

CENTRO UNIVERSITÁRIO FEI
DIOGO ROBERTO ARROTÉIA

**APLICAÇÃO DA METODOLOGIA *PINCH* EM UMA PLANTA DE
TRATAMENTO DE GORDURA**

São Bernardo do Campo,
2019

DIOGO ROBERTO ARROTÉIA

**APLICAÇÃO DA METODOLOGIA *PINCH* EM UMA PLANTA DE
TRATAMENTO DE GORDURA**

Dissertação de Mestrado apresentada ao
Centro Universitário FEI para obtenção de
título de Mestre em Engenharia Química.
Orientado pelo Prof. Dr. Ricardo Belchior
Torres.

São Bernardo do Campo,

2019

Arrotéia, Diogo Roberto.

APLICAÇÃO DA METODOLOGIA PINCH EM UMA PLANTA DE
TRATAMENTO DE GORDURA / Diogo Roberto Arrotéia. São
Bernardo do Campo, 2019.

66 f. : il.

Dissertação - Centro Universitário FEI.

Orientador: Prof. Dr. Ricardo Belchior Torres.

1. Metodologia Pinch. 2. Eficiência Energética. 3. Balanço de energia.
4. Troca Térmica. I. Torres, Ricardo Belchior, orient. II. Título.

Elaborada pelo sistema de geração automática de ficha catalográfica da FEI com os
dados fornecidos pelo(a) autor(a).

APRESENTAÇÃO DE DISSERTAÇÃO
ATA DA BANCA EXAMINADORA

Aluno: Diogo Roberto Arrotéia

Matrícula: 417108-8

Título do Trabalho: Aplicação da metodologia pinch em uma planta de tratamento de gordura.

Área de Concentração: Engenharia Química

Orientador: Prof. Dr. Ricardo Belchior Torres

Data da realização da defesa: 30/04/2019

ORIGINAL ASSINADA

Avaliação da Banca Examinadora:

São Bernardo do Campo, / / .

MEMBROS DA BANCA EXAMINADORA

Prof. Dr. Ricardo Belchior Torres	Ass.: _____
Prof. Dr. Ronaldo Gonçalves dos Santos	Ass.: _____
Prof. Dr. Efraim Cekinski	Ass.: _____

A Banca Julgadora acima-assinada atribuiu ao aluno o seguinte resultado:

APROVADO

REPROVADO

VERSÃO FINAL DA
DISSERTAÇÃO

APROVO A VERSÃO FINAL DA DISSERTAÇÃO
EM QUE FORAM INCLUÍDAS AS RECOMENDAÇÕES DA
BANCA EXAMINADORA

Aprovação do Coordenador do Programa de Pós-
graduação

Prof. Dr. Ricardo Belchior Torres

RESUMO

A busca por processos mais eficientes e com menor consumo de energia tem se tornado cada vez mais frequente. Com o desenvolvimento industrial nas últimas décadas, a utilização de energia se torna indispensável, criando assim um importante desafio a gestão correta desse recurso. A eficiência energética é um instrumento imprescindível para reduzir o consumo e otimizar uma planta industrial. O presente trabalho teve como objetivo estudar a análise energética de uma planta industrial de branqueamento de gorduras utilizando a metodologia *Pinch*. Para isso, foram analisadas as correntes de processo com o objetivo de obter a melhor disposição dos trocadores de calor envolvidos e otimizar o consumo de utilidades quentes e frias. O processo conta com três trocadores de calor no qual um deles trabalha com as correntes de processo para aproveitamento energético. Uma das análises realizadas foi admitir a hipótese da inexistência de um desses trocadores do processo para calcular a quantidade de energia que seria consumida e compara-la com o consumo atual. Essa primeira análise mostrou que a existência desse trocador de integração energética reduz a quantidade de vapor utilizado em 37,6 % e água de resfriamento em 16,3%. A aplicação da metodologia resultou em um consumo otimizado de fonte quente de 309,3 kW, sem nenhum consumo de fonte fria, o que significa uma redução de 60,0% no consumo de vapor e 100% de água de resfriamento. Essa análise possibilitou a primeira proposta de diminuir o número de equipamentos trocadores de calor de três para um. Além disso, uma segunda opção foi proposta, a qual aumenta a quantidade de energia aproveitada das correntes, gerando uma redução do número de trocadores para um, proporcionando uma economia de 29,1% de vapor e 37,7% de água de torre para resfriamento. Ambas propostas foram avaliadas economicamente, com retorno do investimento em 0,35 e 0,48 anos, para a primeira e segunda proposta, respectivamente.

Palavras-chave: Metodologia *Pinch*. Eficiência Energética. Balanço de energia. Troca Térmica.

ABSTRACT

The search for more efficient processes and with lower energy consumption has become increasingly frequent nowadays. With the industrial development in the last decades, the use of energy becomes indispensable, thus making the correct management of this resource an important challenge. Energy efficiency is an essential tool to reduce consumption and optimize an industrial plant. This work aimed at studying the process of bleaching of fats by using the *Pinch* methodology. For this, the process currents were analyzed in order to obtain the best arrangement of the heat exchangers involved, as well as optimizing the consumption of hot and cold utilities. The current process has three heat exchangers, in which one of them works with the process currents for heat recovery. One of the analyses carried out was to admit the hypothesis of the absence of one of these process heat exchangers to calculate the amount of energy that would be consumed and to compare it with the current consumption. This first analysis showed that the existence of this energy integration exchanger reduces the amount of steam used by 37.6% and cooling water by 16.3%. The application of this methodology resulted in an optimized hot source consumption of 309.3 kW, without any cold source consumption, which means a reduction of 60.0% in steam consumption and 100% in cooling water. This analysis enabled the first proposal of reducing the number of heat exchanger equipment from three to one. In addition, a second option was proposed, which increases the amount of energy taken from the chains, generating a reduction in the number of heat exchangers to one, leading to an economy of 29.1% of steam and 37.7% of tower water for cooling. Both proposals were evaluated economically, with a payback of 0.35 and 0.48 years, for the first and second proposals, respectively.

Keywords: Pinch Methodology. Energy Efficiency. Balance of energy. Thermal Exchange.

Dedico este trabalho ao meu avô
Félicio Arrotéia (*in memoriam*) que fez tanto
por mim ao longo de sua vida.

AGRADECIMENTOS

A Deus, por ter permitido que tudo isso tenha acontecido e por ter me dado força para superar os desafios.

Aos meus pais, João e Maria, pelos valores me passados e por serem meu incentivo e estarem sempre ao meu lado. E aos meus irmãos, Douglas e Danilo, por serem exemplos para mim e estarem sempre ao meu lado.

Ao meu orientador, Prof. Dr. Ricardo Belchior Torres, que desde sempre confiou em mim e acreditou no meu potencial para a realização deste trabalho.

Ao Centro Universitário FEI e todos seus colaboradores, pela estrutura provida e pela oportunidade.

À Ypê por ter aberto suas portas para a realização do trabalho.

Aos amigos, pelo apoio e motivação nas dificuldades.

A todos que de alguma forma fizeram parte dessa conquista.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1 – Divisão por volume de controle (I, II e III), reciclo (a) e by-pass (b).	4
Figura 2 – Fluxo de material em um processo.	4
Figura 3 – Trocadores de calor (a) casco e tubo e (b) de placas.	6
Figura 4 – Detalhe construtivo de um trocador de placas.	7
Figura 5 – (a) Diagrama de passagem dos fluídos, (b) modelo de placa corrugada e (c) inclinação da ranhura.	8
Figura 6 – Combinação das correntes individuais para obter a corrente quente composta.	13
Figura 7 – Combinação das correntes individuais para obter a corrente quente composta.	14
Figura 8 – Curvas compostas com uma diferença de temperatura mínima de 10 °C...	15
Figura 9 – Exemplo do cascadeamento de temperatura.	17
Figura 10 – Publicações relacionadas com a Metodologia Pinch, pela Scopus.	18
Figura 11 – Mapeamento dos ΔT_{min} dos processos.	20
Figura 12 – Exemplo de rede de trocadores de calor.	21
Figura 13 – Rede de trocadores após análise do Pinch da rede.	21
Figura 15 – Exemplificação de loop (a) e path (b).	24
Figura 16 – Diagrama Pinch para água.	25
Figura 17 – Diagrama de blocos do tratamento de gordura.	26
Figura 18 – Reação de saponificação.	28
Figura 19 – Fluxograma do processo de branqueamento.	29
Figura 20 – Estrutura de um triglicerídeo.	33
Figura 21 – Rede de Trocadores de Calor do processo.	38
Figura 22 – Fluxograma sem o trocador de calor 1.	40
Figura 23 – Novo fluxograma, sem os trocadores de calor 2 e 3.	44
Figura 24 – Nova rede de trocadores de calor, sem os trocadores de calor 1 e 3.	44
Figura 25 – Novo fluxograma, sem o Trocador 2.	45
Figura 26 - Nova rede de trocadores de calor, sem o Trocador 2.	46

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Correntes de processo de troca térmica	13
Tabela 2 – Temperaturas deslocadas para os dados da Tabela 1.	16
Tabela 3 – Intervalos de temperatura e balanço energético.	16
Tabela 4 – Resumo das análises de retrofit.	22
Tabela 5 – Composição típica de algumas matérias graxas.	33
Tabela 6 – Calor específico de alguns triglicerídeos.	35
Tabela 7 – Dados das correntes da planta de branqueamento.	37
Tabela 8 – Densidade e calor específico do sebo em várias temperaturas.	38
Tabela 9 – Dados para dimensionamento de trocador de calor.	39
Tabela 10 – Cálculo da quantidade de calor adicionada/removida por corrente sem integração	40
Tabela 11 – Temperaturas deslocadas para processo sem integração energética	41
Tabela 12 – Intervalo de temperatura.	41
Tabela 13 – Continuidade do cascadeamento (processo sem integração).	42
Tabela 14 – Cálculo da quantidade de calor adicionada/removida por corrente com integração.	43
Tabela 15 – Redução de utilidades com a integração energética.	43
Tabela 16 - Comparação do processo atual e das opções de melhoria.	46
Tabela 17 – Economia de vapor e água de resfriamento.	47
Tabela 18 - Cálculo de retorno do investimento.	48

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO E JUSTIFICATIVAS	1
2	OBJETIVOS.....	2
2.1	OBJETIVOS GERAIS	2
2.2	OBJETIVOS ESPECÍFICOS	2
3	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	3
3.1	PROCESSOS QUÍMICOS	3
3.2	BALANÇO DE MASSA.....	4
3.3	BALANÇO DE ENERGIA	5
3.4	METODOLOGIA <i>PINCH</i>	9
3.4.1	Método das Curvas Compostas.....	12
3.4.2	Método de Cascadeamento de Entalpias	15
3.4.3	Aplicações Energética da Metodologia <i>Pinch</i>.....	18
3.4.4	Outras Aplicações da Metodologia <i>Pinch</i>.....	24
3.5	TRATAMENTO DE GORDURAS	26
3.5.1	Recebimento da Gordura	26
3.5.2	Degomagem	27
3.5.3	Branqueamento	27
3.5.4	Saponificação.....	27
4	METODOLOGIA E MATERIAIS.....	29
4.1	METODOLOGIA	29
4.1.1	Fluxograma.....	29
4.1.2	Coleta de dados.....	30
4.1.3	Aplicação da metodologia <i>Pinch</i>	31
4.2	MATERIAIS.....	31
4.2.1	Equipamentos.....	31
4.2.2	Trocadores de Calor.....	31
4.2.3	Tanque <i>Flash</i>.....	32
4.2.4	Branqueador.....	32
4.2.5	Filtro Prensa	32
4.3	A GORDURA	33
4.3.1.1	<i>Polimorfismo</i>.....	34
4.3.1.2	<i>Calor específico</i>	34
4.3.1.3	<i>Densidade</i>.....	35

4.3.1.4	<i>Organogéis</i>	36
5	RESULTADOS E DISCUSSÕES	37
5.1	DADOS DE PROCESSO	37
5.2	ANÁLISES DE MELHORIAS.....	39
5.3	AVALIAÇÃO TÉCNICA-ECONÔMICA.....	47
6	CONCLUSÃO	49

1 INTRODUÇÃO E JUSTIFICATIVAS

A busca por processos mais eficientes e com menor consumo de energia tem se tornado cada vez mais frequente. Com o desenvolvimento industrial nas últimas décadas, o aumento no consumo de energia tem aumentado significativamente, tornando-se imprescindível e desafiadora a eficiente gestão desse recurso. Dessa forma, a eficiência energética torna-se uma ferramenta de grande importância para redução de consumo e otimização de energia em uma planta industrial.

