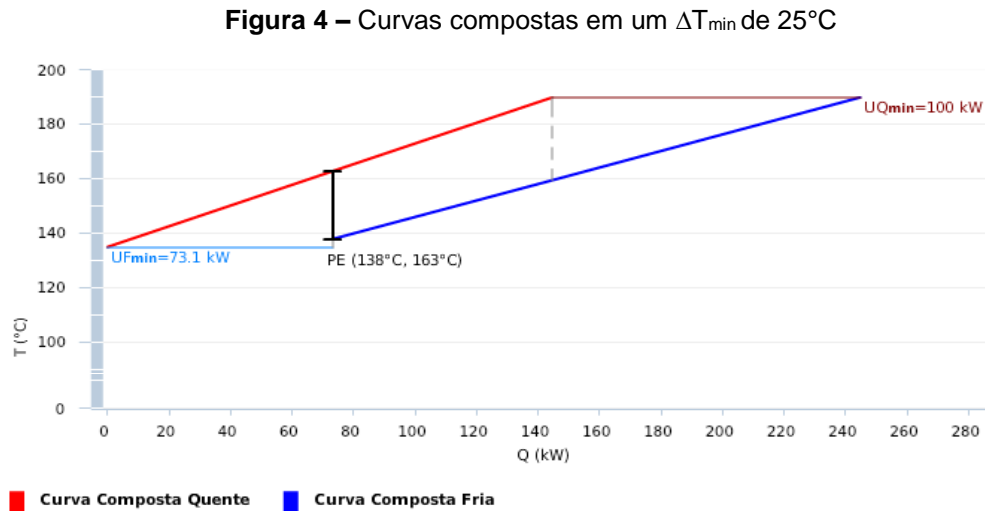
Fonte: Próprio Autor (2019)

Para cada intervalo das temperaturas corrigidas, calculou-se a variação de temperatura, a variação da capacidade calorífica e então a variação de entalpia. Com as entalpias, determinou-se a falta e o excesso de energia para cada intervalo, criando assim a cascata de calor inviável. De posse desses valores, partindo do menor valor de energia calculado, construiu-se a cascata de calor viável. No intervalo onde a energia é igual a zero, é apresentado o ponto de estrangulamento (Ponto Pinch). O valor do topo da cascata, corresponde à quantidade mínima de calor que deve ser adicionada pela utilidade quente ao sistema para o funcionamento do processo. Já o valor da base da cascata, corresponde à quantidade de calor que deve ser removida pela utilidade fria do sistema para funcionamento do processo.

#### 4.3 CURVAS COMPOSTAS

A Figura 4 apresenta as curvas compostas quentes e frias do processo, em um diagrama de temperatura versus entalpia.

A curva vermelha corresponde a corrente quente, que deve ser resfriada, enquanto a curva azul corresponde a curva fria que deve ser aquecida. A linha vertical preta traçada demonstra o local do ponto de estrangulamento.



Fonte: Próprio Autor (2019)

O diagrama mostra de forma simples as utilidades quentes (100 kW) e frias (73 kW) necessárias, e a região de troca térmica, que fica entre 73 kW e aproximadamente 150 kW, demonstrando nesse exemplo uma troca térmica de 77 kW.

#### 4.4 ANÁLISE ECONÔMICA

Para fazer a análise econômica, algumas informações devem ser consideradas, como tamanho dos trocadores e valor das utilidades a serem aplicadas.

##### 4.4.1 Área de Troca Térmica

Os cálculos de área de troca térmica devem ser feitos para cada intervalo definindo nas curvas compostas, e então somados conforme a Equação 2.

$$A_{RTC} = \sum_k^K \frac{1}{\Delta T_{lnk}} * \frac{\dot{Q}_k}{U} \quad (2)$$

Onde,  $A_{RTC}$  é a área de troca térmica,  $\Delta T_{lnk}$  é a média logarítmica das temperaturas,  $\dot{Q}_k$  calor da corrente e  $U$  o coeficiente universal de troca térmica.

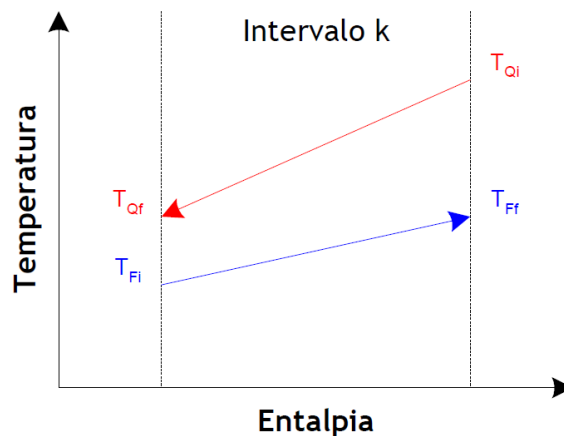
Como pode ser observado nessa equação, ainda é necessário encontrar o  $\Delta T_{ln}$ , que pode ser calculado pela Equação 3.

$$\Delta T_{ln} = \frac{(T_{Qi} - T_{Ff}) - (T_{Qf} - T_{Fi})}{\ln\left[\frac{(T_{Qi} - T_{Ff})}{(T_{Qf} - T_{Fi})}\right]} \quad (3)$$

em que cada temperatura pode ser encontrada como é mostrado na Figura 5.

A  $\Delta T_{ln}$  é a média logarítmica,  $T_{Qi}$  temperatura inicial da corrente quente,  $T_{Qf}$  temperatura final da corrente quente,  $T_{Fi}$  temperatura inicial da corrente fria e  $T_{Ff}$  temperatura final da corrente fria.

**Figura 5** – Temperaturas finais e iniciais das correntes quentes e frias em um trocador de calor



Fonte: FERNANDES (2012)

Para a corrente fria, considerou-se que o valor do coeficiente global de troca térmica correspondente a  $200 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$  e para a corrente quente, foi empregado o valor de  $1200 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ . Os coeficientes foram aproximados de uma tabela de várias situações de troca térmica encontrada no site Engineers Edge (2019), devido à dificuldade de encontrar dados, ou mesmo calculados. No caso da corrente fria, a situação aproximada foi de gases a altas pressões sendo aquecida por vapor de alta pressão, e a corrente quente foi aproximada de uma corrente amônia sendo resfriada por água de arrefecimento a temperatura ambiente. Possuindo os dados necessários

foram calculadas as áreas de troca térmica para cada  $\Delta T_{\min}$ , na faixa de 5 °C até 50 °C, que são mostrados na Tabela 04.

**Tabela 4** – Área de troca térmica para cada  $\Delta T_{\min}$

$\Delta T_{\min}$ (°C)	Área (m <sup>2</sup> )
5	88,7
10	56,2
15	42,0
20	34,2
25	29,6
30	26,6
35	24,8
40	23,6
45	22,8
50	22,4

Fonte Próprio Autor (2019)

#### 4.4.2 Custo de Equipamento

Com base nas áreas de troca térmica, calculou-se também o custo aproximado dos trocadores de calor. Foi utilizado uma ferramenta online, Matches (2014), que baseado na área, tipo de trocador, pressão, material e quantidade de energia, estimada pela cotação da região da costa do Golfo, em dólares, qual o valor do equipamento. O tipo de trocador foi definido como casco e tubo e o material do trocador aço carbono.

Na Tabela 5, são apresentados os valores dos custos do trocador de calor em função do calor da variação mínima de ( $\Delta T_{\min}$ ).

**Tabela 5** – Custo do trocador de calor para cada  $\Delta T_{\min}$

$\Delta T_{\min}$ (°C)	Custo do equipamento (US\$)
5	90.000
10	58.000
15	43.000
20	35.000
25	31.000
30	28.000
35	26.000
40	25.000
45	24.000
50	23.000

Fonte Próprio Autor (2019)

Conforme a  $\Delta T_{\min}$  cresce, podemos observar que o custo do equipamento cai. Isso se deve ao afastamento das curvas compostas, quanto maior a diferença de temperatura, menor é a área de troca térmica e maior a quantidade de utilidades o processo vai usar.

#### 4.4.3 Custo de Utilidades

Para cada valor de  $\Delta T_{\min}$  a quantidade de utilidades quente e frias é alterada. Conforme a área de troca térmica diminui, a quantidade de vapor e água de arrefecimento necessárias para completar o processo aumenta. Os valores de ambas as utilidades foram obtidos do livro “*Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes*” de Turton et al. (2009), que foi de US\$ 17,70/GJ para vapor de alta pressão e de US\$ 0,35/GJ para a água de arrefecimento. A Tabela 6 apresenta a quantidade de energia, o custo de cada utilidade e o custo total de utilidades, em função de diferentes valores para temperatura mínima.

**Tabela 6 – Custos das utilidades**

$\Delta T_{\min}$ (°C)	Arrefecimento (W.h)	Custo de Arrefecimento (US\$/ano)	Vapor (W.h)	Custo do Vapor (US\$/ano)	Total (US\$/ano)
S/Int	144.650	1.574,72	171.738	94.548,78	96.123,50
5	20.514	223,32	47.602	26.206,84	26.430,17
10	33.664	366,48	60.752	33.446,45	33.812,93
15	46.814	509,64	73.902	40.686,07	41.195,70
20	59.964	652,79	87.052	47.925,68	48.578,47
25	73.114	795,95	100.202	55.165,29	55.961,24
30	86.264	939,10	113.352	62.404,90	63.344,01
35	99.414	1.082,26	126.502	69.644,51	70.726,77
40	112.564	1.225,42	139.652	76.884,12	78.109,54
45	125.714	1.368,57	152.802	84.123,74	85.492,31
50	138.864	1.511,73	165.952	91.363,35	92.875,08

S/Int – Condição inicial do processo, sem integração energética.