Para se manter em um mercado global competitivo e exigente com normas ambientais cada vez mais rigorosas, a visão estratégica de uma empresa deve contemplar não apenas o fator econômico inerente a eficiência de energia, mas também os cuidados com o meio ambiente.

Em um processo industrial, a análise das vazões e temperaturas das correntes que o compõe são de extrema relevância para se realizar uma integração entre elas. Desta maneira, é possível obter redução na quantidade de utilidades quentes e frias consumidas durante o processo.

Para uma planta de tratamento de sebo e gordura, onde existe um alto consumo de vapor para aquecimento das matérias-primas com alto ponto de fusão, um estudo detalhado de algumas etapas do processo pode ser crucial para a redução do gasto desta utilidade. As principais etapas deste processo são a degomagem, na qual são retiradas as gomas e lecitinas presentes, e o branqueamento, cujo objetivo consiste na aplicação de um carvão ativado para remoção de substâncias que causam coloração na gordura.

Essas etapas são de extrema importância para uma planta de produção de sabão, uma vez que apenas após esses processos serem concluídos com eficiência, é que a matéria-prima está pronta para reagir com hidróxido de sódio, ocorrendo a saponificação da gordura e a transformação em sabão.

Portanto, torna-se imprescindível realizar o tratamento dessa matéria-prima de tal maneira que a quantidade de energia consumida seja a menor possível, possibilitando uma redução no custo de fabricação do produto final, e assim uma margem de lucro maior para a empresa.

Este trabalho teve como objetivo estudar um processo industrial de branqueamento de uma mistura de sebo bovino com alguns óleos vegetais que são utilizados como matéria prima do sabão, na planta da Empresa Ypê. Para isso, foi avaliado o consumo de energia no processo atual e considerando a hipótese da inexistência de um dos trocadores de calor presente o

processo. Foi utilizada a metodologia *Pinch*, a qual consiste em determinar a melhor disposição de equipamentos trocadores de calor para redução de consumo de energia térmica.

2 OBJETIVOS

Para executar o presente estudo, foram definidos inicialmente os objetivos gerais e específicos.

2.1 OBJETIVOS GERAIS

Este trabalho teve como objetivo realizar a aplicação da metodologia *Pinch* de análise energética em uma planta de branqueamento de gordura, buscando melhorias e formas mais eficientes para se realizar este processo.

2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Para alcançar o objetivo do estudo, as seguintes etapas foram realizadas:

- a) Avaliação dos dados de processo;
- b) Comparação do consumo energético com a presença e ausência de um trocador de calor;
- c) Aplicação da metodologia *Pinch*;
- d) Sugestão de alterações de processo;
- e) Avaliação econômica das melhorias;

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Nesta seção serão apresentados conceitos teóricos sobre processos químicos e sobre desenvolvimento e aplicação da metodologia *Pinch*, além do descritivo das etapas de tratamento de gorduras.

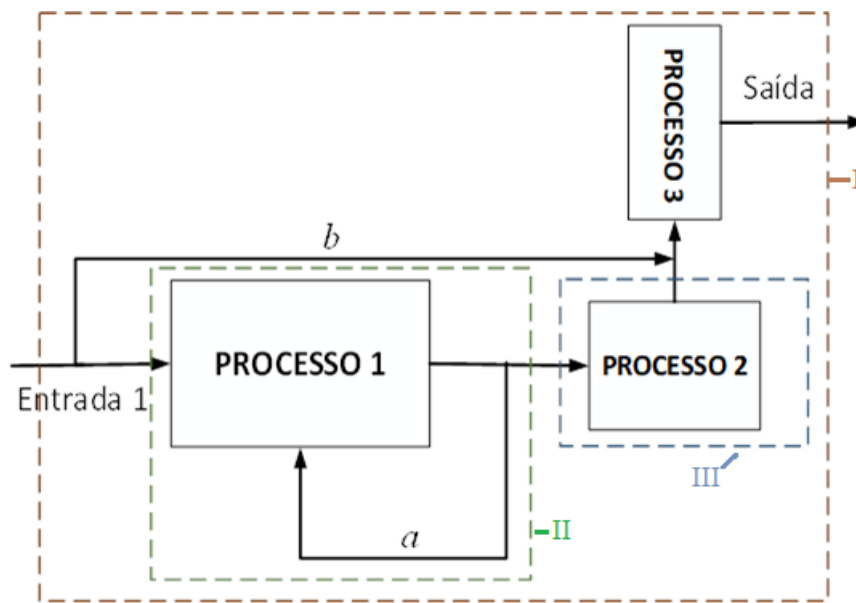
3.1 PROCESSOS QUÍMICOS

Os processos químicos são classificados em três diferentes tipos: contínuo, batelada ou semi-contínuo. O primeiro deles ocorre quando o processo tem como alimentação e saída um fluxo contínuo de matéria durante todo o tempo, como por exemplo, uma secagem de pasta em uma torre. O segundo, a alimentação é realizada uma única vez no início do processo, como ocorre em um reator onde todos os reagentes são alimentados para a reação. O último se refere a processos que não são nem contínuo nem em batelada, podendo ser a união dos dois, onde a primeira etapa é feita em batelada e a segunda de maneira contínua (FELDER; ROUSSEAU, 2005).

Além da classificação acima mencionada, o processo pode ser determinado como estacionário, onde nenhuma variável do processo sofre alteração ao longo do tempo, não considerando pequenas flutuações inerentes a qualquer processo, ou transiente, quando existe a mudança de alguma variável com o tempo, como por exemplo a concentração de uma espécie química variando em virtude do consumo da mesma em uma reação (FELDER; ROUSSEAU, 2005).

Na maioria dos casos industriais, existe uma sequência de operações que completam um processo, como etapas de aquecimento, resfriamento, reatores, misturadores, etc. Para estes casos, o balanço de massa pode ser separado e aplicado por diferentes volumes de controle, determinando quais são os limites do processo que se está estudando, ou pode-se realizar um balanço de massa global, onde se considera todas as entradas e saídas principais, do maior volume de controle que se pode determinar. A Figura 1 a seguir ilustra como o processo pode ser dividido em diferentes volumes de controle.

Figura 1 – Divisão por volume de controle (I, II e III), reciclo (a) e *by-pass* (b).



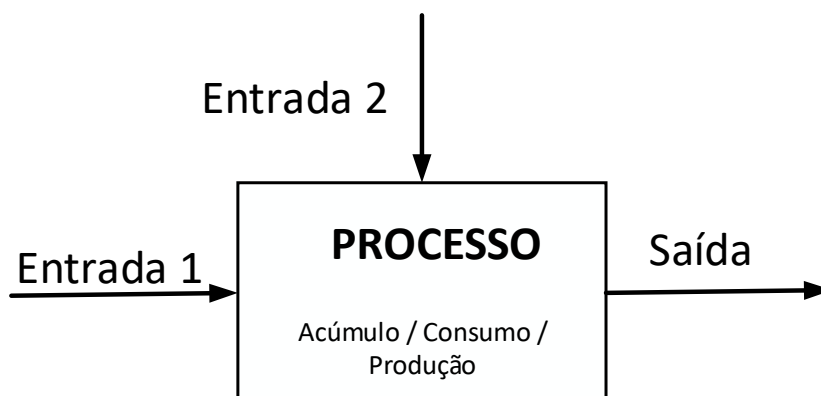
Fonte: Autor.

3.2 BALANÇO DE MASSA

Para a realização do balanço de massa de qualquer processo, é imprescindível a classificação do mesmo conforme a Seção 3.1.

De maneira geral, a quantidade de massa que entra em um processo é a mesma que sai, a não ser que haja acúmulo, como mostrado na Figura 2.

Figura 2 – Fluxo de material em um processo.



Fonte: Autor.

Para um material específico, ela ainda pode ser consumida ou produzida dentro do processo. Portanto, uma equação que descreve um balanço de massa é dada pela equação (1) (FELDER; ROUSSEAU, 2005):

$$\textit{entradas} + \textit{produção} - \textit{saídas} - \textit{consumo} = \textit{acúmulo} \quad (1)$$

Quando o processo é dado em regime estacionário, pode-se simplificar a equação anterior para a seguinte forma (FELDER; ROUSSEAU, 2005):

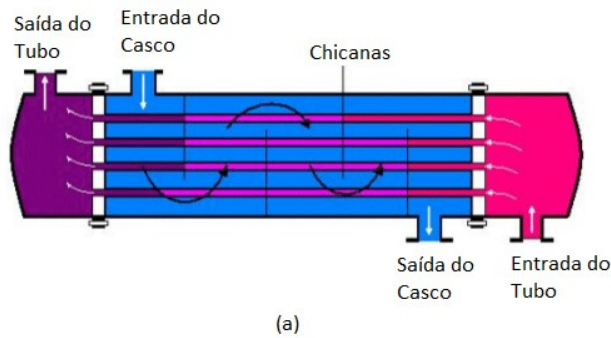
$$\textit{entradas} + \textit{produção} = \textit{saídas} + \textit{consumo} \quad (2)$$

3.3 BALANÇO DE ENERGIA

Assim como em um balanço de massa, o balanço de energia segue o sequenciamento de toda energia que entra, sai, é produzida ou consumida e que é perdida em um determinado processo.

Um de muitos equipamentos no qual um balanço de energia pode ser aplicado é um trocador de calor, que é um dos principais equipamentos onde se pode ocorrer troca de energia entre correntes. Existem vários tipos de trocadores de calor que são utilizados em processos industriais, como por exemplo o trocador casco e tubo e trocador de placas (Figura 3).