**Fonte:** Próprio Autor (2019)

A primeira linha da tabela, a qual é apresentada o representa o processo sem nenhuma mudança. Já é possível observar em comparação com as outras linhas que a redução de custos no processo é significativa.



#### 4.4.4 Custo Total

Para o cálculo do custo total do processo, levou-se em consideração o custo total de utilidades mais o custo de equipamento para cada  $\Delta T_{\min}$ . Na Tabela 7 pode-se observar tais custos.

**Tabela 7 – Custos totais**

$\Delta T_{\min}$ (°C)	Custo de Equipamento (US\$)	Custo Total de Utilidades (US\$)	Custo Total (US\$)
S/Int	-	96.123,50	96.123,50
5	90.000	26.430,17	116.430,17
10	58.000	33.812,93	91.812,93
15	43.000	41.195,70	84.195,70
20	35.000	48.578,47	83.578,47
25	31.000	55.961,24	86.961,24
30	28.000	63.344,01	91.344,01
35	26.000	70.726,77	96.726,77
40	25.000	78.109,54	103.109,54
45	24.000	85.492,31	109.492,31
50	23.000	92.875,08	115.875,08

S/Int – Condição inicial do processo, sem integração energética.

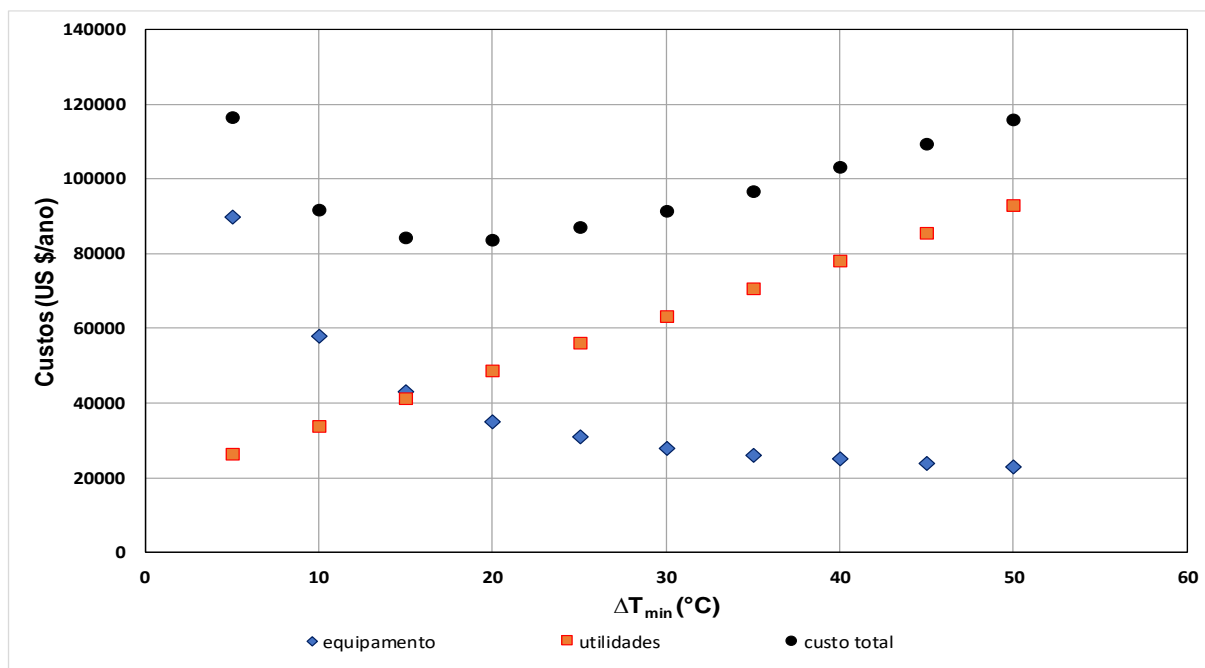
**Fonte:** Próprio Autor (2019)

#### 4.5 DETERMINAÇÃO DO $\Delta T_{\min}$ ÓTIMO

Após analisar todos os dados de área de troca térmica, custos de equipamento e utilidades, tem-se informações suficientes para determinar o  $\Delta T_{\min}$  ótimo. Para isso, elaborou-se um gráfico de custos por  $\Delta T_{\min}$ , com 3 curvas: curva de custo de equipamentos, curva de custos de utilidades e curva de custos totais.

Os dados de custos totais apresentam um ponto de mínimo, 20°C, como observa-se na Figura 6. Este ponto representa o  $\Delta T_{\min}$  ótimo, ou seja, o ponto na determinada  $\Delta T_{\min}$  que apresenta o menor valor de custo entre o gasto de utilidades e o custo de equipamentos.

**Figura 6** – Curvas de custos pela  $\Delta T_{\min}$



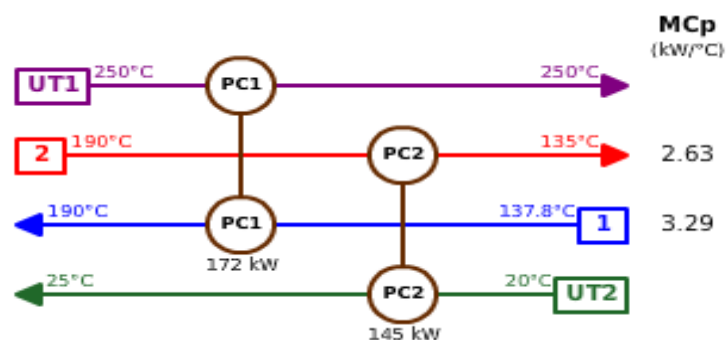
Fonte: Próprio Autor (2019)

Sabendo qual  $\Delta T_{\min}$  adequada, dispõe-se de que área de troca térmica usar, faixas de temperaturas das correntes quente e fria, quantidade de utilidades quentes e frias faltam para completar o processo, todas as informações necessárias para construir a rede de trocadores de calor.

#### 4.6 REDE DE TROCADORES DE CALOR

O processo antes da integração energética contava com dois trocadores de calor, um para cada corrente, como se pode observar na Figura 7. A corrente número 1 contava com um aquecedor abastecido com vapor de alta pressão a 250°C e 40 bar de pressão. A corrente número 2 contava com resfriador abastecido por água de arrefecimento a temperatura ambiente.

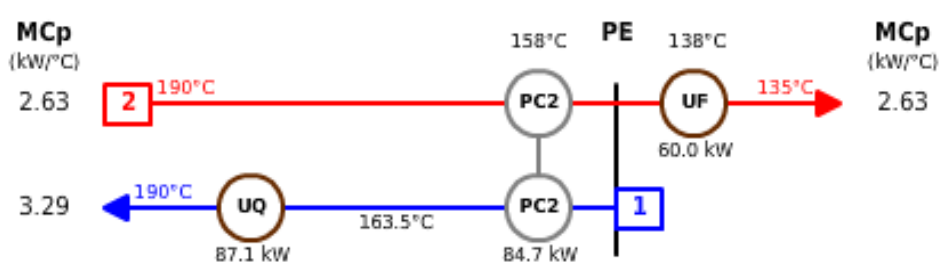
**Figura 7** – Rede de trocadores para o processo originalmente, sem considerar a integração energética



Fonte: Próprio Autor (2019)

Para construir a nova rede de trocadores de calor foi necessário adicionar um novo equipamento ao processo: um intercambiador de calor. Como apresentado anteriormente, os dados são suficientes para a construção de uma nova rede otimizada, a qual apresenta o menor custo total. A Figura 8 apresenta apenas um intercambiador de calor entre as duas correntes, um aquecedor na corrente 1 e um resfriador na corrente 2. Também é demonstrado a região do ponto de estrangulamento, cargas térmicas de cada trocador e os  $M_{Cp}$ 's.

**Figura 8** – Rede de trocadores de calor para o processo integrado energeticamente, considerando um  $\Delta T_{\min}$  de 20°C



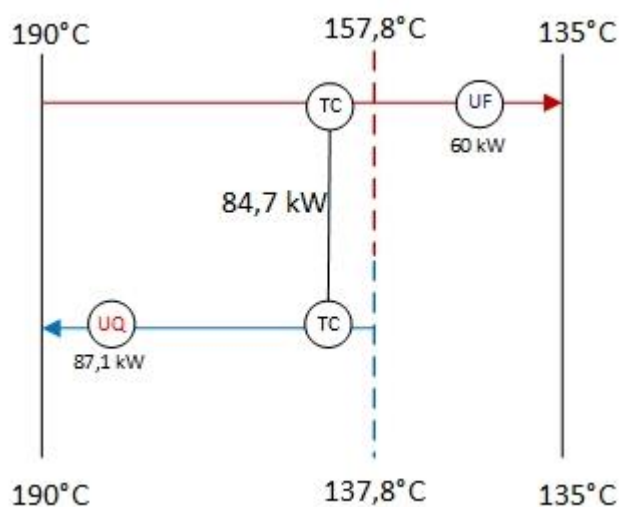
Fonte: Próprio Autor (2019)