Figura 3 – Trocadores de calor (a) casco e tubo e (b) de placas.



(a)



(b)

Fonte: (a) Autor “adaptado de” Rehman, 2011. (b) Arsenyeva, 2018.

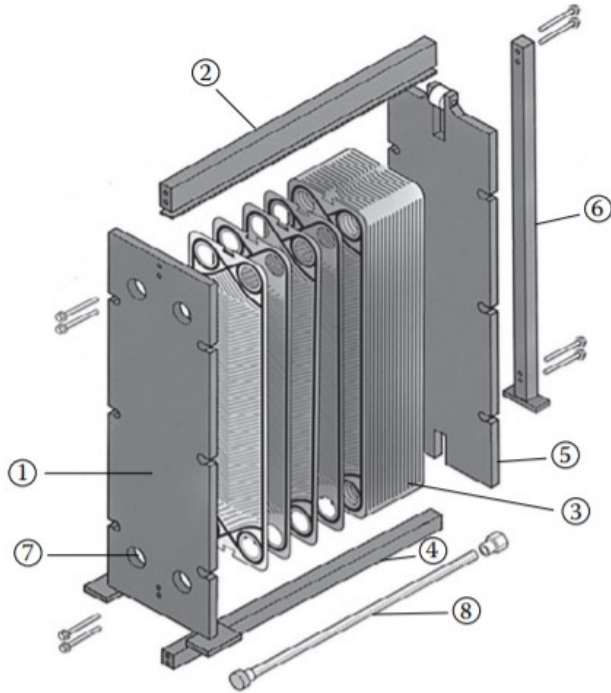
De maneira geral, as correntes nos trocadores de calor trocam energia entre si sem ter um contato direto, logo a escolha do material de construção com elevado valor de troca térmica é essencial para seu melhor aproveitamento. Além disso, quanto maior a área de contato das correntes (pelos tubos ou placas), maior a quantidade de calor trocado (SMITH, 2005).

Um ponto importante na definição do tipo de equipamento é o espaço físico disponível para a instalação do mesmo. Os trocadores de casco e tubos são equipamentos maiores, com limpeza e manutenção dificultada, porém são equipamentos mais baratos e mais resistentes, termo e mecanicamente. Já trocadores de placas são equipamentos mais versáteis, com alta flexibilidade de redimensionamento e alto rendimento térmico. Entretanto, apresentam alta perda de carga e restrições às operações com elevadas temperaturas e pressões.

Os trocadores de calor de placas, como o próprio nome diz, é composto por várias placas de metal com relevo, posicionadas uma ao lado da outra. Cada placa contém quatro furações para a passagem dos fluidos que está se trabalhando, que servem para direcionar o fluido de maneira alternada, no meio de duas placas adjacentes. Os fluidos não têm contato direto, e a

troca térmica ocorre indiretamente por meio das placas. A Figura 4 mostra maiores detalhes construtivos deste tipo de equipamento.

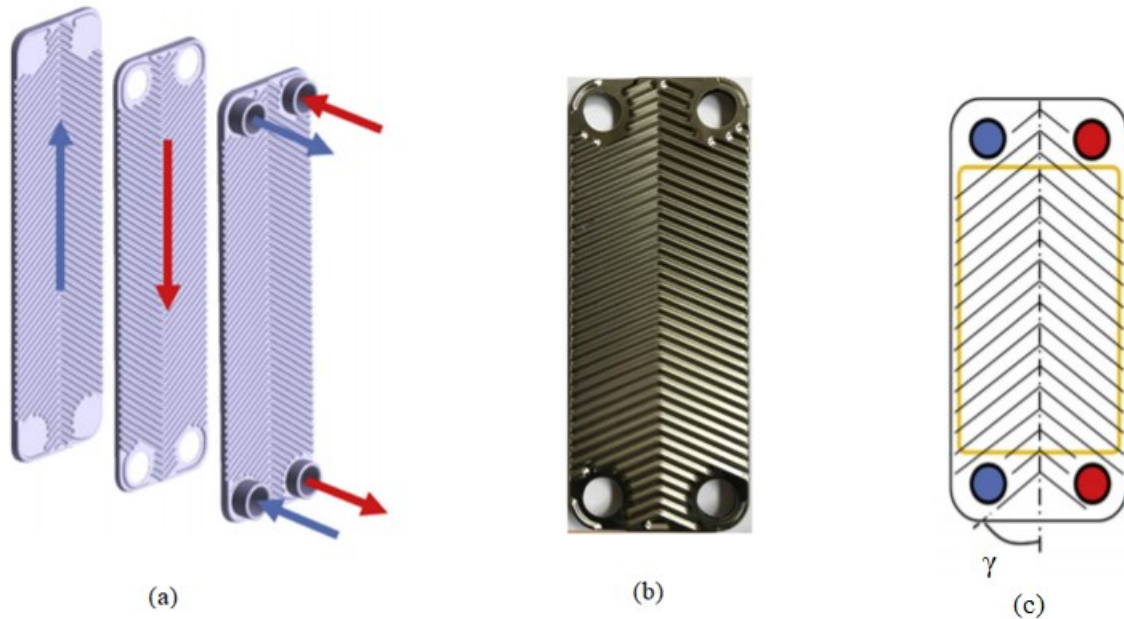
Figura 4 – Detalhe construtivo de um trocador de placas.



Fonte: Autor “adaptado de” Thulukkanam, 2013. (1) Placa estrutural fixa. (2) Barra de transporte superior. (3) Conjunto de placas. (4) Barra de transporte inferior. (5) Placa estrutural móvel. (6) Coluna de apoio. (7) Bocais de passagem de fluido. (8) Parafusos de aperto.

Com sua estrutura compacta, é possível a remoção ou adição de placas conforme necessidades do processo, ajustando o tamanho do conjunto através da placa estrutural móvel (5), fornecendo alta versatilidade ao equipamento. O número de placas depende da necessidade do processo, bem como sua dimensão e geometria.

Figura 5 – (a) Diagrama de passagem dos fluídos, (b) modelo de placa corrugada e (c) inclinação da ranhura.



Fonte: (a) e (c) Autor “adaptado de” Sarraf, 2015. (b) Zhang, 2019.

Existem mais de 60 diferentes modelos de placas para trocadores de calor desse tipo. Um dos modelos mais utilizados é o da Figura 5b, conhecido como “espinha de peixe”. A inclinação (γ) e largura de suas ranhuras é extremamente importante para o dimensionamento, uma vez que ele está diretamente ligado ao coeficiente de troca térmica e à perda de carga dos fluídos no equipamento. Logo, os parâmetros de geometria afetam significativamente o desempenho do trocador (ZHANG et al, 2019). O ângulo das ranhuras em placas adjacentes é invertido, de tal forma que os fluidos possam ter mais pontos de contato (THULUKKANAM, 2013). Existe uma variação no comportamento hidráulico do trocador de calor dependendo desse ângulo, sendo uma característica importante para a previsão da perda de carga. Dois tipos de comportamentos são observados, um até uma inclinação de 60° e outro acima desse valor (SARRAF; LAUNAY; TADRIST, 2015).

3.4 METODOLOGIA *PINCH*

A metodologia *Pinch* é uma análise realizada em processos que envolvem processo de troca térmica com o objetivo de se obter a melhor disposição dos equipamentos, possibilitando um processo com maior eficiência energética. O termo *Pinch*, ou estrangulamento, representa o ponto onde as correntes atingem uma diferença mínima de temperatura estabelecida para o processo. Resultados mostram que essa aplicação desta metodologia pode reduzir o consumo de energia de 10 a 35%, o que é bastante expressivo dado que a metodologia é conceitualmente simples quando comparada com outros métodos de programação matemática (GADALLA, 2015). A metodologia é aplicada somente para problemas lineares. Quando se trata de problemas não lineares, onde é envolvido parâmetros de qualidade, esta análise não é adequada (ARYA, 2019). O conceito foi originalmente apresentado por Hohman (1971) e vem se aperfeiçoando ao longo dos anos com objetivos de economizar energia e materiais. Linnhoff (1983) apud Kemp (2007) aprofundou-se mais no tema e desenvolveu algumas metodologias para a aplicação do conceito. Esta metodologia é aplicável tanto para processos que estão sendo criados, como para processos existentes, em uma situação de *retrofit* (MARCH, 1998).

A integração de processo é a base da análise *Pinch*, que teve seu crescimento estimulado pela crise de energia na década de 1970. Existem diversas definições para este termo, e uma que foi adotada pela Agência Internacional de Energia é “Métodos sistêmicos e gerais para desenvolvimento de sistemas de produção integrado que varia de um único processo até processos que envolvem mais plantas, com ênfase em uso eficiente de energia”. A redução de energia envolve a redução, principalmente de vapor, que é normalmente acompanhada pela redução de água de resfriamento. Além disso, dependendo de como a utilidade quente é gerada, existe a tendência da redução da emissão de CO₂. Os estudos mais recentes estão relacionados à sustentabilidade, e há um crescimento no número de publicações. Esses estudos mostram que há inúmeros desafios a serem superados (KLEMES; KRAVANJA, 2013). A análise *Pinch* considera apenas integração de calor, porém se aplicada em conjunto com outra metodologia, é possível incluir outra exergia recuperável em um processo fazendo uso do formalismo termodinâmico (MALHAM et al., 2018).

Gadalla (2015) propôs um novo método gráfico para a análise de redes de trocadores de calor existentes, tanto para aquecimento quanto para resfriamento de correntes. Este método pode ser facilmente utilizado para encontrar o ponto *Pinch* do sistema e identificar pontos que consomem energia sem necessidade. Além disso, o gráfico pode ser utilizado para propor

mudanças significativas no processo para melhorar o desempenho energético, uma vez que ele auxilia na avaliação do sistema de trocadores de calor existente. Ainda, esse novo método pode ser utilizado em conjunto com informações do processo para alterar o projeto básico ou rede existente. A análise realizada pelo autor em um estudo de caso apresentou uma redução de 17% em demanda de energia e consumo de combustível.

Walmsley et al. (2014) publicaram um estudo para encontrar o melhor arranjo para uma rede de trocadores de calor existente com o objetivo de obter o menor custo, através do Método de Custo Derivativo (MCD). Para determinar a estrutura da rede de trocadores, foi utilizada a metodologia *Pinch* e o MCD foi aplicado para dois processos distintos: um processo simples de destilação, o qual resultou em uma redução de custo anual de 7,1%, e para uma planta de leite em pó, obtendo uma redução de custo de 5,8%. Diferentemente da metodologia *Pinch*, o MCD considera diferenças no coeficiente de filme, tipo de trocadores, e arranjos e custos de utilidade.