Localizado o ponto de estrangulamento, uma análise deve ser feita. Todas as correntes frias devem ser aquecidas até o ponto de estrangulamento, e as correntes quentes devem ser arrefecidas até o ponto de estrangulamento. Na região acima do ponto de estrangulamento (lado esquerdo da Figura 8), é necessário que o número de correntes quentes seja menor ou igual ao número de correntes frias, e que  $M_{Cp}$

quente seja menor ou igual ao  $MCp$  frio, e essas duas condições são plenamente atendidas. Na região abaixo do ponto de estrangulamento (lado direito da Figura 8), é necessário que o número de correntes frias seja menor ou igual ao número de correntes quentes, e que o  $MCp$  fria seja menor ou igual ao  $MCp$  quente, e essas duas condições são atendidas.

O novo trocador de calor recebe as duas correntes do processo economizando aproximadamente 85 kW. que deveria ser gasto com utilidades. Como a troca térmica entre as duas correntes não é o suficiente para alcançar os pré-requisitos do processo, um resfriador deve ser instalado na corrente quente, retirando 60 kW de calor da corrente, e um aquecedor deve ser instalado na corrente fria, doando aproximadamente 87 kW na corrente como pode ser observado na Figura 9, TC é o trocador de calor, UF o resfriador e UQ o aquecedor.

**Figura 9** – Rede de trocadores e calor

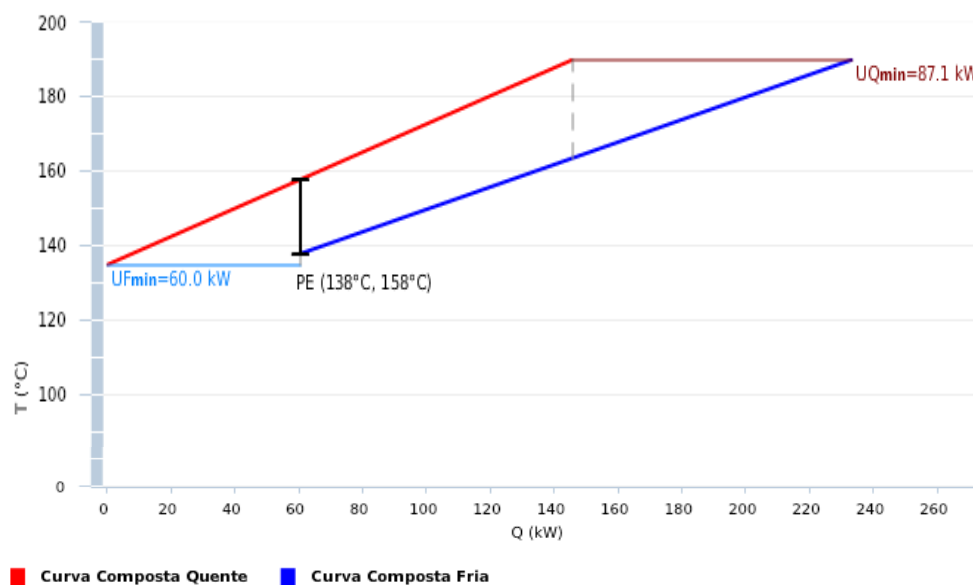


**Fonte:** Próprio Autor (2019)

#### 4.7 COMPARATIVO ANTES E DEPOIS DA INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA

Com todos os cálculos de custo feitos e com o  $\Delta T_{\min}$  ótimo em mãos, definiu-se novas curvas de energia e uma nova cascata de calor como observa-se nas figuras 10 e 11.

**Figura 10** – Curvas compostas com  $\Delta T_{\min}$  ótimo de 20°C



Fonte: Próprio Autor (2019)

**Figura 11** – Cascata de calor com  $\Delta T_{\min}$  ótimo de 20°C

T' (°C)	CP's	$\Delta T'i$ (°C)	$\Delta MCpi$ (kW/°C)	$\Delta Qi$ (kW)	Cascata de Calor (kW)
200					$QUQ = 0$ $QUQ = 87.1$
180	2	20	3.29	65.8	-65.8    Q1=65.8    21.3
148	1	32.2	0.66	21.3	-87.1    Q2=21.3    0
125		22.8	-2.63	-60.0	-27.1    Q3=-60.0    60.0
MCp (kW/°C)	2.63   3.29				$QUF = 60.0$

Fonte: Próprio Autor (2019)

A partir dos dados da nova cascata e das curvas compostas com a variação mínima de temperatura ótima, foi construída a nova rede de trocadores de calor descrita no passo anterior, evidenciando a necessidade de mais um trocador de calor para a rede.