Akbarnia, Amidpour e Shadaram (2008) publicaram um estudo que mostra uma correlação para estimar o preço de tubulações, considerando o tamanho, material e pressão do processo. Segundo os autores, a metodologia *Pinch* atual serve para identificar o ponto ótimo de trabalho através de balanço de massa e energia. Este ponto é determinado pelo equilíbrio entre o custo de energia e o número de trocadores de calor. Todavia, não se é considerado o investimento necessário com as tubulações para a adequação do sistema. Fazendo uso de estudo de caso, os autores concluíram que não há uma participação significativa do custo de tubulações no ponto ótimo encontrado pelo método existente.

Smith, Jobson e Chen (2010) realizaram um estudo de melhoria para uma rede de trocadores de calor existente. Os autores utilizaram uma metodologia baseada em outro estudo apresentado por Asante e Zhu (1996), em que se utilizou a metodologia *Pinch*. A modificação consiste em combinar alterações estruturais e otimização de custo em um único passo com a finalidade de encontrar a melhor solução economicamente viável. Esta modificação foi aplicada para um sistema no qual as propriedades das correntes de processos são dependentes da temperatura. Com isso, é possível identificar as mudanças mais críticas nos trocadores de calor, garantindo que a alteração no processo seja industrialmente viável.

Pouransari e Maréchal (2014) apresentaram um trabalho no qual utilizaram um modelo de programação linear mista alcançando uma configuração de trocadores de calor com um baixo consumo de utilidades, tanto para melhorias em plantas existentes como para desenvolvimento de novos projetos. O artigo apresenta alguns estudos de caso que mostram que a definição de

um fator baseado no preço de tubulação (comprimento e diâmetro) converge para um projeto de trocadores de calor muito melhor quando comparado ao valor de investimento.

Sun, Alwi e Manan (2012) desenvolveram um método para determinar a variação mínima de temperatura (ΔT_{\min}), considerando vários tipos de utilidades e combinações entre as correntes de processos, diferentemente do método da curva composta. Além disso, o método chamado de STEPS (*Stream Temperature vs Enthalpy Plot Supertargeting*) permitiu a seleção de tipos de trocadores de calor diferentes para estimar o custo total. Dois estudos de casos são apresentados e ambos resultam em uma diferença no custo total de, aproximadamente, 50% entre o método das curvas compostas e o STEPS, provando que o novo método é mais preciso que o método baseado nas curvas compostas.

Um método para *retrofit* de uma rede de trocadores de calor fixa e sem a necessidade de aumento de área de troca térmica ou modificações topológicas foi apresentada por Akpomiemie e Smith (2015). O método inclui maneiras de solucionar problemas encontrados nas tentativas de melhorias pelo método de *retrofit*, como identificação do local com oportunidades de ganho e identificação do trocador de calor que pode ser otimizado. A aplicação em um simples estudo de caso resultou em um benefício de 6,6 % do custo inicial antes do *retrofit*. Porém, os autores relatam que essa análise é baseada somente em um valor de temperatura, que é a temperatura de entrada do lado quente da utilidade, podendo ocorrer problemas para sistemas com múltiplas utilidades.

Existem alguns métodos para a aplicação da metodologia *Pinch*, sendo dois principais: por curvas compostas, que é baseado em representação gráfica, e por cascadeamento de entalpias, que é um método matemático. Ambas serão exemplificadas e explicadas posteriormente. A análise *Pinch* envolve a aplicação de princípios fundamentais da termodinâmica em processos que contêm trocas térmicas limitadas, assumindo uma diferença mínima de temperatura, ΔT_{\min} , entre as correntes em estudo (WALMSLEY et al., 2014). Com esta aplicação, é possível obter a máxima recuperação de calor de um determinado processo. Para sistemas existentes, um ganho energético pode ser alcançado utilizando os princípios da metodologia, sendo alguns deles explicados a seguir.

Existem três princípios fundamentais da metodologia para obter um arranjo com o mínimo de utilidades possível (KEMP, 2007).

1. Não transferir calor através do ponto *Pinch*.
2. Não utilizar utilidade fria acima do ponto *Pinch*.
3. Não utilizar utilidade quente abaixo do ponto *Pinch*.

A análise de uma rede de trocadores de calores inicia-se pela identificação das correntes quentes, que são as fontes que fornecerão calor à outra corrente, e as correntes frias, que são correntes que precisam ser aquecidas. Esta identificação é realizada através do balanço de massa e de energia do processo. É necessário também saber qual é a temperatura inicial (T_S) e a temperatura final (T_T) da corrente, também chamada de temperatura alvo (SMITH, 2005).

3.4.1 Método das Curvas Compostas

O método das Curvas Compostas pode ser utilizado para um processo que envolve no máximo duas correntes frias e duas correntes quentes. Para esta análise, é necessário a criação de um gráfico de temperatura (T) em função da variação de entalpia (ΔH). Esta variação da entalpia é dada pela equação (3) (SMITH; VAN NESS; ABBOTT, 2004):

$$\Delta H_i = m_i \cdot \int_{T_{Si}}^{T_{Ti}} C_{P_i} \cdot dT \quad , \quad (3)$$

em que m é a vazão mássica da corrente, C_P é o calor específico e i é a identificação da corrente.

Com os valores de temperatura e variação de entalpia calculados, desenham-se as curvas quentes e frias do sistema. Quando existe apenas uma corrente fria e quente, as curvas são consideradas simples e desenhadas diretamente em um gráfico. Entretanto, um sistema industrial raramente trabalha com apenas uma corrente fria e uma quente. Logo, para representar graficamente essas curvas, constroem-se curvas compostas. A curva composta é uma combinação de duas curvas simples, tendo o eixo da temperatura dividido em intervalos que são definidos pelas temperaturas iniciais e finais das correntes. Neste caso, o calor específico da curva composta é a soma dos calores específicos individuais de cada corrente. Além disso, a variação de entalpia do trecho da curva composta é dada pela soma das variações das entalpias das correntes individuais. Deve-se levar em consideração que a temperatura da corrente quente

deve ser sempre maior do que a corrente fria, por questões óbvias de troca de calor. Um detalhe importante para a representação gráfica é que deve se respeitar a variação da entalpia, podendo escolher qualquer entalpia inicial ou final, de forma que facilite a interpretação.

A Tabela 1 apresenta um processo de duas correntes quentes e duas correntes frias, com as respectivas temperaturas iniciais e finais, sua variação de entalpia e o calor específico.

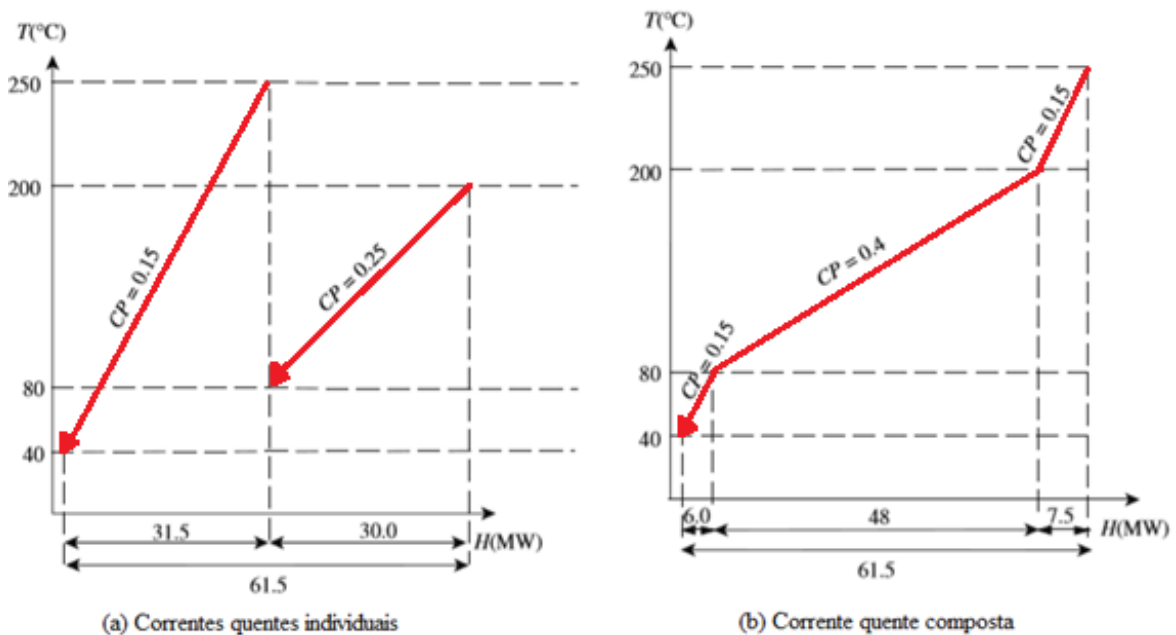
Tabela 1 – Correntes de processo de troca térmica

Corrente	Tipo	Temperatura Inicial T_S (°C)	Temperatura Final T_T (°C)	ΔH (MW)	C_P' (MW·K ⁻¹)
1	Fria	20	180	32,0	0,20
2	Quente	250	40	-31,5	0,15
3	Fria	140	230	27,0	0,30
4	Quente	200	80	-30,0	0,25

Fonte: Autor “adaptado de” Smith, 2005.

A Figura 6a a seguir representa graficamente as correntes quentes do processo separadamente, e a Figura 6b é a curva composta, que é uma corrente única representando as duas correntes individuais.

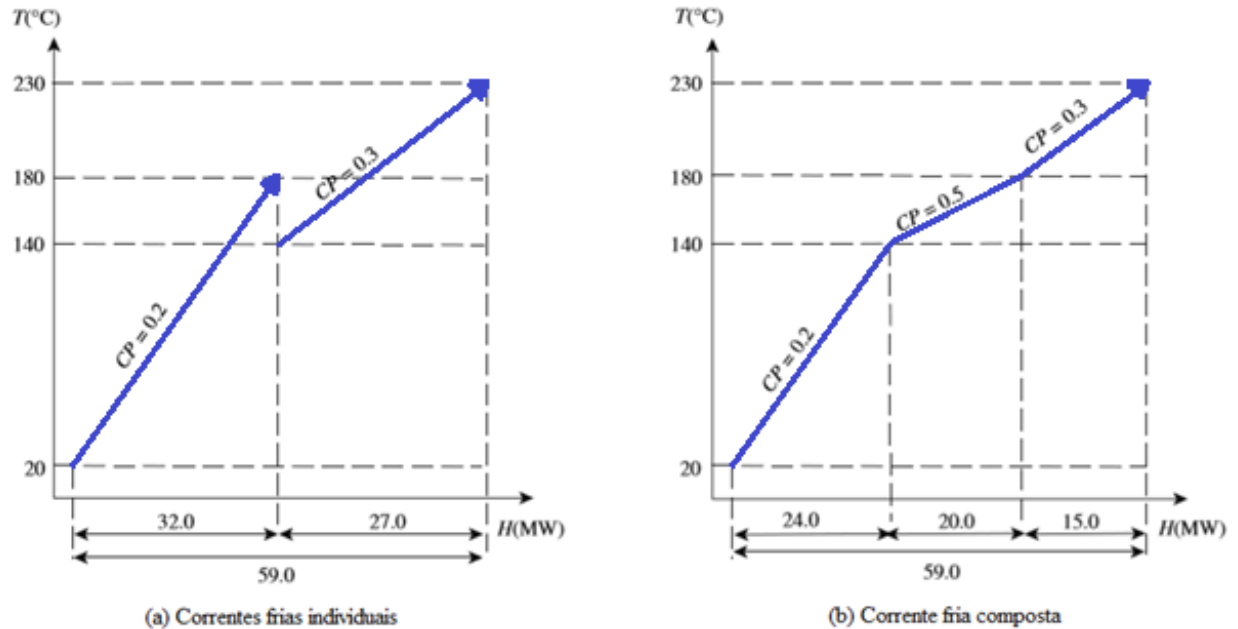
Figura 6 – Combinação das correntes individuais para obter a corrente quente composta.



Fonte: Autor “adaptado de” Smith, 2005.

De forma semelhante, essa representação é realizada para as correntes frias do processo, conforme Figura 7.

Figura 7 – Combinação das correntes individuais para obter a corrente quente composta.



Fonte: Autor “adaptado de” Smith, 2005.

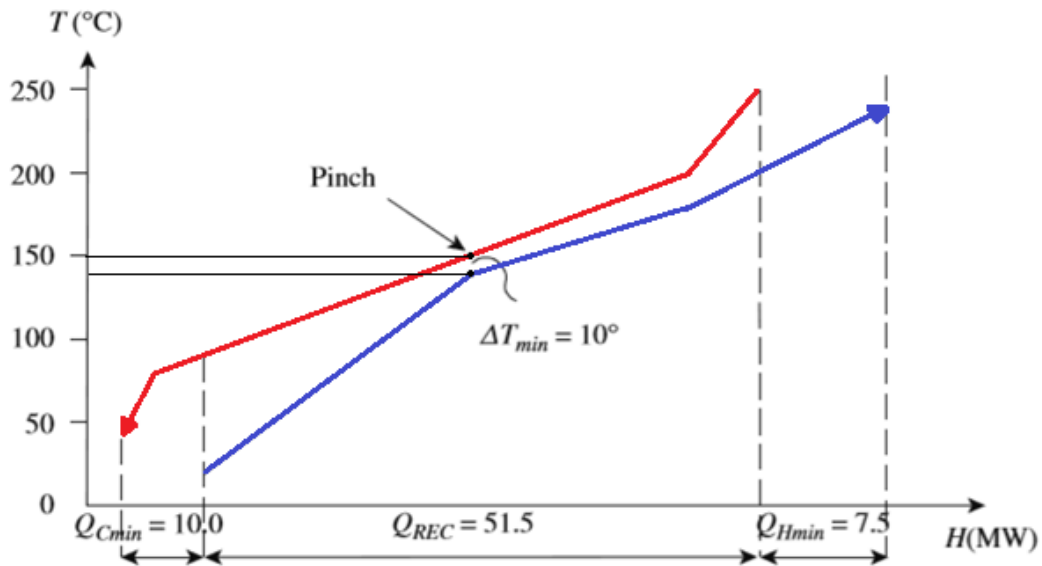
Para encontrar o ponto *Pinch*, deve-se representar as duas curvas compostas em um mesmo gráfico. Em qualquer caso de análise de duas curvas, sejam elas simples ou composta, deve-se respeitar uma diferença de temperatura mínima (ΔT_{min}) entre as curvas. Normalmente, este valor é de 10 a 20 $^{\circ}\text{C}$ (MARCH, 1998). Acima disso, o processo não aproveita a energia fornecida pelas correntes de processo de maneira otimizada, pois elas ainda terão diferença de temperatura suficiente para troca de calor. Já valores muito baixos, acaba se tornando inviável economicamente, já que as temperaturas se aproximam muito e é necessária uma área de troca térmica muito grande, resultando em um equipamento de grandes dimensões e custo. A Figura 8 mostra as curvas compostas com o limite de diferença de temperatura de 10 $^{\circ}\text{C}$, levando em consideração que a curva quente está acima da fria.

O ponto *Pinch* é o valor mínimo de temperatura que a corrente quente pode alcançar e a máxima que a corrente fria atinge para se ter um equilíbrio econômico e energético de um sistema. Como mostrado na Figura 8, o lado quente possui um ponto *Pinch* em 150 $^{\circ}\text{C}$ e o lado frio em 140 $^{\circ}\text{C}$.

Os extremos das curvas apresentam a necessidade de adição ou remoção de calor no sistema. Neste caso, para alcançar as temperaturas desejadas das correntes do processo, é

necessária uma fonte de calor fornecendo $Q_{Hmin} = 7,5$ MW e uma fonte fria retirando $Q_{Cmin} = 10$ MW .

Figura 8 – Curvas compostas com uma diferença de temperatura mínima de 10 °C.



Fonte: Autor “adaptado de” Smith, 2005.

3.4.2 Método de Cascadeamento de Entalpias

O método das curvas compostas, apesar de ser aplicável para encontrar o ponto *Pinch*, pode ser pouco conveniente devido à dificuldade de se construir as curvas compostas. Por isso, um método matemático pode ser utilizado para facilitar a análise.

Este método requer a aplicação de um deslocamento nas temperaturas, o qual tem como objetivo evitar o problema de garantir que a temperatura esteja dentro dos intervalos de temperaturas. Ele é feito da seguinte maneira: subtrai-se $\frac{\Delta T_{min}}{2}$ das correntes quentes e soma-se o mesmo valor nas temperaturas das correntes frias. Portanto, a Tabela 1 pode ser atualizada para a Tabela 2, com as temperaturas deslocadas (T^*), considerando $\Delta T_{min} = 10$ °C.

Tabela 2 – Temperaturas deslocadas para os dados da Tabela 1.

Corrente	Tipo	Temperatura Inicial T_S (°C)	Temperatura Final T_T (°C)	Temperatura Inicial Deslocada T_S^* (°C)	Temperatura Final Deslocada T_T^* (°C)
1	Fria	20	180	25	185
2	Quente	250	40	245	35
3	Fria	140	230	145	235
4	Quente	200	80	195	75

Fonte: Autor “adaptado de” Smith, 2005.

Com os valores de temperaturas deslocadas calculados faz-se um cascadeamento das mesmas, colocando-as em ordem decrescente em uma nova tabela, ligando os valores iniciais e finais de cada corrente individual. Para cada intervalo apresentado, realiza-se um simples balanço utilizando a equação (4), considerando cada corrente que se encontra dentro deste intervalo (SMITH, 2005).

$$\Delta H_i = \left[\sum_{\text{Correntes frias}} m \cdot C_p - \sum_{\text{Correntes quentes}} m \cdot C_p \right] \cdot \Delta T_i \quad (4)$$

O resultado é mostrado na Tabela 3.

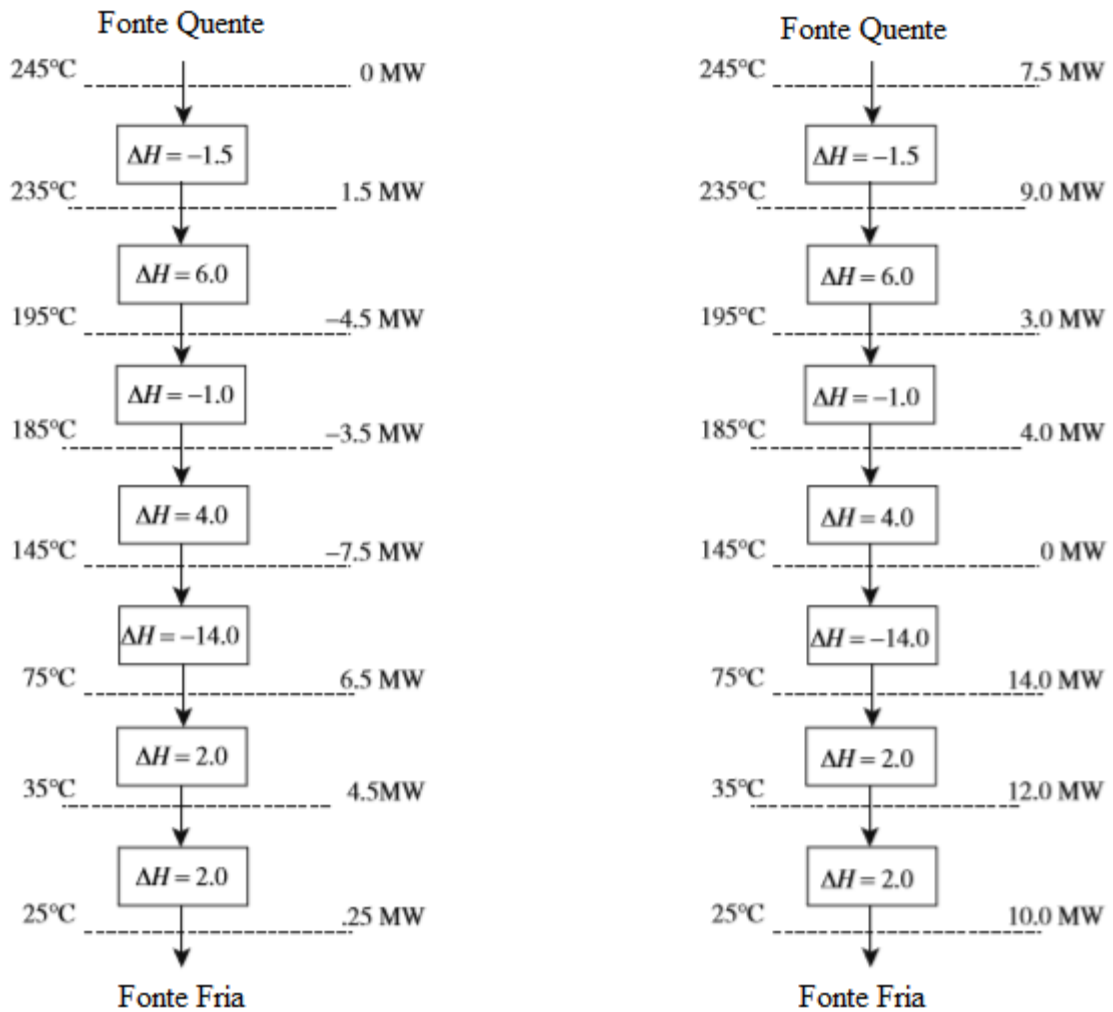
Tabela 3 – Intervalos de temperatura e balanço energético.

Intervalo de Temperatura (°C)	População das Correntes	ΔT_S^* (°C)	$\sum_{\text{Frio}} m \cdot C_p - \sum_{\text{quente}} m \cdot C_p$	ΔH (MW)	Perda/Ganho
245				0,0	
235		10	-0,15	-1,5	Ganho
195		40	0,15	6,0	Perda
185		10	-0,1	-1,0	Ganho
145		40	0,1	4,0	Perda
75		70	-0,2	-14,0	Ganho
35		40	0,05	2,0	Perda
25		10	0,2	2,0	Perda

Fonte: Autor “adaptado de” Smith, 2005.