No processo original era necessário aproximadamente 172 kW de vapor para aquecer a corrente fria e aproximadamente 145 kW de água para resfriar a corrente quente. Isso gerava um gasto de anual de US\$ 94.548,78 de vapor e US\$ 1.574,72 de água, somando um total de US\$ 96.123,50.

Após a aplicação da metodologia *Pinch* de integração energética, a quantidade de energia envolvida nessas etapas foi reduzida para aproximadamente

87 kW na corrente de vapor e 60 kW na corrente de água. Com o custo de trocador de calor em torno de US\$ 35.000, o custo anual de vapor de US\$ 47.925,68 e de água de US\$ 652,79, o custo total corresponde a US\$ 83.578,47. Se o equipamento for pago no prazo de um ano, a diferença de custo da planta original para a integrada será de aproximadamente de US\$ 12.000. Para os anos seguintes, sem levar em consideração a depreciação e a manutenção dos equipamentos, a redução de custos será de aproximadamente US\$ 47.000, o que equivale a 50% do custo anual da planta original.

A planta pós integração com a adição de mais um trocador de calor e a nova conformação pode ser conferida no Apêndice B.

## 5 CONCLUSÕES

A metodologia Pinch aplicada no decorrer desse trabalho mostrou-se eficaz com a proposta de melhoria de processos industriais. Pela adição de um trocador de calor ao processo de síntese da amônia, foi possível reduzir em aproximadamente 55% o uso de utilidades quentes e frias no processo.

O uso das próprias correntes do processo para aquecer/arrefecer outras correntes traz um grande benefício financeiro visto que o processo sem integração tinha um custo anual de utilidades em torno dos US\$ 96.000 e logo após a integração o custo anual de utilidades caiu para pouco mais de US\$ 48.000.

Portanto, conclui-se que a metodologia *Pinch* é funcional e eficiente, evidenciando redução no consumo de energia e conseguinte o custo de operação do processo.

Melhorias nos estudos poderiam ser feitas através de uma análise financeira mais profunda, levando em consideração custos de instalação de equipamentos, área que os novos equipamentos ocupariam, tempo de retorno de investimento, entre outros. Há possibilidade de integração também com a água de arrefecimento que deve ser usada para controlar a temperatura do reator, pois a reação deve ocorrer de forma isotérmica, sendo ela altamente exotérmica.

## REFERÊNCIAS

- AL-MALAH, Kamal I. et al. **PRODUCTION OF AMMONIA AT RELATIVELY LOW P,T: ASPEN PROCESS ECONOMIC ANALYSIS**. *Acta Chemica Malaysia*, [s.l.], v. 2, n. 1, p.01-05, 1 jan. 2018. Walter de Gruyter GmbH. <http://dx.doi.org/10.26480/acmy.01.2018.01.05>. Disponível em: <<https://www.actachemicamalaysia.com/archives/1acmy2018/1acmy2018-01-05.pdf>>. Acesso em: 21 mar. 2019.
- BARBOSA, Vanessa. **Os 20 maiores produtores de petróleo no mundo: Brasil é 13º**. 2014. Disponível em: < <https://exame.abril.com.br/economia/os-20-paises-que-lideram-a-producao-de-petroleo-no-mundo/> >. Acesso em: 27 ago. 2018.
- BERECHE, Reynaldo Palacios. **Modelagem e integração energética do processo de produção de etanol a partir da biomassa de cana-de-açúcar**. 2011. 287 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Mecânica, Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2011. Disponível em: <<http://repositorio.unicamp.br/jspui/handle/REPOSIP/265106>>. Acesso em: 27 ago. 2018.
- BLOG FATOS E DADOS. Petrobras. **Entenda por que investimos em fertilizantes**. 2014. Disponível em: <<http://www.petrobras.com.br/fatos-e-dados/entenda-por-que-investimos-em-fertilizantes.htm>>. Acesso em: 25 jun. 2019.
- BOROUMANDJAZI, G.; RISMANCHI, B.; SAIDUR, R.. A review on exergy analysis of industrial sector. **Renewable And Sustainable Energy Reviews**, [s.l.], v. 27, p.198-203, nov. 2013. Elsevier BV.. Disponível em: <<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1364032113004450>>. Acesso em: 25 jun. 2019.
- BROWN, Trevor. **Ammonia plant cost comparisons: Natural gas, Coal, or Electrolysis?** 2017. Disponível em: <<https://ammoniaindustry.com/ammonia-plant-cost-comparisons-natural-gas-coal-or-electrolysis/>>. Acesso em: 28 set. 2018.
- CERETO, Aurélio Carlos. **Integração energética da rede de trocadores de calor em extração por solvente para a produção de farelo branco de soja**. 2004. 170 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Química, Escola de Engenharia, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2004. Disponível em: <<https://lume.ufrgs.br/handle/10183/4744>>. Acesso em: 27 ago. 2018.
- CHAGAS, Aécio Pereira. A síntese da amônia: alguns aspectos históricos. **Química Nova**, [s.l.], v. 30, n. 1, p.240-247, fev. 2007. FapUNIFESP (SciELO).
- ENGINEERS EDGE. **Overall Heat Transfer Coefficient Table Chart**. 2019. Disponível em: <[https://www.engineersedge.com/thermodynamics/overall\\_heat\\_transfer-table.htm](https://www.engineersedge.com/thermodynamics/overall_heat_transfer-table.htm)>. Acesso em: 05 jun. 2019.