Com isso, realiza-se o cascadeamento da seguinte forma: considera-se que no primeiro intervalo de temperatura não há nenhum fornecimento de calor. O próximo tem um ganho de 1,5 MW de calor que é cascadeado para o intervalo abaixo. Como o intervalo abaixo tem uma perda de 6 MW, ele resulta em -4,5 MW. O cascadeamento segue desta maneira até o último intervalo de temperatura (Figura 9 **Erro! Fonte de referência não encontrada.**a).

Figura 9 – Exemplo do cascadeamento de temperatura.



(a) Cascadeamento dos intervalos

(b) Soma-se calor de utilidade quente para fazer todos os valores zero ou positivo.

Fonte: Autor "adaptado de" Smith, 2005.

Ao finalizar este procedimento, percebe-se que alguns resultados são negativos, o que não é viável, pois calor não pode ser transferido espontaneamente de um nível de temperatura para um nível de temperatura superior. Portanto, para resolver este problema, soma-se um valor de utilidade quente suficiente para que o menor valor da variação da entalpia seja zero. Este

valor é somado para todos os intervalos de temperatura. Para este caso, tem-se o resultado na Figura 9.

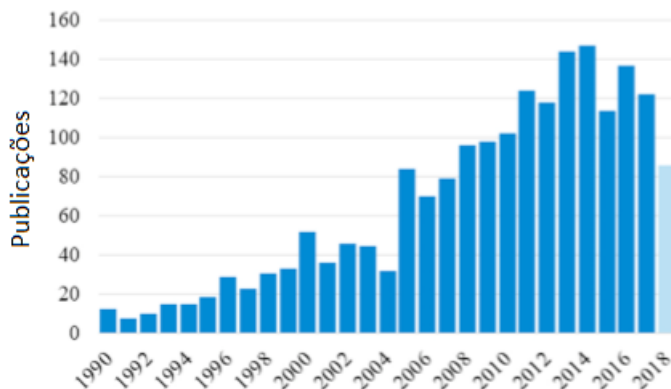
Os valores superior e inferior da Figura 9b são as quantidades mínimas de calor que devem ser fornecidos ou retirados do processo, $Q_{H_{min}} = 7,5$ MW e $Q_{C_{min}} = 10$ MW. Se no passo anterior fossem adicionados mais calor do que o necessário para zerar ou deixar positivo, mais utilidades quente e fria seriam necessárias. Como o objetivo é minimizar o consumo de utilidades, adiciona-se o mínimo necessário. O intervalo no qual o calor é zero é o ponto *Pinch*, que nesse caso corresponde ao valor de temperatura de 145 °C. Como esta é a temperatura deslocada, os valores reais do ponto *Pinch* são 150 °C para o lado quente e 140 °C para o frio.

3.4.3 Aplicações Energética da Metodologia *Pinch*

A metodologia apresentada teve seu início na década de 1970, com o objetivo sempre voltado para resolução de problemas relacionados à recuperação de calor utilizando a integração de processo (integração energética). Desde então, este tipo de análise vem se desenvolvendo e nos últimos anos seu crescimento tem se acelerado. Os trabalhos apresentados englobam desde a área de integração mássica e otimização de utilização de recursos naturais até assuntos que tangem cadeia de suprimentos e planejamento de produção (KLEMES et al., 2018).

Jalanko e Mahalec (2018) apresentaram um trabalho de suprimentos baseado na metodologia *Pinch*. Os autores otimizaram o planejamento de mistura de gasolina onde foram capazes de reduzir o tempo de execução necessária para encontrar a solução ideal e reduzir as receitas ao longo do planejamento.

Figura 10 – Publicações relacionadas com a Metodologia *Pinch*, pela *Scopus*.



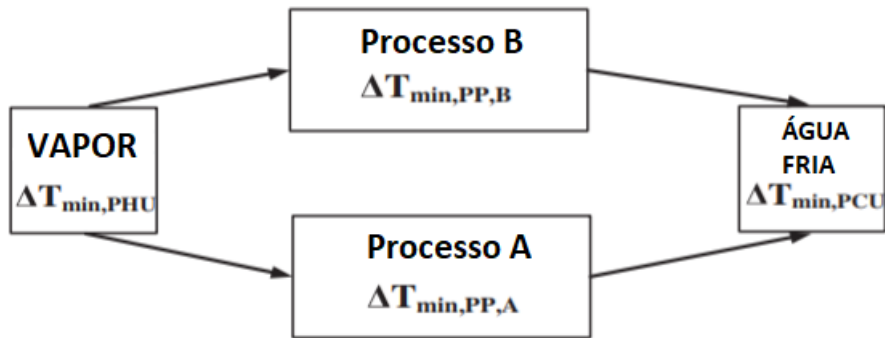
Fonte: Autor “adaptado de” Klemes, 2018.

A Figura 10 acima mostra como o número de publicações científicas envolvendo a metodologia *Pinch* tem crescido ao longo dos anos, mostrando o número de publicações relacionadas à pesquisa pelo termo “*Pinch Methodology*” na *Scopus*. Este número é ainda maior, pois ao realizar uma busca pelo mesmo nome na plataforma *Science Direct*, é possível encontrar mais de 1000 publicações em 2018 e mais de 700 em 2019, até o mês de junho.

O estudo apresentado por Klemes et al. (2018) mostra novas direções para qual a Metodologia *Pinch* está sendo aplicada. A utilização mais antiga e inicial está relacionada com a integração de correntes de processo. Contudo, esta metodologia tem sido extensamente utilizada, evoluindo de uma aplicação de integração energética de um processo único para a integração de processos múltiplos e de fábricas diferentes. Essa ampliação ficou conhecida como Integração Total da Planta (*Total Site Integration*). Para suprir as necessidades de falta ou excesso de calor dos processos que englobam uma planta por completa, o conceito tem o objetivo de utilizar apenas uma central de utilidades (DHOLE; LINNHOFF, 1993). Este método foi melhorado por um modelo avançado e algoritmos que consideram as propriedades de transferência de calor dentro de cada etapa do processo, pois quando se considera um valor de ΔT_{min} igual para todas as etapas, não resulta em um valor ótimo. Esta hipótese simplifica bastante a análise e pode levar a resultados incoerentes devido à imprecisão na estimativa da quantidade de calor a ser recuperado (VARBANOV; FODOR; KLEMES, 2012). A mesma aplicação foi utilizada para uma indústria de aço, e apesar da alta eficiência dos processos individuais, a metodologia da integração total pode trazer uma grande economia de energia (MATSUDA et al., 2011).

Industrialmente, a metodologia de Integração Total foi aplicada para o desenvolvimento de um projeto de uma planta de leite em pó obtendo resultados de redução de uso de energia térmica de até 51,5%, energia elétrica de até 19,0% e emissões em até 48,6% (WALMSLEY et al., 2017). Em um complexo industrial no Japão, foi aplicada a mesma metodologia para ganho energético. Apesar da alta eficiência das plantas existentes no local, foi identificado grande potencial em economia de energia pelo compartilhamento de energia entre as fábricas. Com isso, projetos foram propostos e implementados, resultando em uma elevada economia de energia de $0,9 \times 10^6$ GJ/ano (MATSUDA et al., 2009). Da mesma forma, Hackl e Harvey (2015) apresentaram um estudo com a aplicação da Integração Total envolvendo diferentes plantas de diferentes proprietários obtendo uma redução de até 42% no consumo energético, com retorno do investimento de 2,4 a 3,9 anos.

Figura 11 – Mapeamento dos ΔT_{min} dos processos.



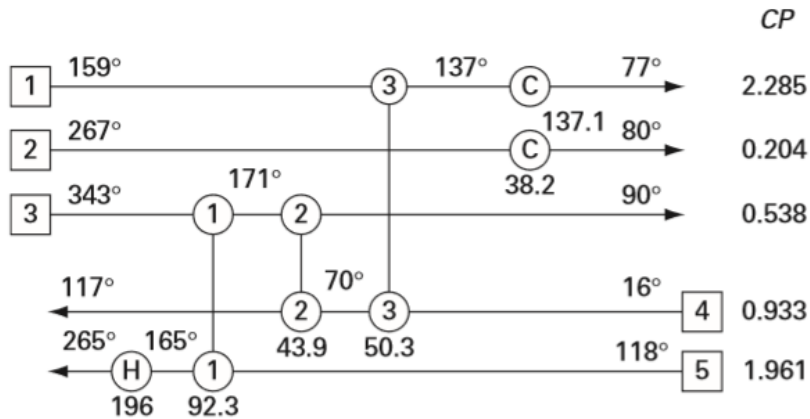
Fonte: Autor “adaptado de” Varbanov et al. 2012.

Uma outra aplicação comum para a metodologia é o *retrofit* de Redes de Trocadores de Calor (RTC). Este tipo de método pode ser classificado em três categorias: método baseado na análise *Pinch*, método baseado em programação matemática e método híbrido (SREEPATHI; RANGAIAH, 2014).

Para um determinado processo, é preciso desenhar a rede de trocadores de calor existentes, como mostrado na Figura 12, a qual representa um processo com cinco correntes: três quentes e duas frias. Também é constituído de três trocadores de calor (1, 2 e 3), nos quais as correntes de processos trocam calor entre si, e três trocadores (H e C) que necessitam de utilidade quente (H) e utilidade fria (C) para atingir a temperatura desejada.

O primeiro desenho a ser feito do processo existente é o da Energia Máxima Recuperada ou Energia Mínima Requerida (EMR). Este procedimento consiste em trazer todas as correntes o mais próximo possível do ponto *Pinch*, o primeiro valor a ser encontrado, através da troca térmica entre duas correntes. Para isso, alguns detalhes devem ser seguidos, como dividir o problema em dois: um acima e um abaixo do ponto *Pinch*. Acima do *Pinch*, deve-se sempre conectar duas correntes para trocarem calor entre si, em que a corrente fria tenha uma capacidade calorífica maior do que a corrente quente. Abaixo do ponto *Pinch*, o procedimento é inverso.

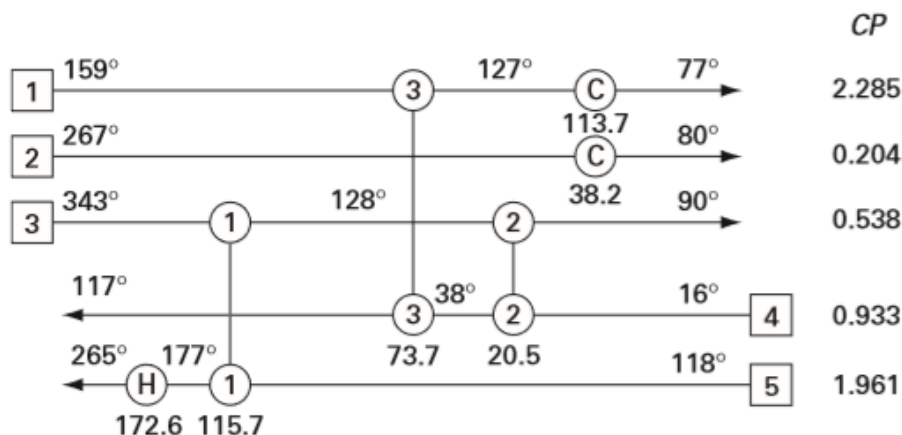
Figura 12 – Exemplo de rede de trocadores de calor.