FERNANDES, Maria Cristina S. **INTEGRAÇÃO DE PROCESSOS**: Sebenta de Síntese e Integração de Processos. Lisboa: \*, 2012. 60 p.

FERNANDES JÚNIOR, Carlos Coutinho. **Integração Energética da Etapa de Extração de Óleo de Soja, Utilizando o Método Pinch**. 2009. 94 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Química, Universidade Estadual do Oeste do Paraná, Toledo, 2009. Disponível em: <<http://tede.unioeste.br/handle/tede/1889>>. Acesso em: 27 ago. 2018.

FRANCO, Max. **Integração energética de sistemas de evaporação localizados abaixo do ponto pinch**. 2001. 150 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2001. Disponível em: <<http://repositorio.unicamp.br/handle/REPOSIP/266383>>. Acesso em: 27 ago. 2018.

KEMP, Ian C.. **Pinch Analysis and Process Integration: A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy**. 2. ed. Oxford: Butterworth-heinemann/Elsevier, 2006. 416 p.

KWONG, Wu Hong. **Integração Energética: Redes de Trocadores de Calor**. São Carlos: Ufscar, 2013. 152 p.

LEI, Jiao et al. Heat integration and optimization of hydrogen production for a 1 kW low-temperature proton exchange membrane fuel cell. **Chemical Engineering Science**, [s.l.], v. 123, p.81-91, fev. 2015. Disponível em: <<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0009250914006046>>. Acesso em: 17 ago. 2018.

LINNHOFF, Bodo; DUNFORD, Helen; SMITH, Robin. Heat integration of distillation columns into overall processes. **Chemical Engineering Science**, [s.l.], v. 38, n. 8, p.1175-1188, 1983. Disponível em: <<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/0009250983800396>>. Acesso em: 17 ago. 2018.

LINNHOFF, Bodo.; HINDMARSH, E.. The pinch design method for heat exchanger networks. **Chemical Engineering Science**, [s.l.], v. 38, n. 5, p.745-763, 1983. Disponível em: <<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/0009250983801857>>. Acesso em: 21 out. 2018.

MASSO, A. H.; RUDD, D. F.. The synthesis of system designs. II. Heuristic structuring. **Aiche Journal**, [s.l.], v. 15, n. 1, p.10-17, jan. 1969. Disponível em: <<https://onlinelibrary.wiley.com/doi/pdf/10.1002/aic.690150108>>. Acesso em: 21 out. 2018.

MATCHES. **Heat Exchanger Cost Estimate**. 2014. Disponível em: <<https://www.matche.com/equipcost/Exchanger.html>>. Acesso em: 05 jun. 2019.

SARKIS, N. Le Monde Diplomatique. **Combats de l'OPEP**. 2006. Disponível em: <<https://www.monde-diplomatique.fr/2006/05/A/13414>>. Acesso em: 28 set. 2018.