Fonte: Autor “adaptado de” Kemp, 2007.

Uma das análises que pode ser feita é baseada no ponto *Pinch* da rede. Esta análise consiste em identificar qual ponto limita a troca térmica e o trocador onde isso ocorre. Este ponto é nomeado como o *Pinch* da rede, como introduzido por Asante e Zhu (1996). Na Figura 12, onde considera-se um $\Delta T_{min} = 10 \text{ }^\circ\text{C}$, nenhum dos pontos de troca de calor atinge esta condição. O ponto mais próximo, como pode ser visto, é o ponto 2 (corrente fria entrando à $70 \text{ }^\circ\text{C}$ e corrente quente saindo a $90 \text{ }^\circ\text{C}$). Com isso, um simples ressequenciamento dos trocadores 2 e 3 resulta em uma rede conforme a Figura 13, que ao ser comparada com a Figura 12, necessita de menos utilidades quente e fria para alcançar as temperaturas desejadas. Além do método de ressequenciamento, outras três possibilidades foram apresentadas pelos autores. Uma é alterando as correntes que trocam calor entre si (*repiping*), outra é a adicionando um novo trocador de calor com a divisão de corrente, o que pode ocasionar a necessidade de uma configuração especial de trocadores de calor.

Figura 13 – Rede de trocadores após análise do *Pinch* da rede.



Fonte: Autor “adaptado de” Kemp, 2007.

Além da análise baseada no ponto *Pinch* da rede e da EMR, existem algumas alternativas para realizar um *retrofit* em uma RTC. Kemp (2007) resumiu os resultados de algumas análises para o exemplo da Figura 12, os quais são apresentados na Tabela 14.

Tabela 4 – Resumo das análises de *retrofit*.

	Desenho EMR	Método Cíclico	Ressequenciamento	Rearranjo das Tubulações	Rede Existente
Calor Recuperado	276,0	269,9	210,0	210,0	186,4
Calor quente	106,4	112,5	172,6	172,6	196,0
Economia de Energia	45,7%	42,6%	11,9%	11,9%	0,0%
Valores de <i>UA</i>					
E1	2,10	1,93	2,08	0,85	0,89
E2	1,50	1,28	0,25	1,23	1,28
E3	0,80	0,66	1,18	1,39	0,48
N4	0,78	0,54	0,00	0,00	0,00
N5	5,11	5,11	0,00	0,00	0,00
UA Total	10,29	9,52	3,51	3,47	2,66
UA Adicional	7,63	6,86	0,85	0,81	0,00

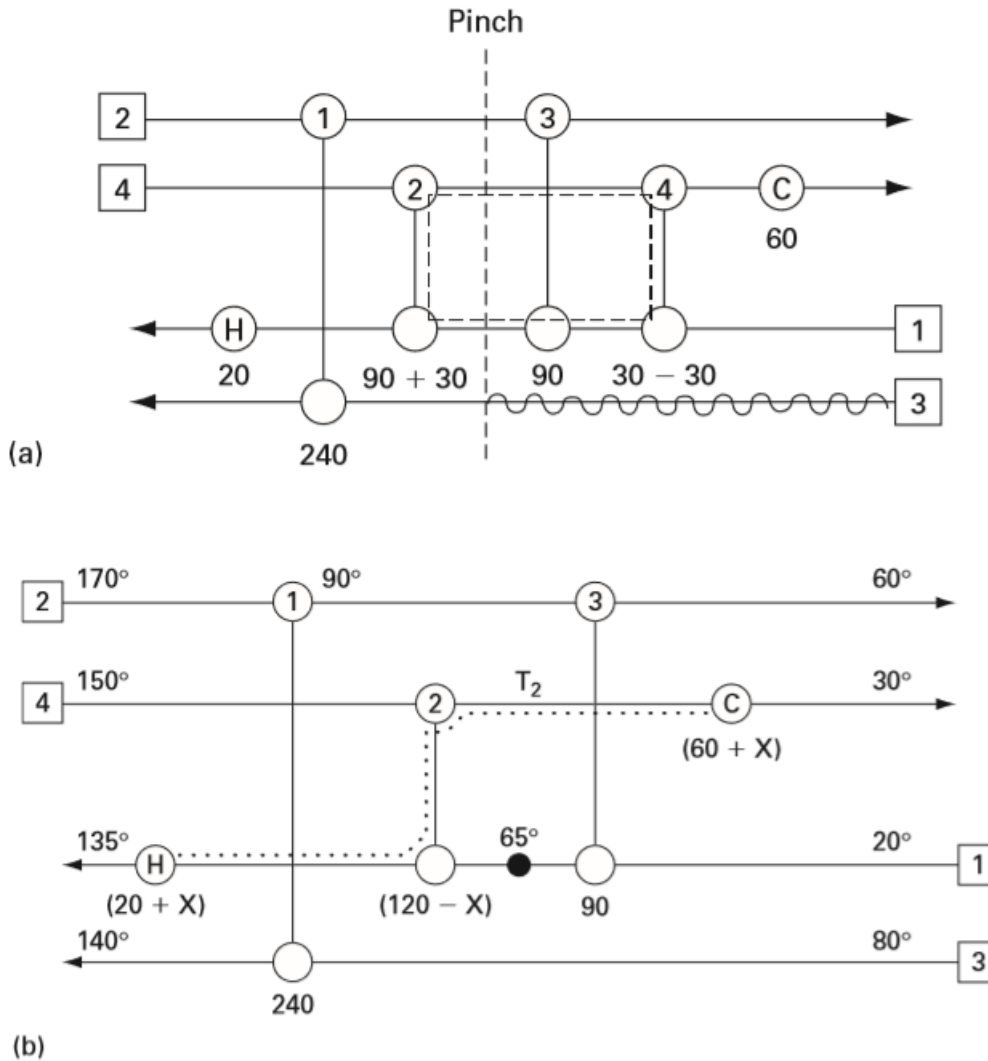
Fonte: Autor “adaptado de” Kemp, 2007.

Na Tabela 4, o termo *UA* representa a área adicional de trocador de calor necessário para alcançar o resultado de economia de energia. Ou seja, os valores apresentados na acima mostram que ao se investir mais em trocadores de calor, é possível recuperar mais energia através de uma análise de *retrofit* de RTC. Ao se realizar este tipo de análise, é extremamente importante considerar o espaço físico disponível para a instalação de mais equipamentos. Além disso, é necessário realizar um balanço entre o quanto será investido para os novos equipamentos e o quanto a economia de energia trará de retorno financeiro. Assim, verifica-se qual é o *payback* do investimento, isto é, em quanto tempo o dinheiro investido nos trocadores de calor é recuperado com a energia economizada (KEMP, 2007).

Este tipo de análise pode ser mais complexo do que simplesmente o citado acima. Carlsson et al. (1993) apud Ster (2013) apresentou um trabalho de *retrofit* de RTC que levou em consideração fatores como tipo do trocador de calor, *layout*, perda de carga, incrustação e custo de manutenção. Além disso, foi necessário a introdução de alguma flexibilidade ao processo, como por exemplo, permitir que a diferença de temperatura seja menor do que o mínimo proposto. Isso é uma técnica que pode ser utilizada para reduzir quantidade de trocadores de calor, trocando possível ganho energético por investimento em equipamento.

Outros possíveis métodos de relaxamento são *loops* e *path* (KEMP, 2007). O primeiro pode ser feito quando existem dois trocadores de calor que são alimentados pelas duas mesmas correntes de processo, porém uma acima e uma abaixo do ponto *Pinch*. Isso torna possível eliminar algum dos trocadores (para redução do investimento inicial) e o calor que era trocado nele é transferido para o outro, como ilustra a Figura 14a. Já o segundo, pode ser uma técnica utilizada quando se quebra a regra da diferença mínima de temperatura entre duas correntes. Para isso, é necessário que cada uma das duas correntes estejam, em algum outro momento, trocando calor para aquecimento ou resfriamento. Dessa forma, do trocador em que a condição de ΔT_{min} esteja sendo violado, retira-se uma determinada quantidade de calor, fazendo com que a corrente quente saia menos fria, e a fria saia menos quente. Com isso, o calor retirado deve ser compensado nos outros dois trocadores de calor em que a corrente está envolvida. A Figura 14b ilustra esta situação.

Figura 14 – Exemplificação de *loop* (a) e *path* (b).



Fonte: Autor “adaptado de” Kemp, 2007.

3.4.4 Outras Aplicações da Metodologia *Pinch*

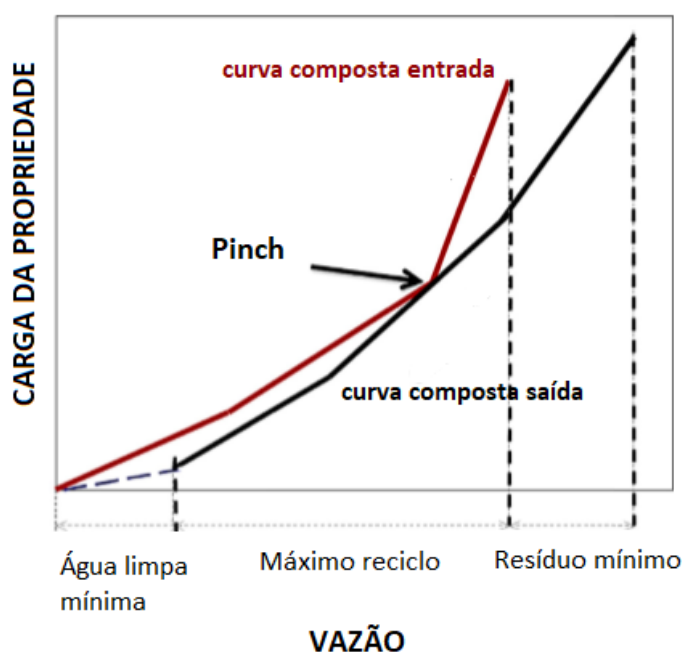
A metodologia *Pinch* é amplamente utilizada para a redução de consumo energético com relação às utilidades de um processo. Todavia, este método se estende para outros tipos de análises que não sejam a energética, com o mesmo objetivo de reduzir gastos e aumentar o aproveitamento (reciclo) das correntes dos processos. Além disso, é possível determinar o ponto ótimo de operação de um sistema ou equipamento, combinando a metodologia com outras análises (HUANG et al., 2019).