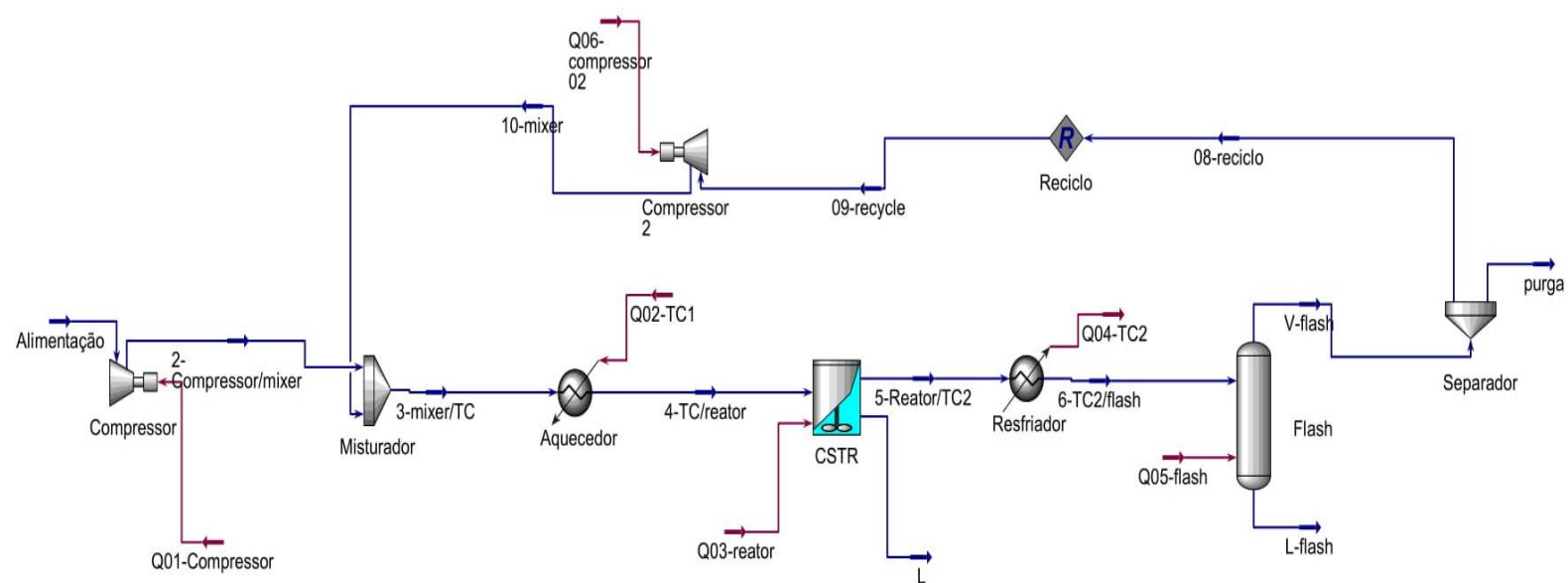
POLLEY, G.t.. **PROCESS INTEGRATION**. 2011. A-to-Z Guide to Thermodynamics, Heat & Mass Transfer, and Fluids Engineering. Disponível em: <<http://www.thermopedia.com/content/1061/>>. Acesso em: 17 set. 2018.

SHREVE, Randolph Norris; BRINK, Joseph Andrew. **Indústrias de Processos Químicos**. 4. ed. Rio de Janeiro: Ltc, 1997.

SONG, Chunfeng et al. Process intensification of cellulosic ethanol production by waste heat integration. **Chemical Engineering Research And Design**, [s.l.], v. 132, p.115-122, abr. 2018. Disponível em: <<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0263876218300182>>. Acesso em: 17 ago. 2018.

ZHANG, Kefang et al. Process integration analysis and improved options for an MEA CO<sub>2</sub> capture system based on the pinch analysis. **Applied Thermal Engineering**, [s.l.], v. 85, p.214-224, jun. 2015. Disponível em: <<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1359431115003348>>. Acesso em: 17 ago. 2018.

## APÊNDICE A - Processo antes da integração





## APÊNDICE C – Tabela de Dados das Correntes

	Unidade	Alimentação	2- Compressor/mixer	3-mixer/TC	4-TC/reator	5-Reator/TC2	6-TC2/flash	V-flash	L-flash	08-reciclo	purga	09-recycle	10-mixer
Temperatura	°C	25	139,4188	137,9251	190,2251	190,4361	135,4361	-35,0046	-35,0046	-35,0046	-35,0046	-34,9889	-16,7230
Pressão	kPa	2026,499932	4850	4850	4800	4800	4800	4000	4000	4000	4000	4000	4850
Fluxo Molar	kgmole/h	400	400	403,7922	403,7922	203,9573	203,9573	3,7974	200,1599	3,7915	0,0059	3,7922	3,7922
Fluxo de Massa	kg/h	3406,1001	3406,1001	3448,3206	3448,3206	3448,2208	3448,2208	42,2528	3405,9679	42,1877	0,0651	42,2206	42,2206
Fluxo Volumétrico	m <sup>3</sup> /h	12,1314	12,1314	12,2481	12,2481	5,6508	5,6508	0,1169	5,5339	0,1167	0,0002	0,1167	0,1167
Fluxo de Calor	kJ/h	-10292,86	1316337,56	1306127,54	1925550,17	-8151449,83	-8680679,04	-12202,64	-14306476,39	-12183,84	-18,80	-12188,79	-10210,01
Fração Molar (H <sub>2</sub> )	-	0,75	0,75	0,7489	0,7489	0,0131	0,0131	0,6372	0,0012	0,6372	0,6372	0,6369	0,6369
Fração Molar (N <sub>2</sub> )	-	0,25	0,25	0,2508	0,2508	0,0066	0,0066	0,3336	0,0004	0,3336	0,3336	0,3338	0,3338
Fração Molar (NH <sub>3</sub> )	-	0	0	0,0003	0,0003	0,9803	0,9803	0,0292	0,9984	0,0292	0,0292	0,0292	0,0292