Uma das análises apresentada por Mughees e Al-Ahmad (2014) é a metodologia *Pinch* para água com o objetivo de reduzir o consumo de água em uma refinaria. Neste caso, ao invés de ser analisado a entalpia de cada corrente, trabalhou-se com propriedades (DQO e dureza) da

água para reduzir a quantidade de resíduo gerado, e água limpa que deveria ser adicionada ao processo. O método consiste em uma análise matemática ou gráfica. No primeiro caso, são montadas equações de otimização e resolvidas em um *software* de programação linear ou não-linear (LINGO). No segundo caso, o método é muito similar à análise energética. São criadas curvas para as correntes de entradas e de saídas dos processos, como se fossem correntes quentes e frias na metodologia *Pinch* tradicional, na qual o eixo vertical é a carga da propriedade que está se estudando e o eixo horizontal é a vazão daquela corrente. Portanto, um gráfico no modelo da Figura 15 é criado sem ter a necessidade de uma distância mínima entre as duas curvas, permitindo que ambas se encontrem. O ponto do encontro das duas curvas é o ponto *Pinch* do processo.

As diferenças acima e abaixo do ponto *Pinch* entre o final de uma curva e outra representam, respectivamente, a quantidade mínima de água limpa e a quantidade mínima de resíduo gerado necessárias que devem ser adicionadas ou retiradas do processo para que uma propriedade estudada não exceda um valor máximo ou mínimo. O intervalo no qual as duas curvas possuem área em comum é o máximo de reciclo de água residual que pode ser utilizado.

Figura 15 – Diagrama *Pinch* para água.



Fonte: Autor “adptado de” Mughees, 2014.

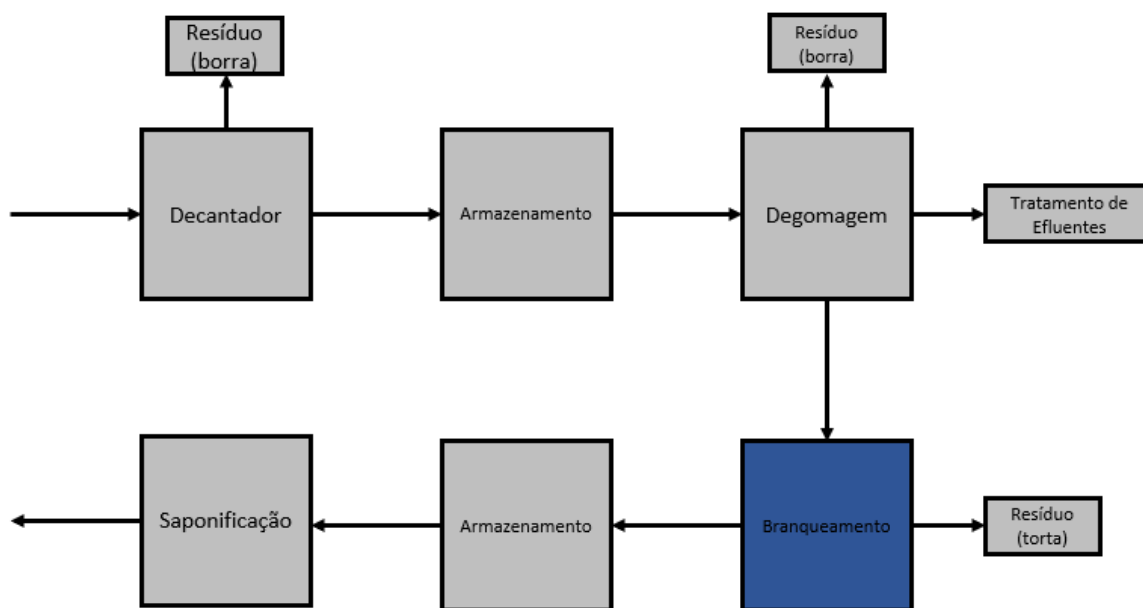
Priya e Bandyopadhyay (2016) utilizaram a análise *Pinch* para otimizar a conservação de recursos. A aplicação da metodologia foi feita com objetivos de conservação de água e

hidrogênio. Além disso, os autores aplicaram a análise para estudar o setor de energia da Índia com restrições nas emissões de dióxido de carbono, tendo como finalidade otimizar custo e consumo de água em novas plantas.

3.5 TRATAMENTO DE GORDURAS

Esta seção apresenta as etapas envolvidas no tratamento de gorduras, desde o seu recebimento até a parte em que é fornecida ao reator de saponificação. Essas etapas são resumidas na Figura 16. Por se objetivo do presente estudo, a etapa do branqueamento será mais bem detalhada.

Figura 16 – Diagrama de blocos do tratamento de gordura.



Fonte: Autor.

3.5.1 Recebimento da Gordura

Esta primeira etapa é um processo simples de transferência da gordura de um caminhão para um tanque decantador. Na maioria dos casos, a matéria-prima se encontra no estado sólido e é necessário a adição de calor para a fusão da gordura e assim ser possível o bombeamento. Após feita a decantação, a gordura é enviada para tanques de armazenamento e a borra é coletada para posterior descarte.

3.5.2 Degomagem

O processo de degomagem tem como finalidade a remoção dos fosfatídeos, também conhecido como gomas e lecitina. Essas substâncias são excelentes agentes emulsificantes e aumentam a perda de carga durante o processo do refino da gordura, implicando em maiores paradas para limpeza (DORSA, 2004). De forma resumida, essa etapa consiste na adição de um ácido na gordura e na subsequente alimentação em um decantador. O conteúdo nesse equipamento se separa em três fases: água (no fundo), borra (no meio) e gordura (no topo).

3.5.3 Branqueamento

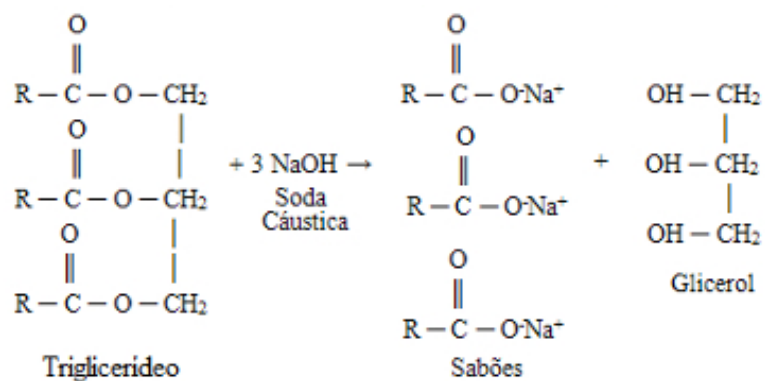
A etapa de branqueamento é um processo de refino físico no qual ocorre a remoção de pigmentos indesejáveis da gordura, que existem normalmente nessa matéria-prima, ou que possa ser produzido durante seu transporte e estocagem. Além da remoção da cor, essa etapa auxilia na retirada de algumas substâncias que causam odor desagradável a gordura.

O processo consiste no aquecimento da gordura até a temperatura desejada, sendo enviada para um reator chamado de branqueador. Neste equipamento, é adicionado lama (terra de branqueamento com um pouco de gordura) e vapor para manter a temperatura constante, em um processo contínuo (DORSA, 2004). Após a saída deste reator, a gordura passa por um processo de filtração, onde a terra é separada da gordura já branqueada. Nesta etapa, é comum a presença de dois filtros, pois quando um está em operação, o outro está sendo limpo devido à saturação com a terra. Finalmente, a gordura é resfriada e enviada para tanques de armazenamento, onde fica até ser enviada à etapa de saponificação.

3.5.4 Saponificação

A saponificação é reação de formação de sabão, que consiste na hidrólise básica de triglicerídeos, gerando uma molécula de glicerol e seus ácidos graxos correspondentes (sabões) (Figura 18). O processo ocorre com a presença de uma base forte, usualmente hidróxido de sódio (soda cáustica) aquecido.

Figura 17 – Reação de saponificação.



Fonte: Autor.

4 METODOLOGIA E MATERIAIS

Neste capítulo são apresentados os materiais, métodos e *software* empregados para a elaboração deste trabalho.

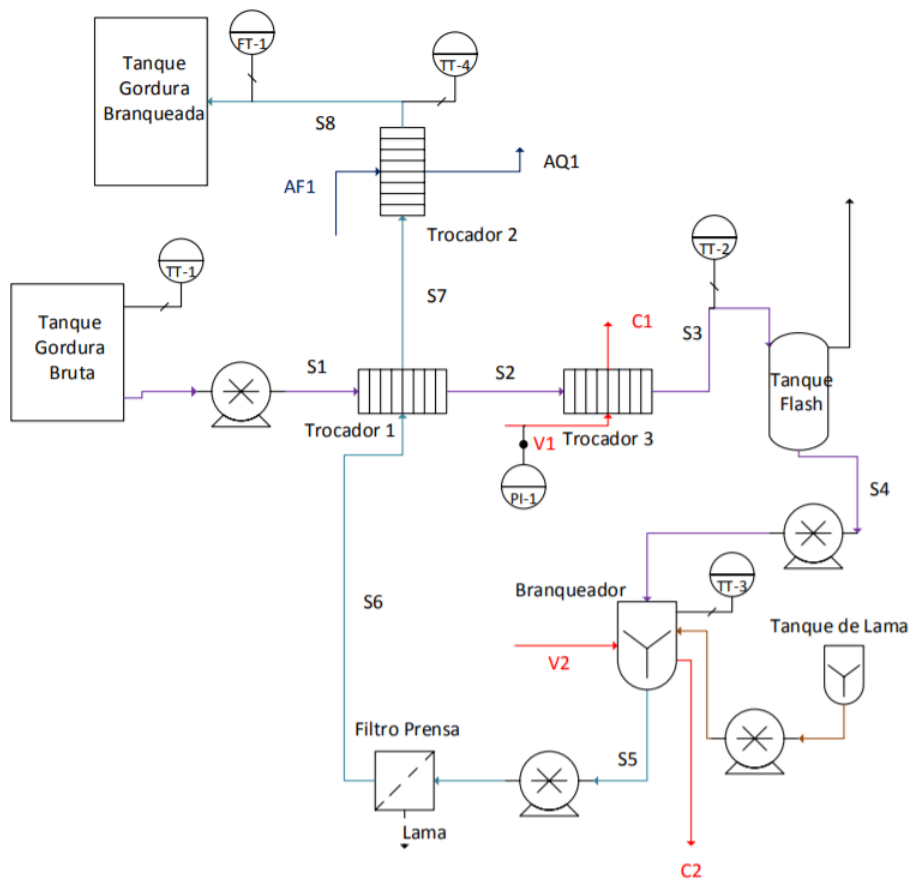
4.1 METODOLOGIA

A seguir são apresentados os métodos aplicados para o desenvolvimento do trabalho.

4.1.1 Fluxograma

Conforme descrito na Seção 3.5, a planta de tratamentos de gordura estudada é composta por três etapas. Com isso, elaborou-se um novo fluxograma de processo para a etapa estudada: branqueamento. Este fluxograma é apresentado na Figura 18.

Figura 18 – Fluxograma do processo de branqueamento.



Fonte: Autor.

Este processo inicia-se com a gordura degomada proveniente de um processo anterior ao branqueamento. Ela, primeiramente, passa pelo trocador de calor 1 para ser aquecida por uma corrente de gordura quente, que sai de um processo de filtração. Em seguida, essa gordura ainda precisa ser aquecida com vapor no trocador de calor 2 para atingir a temperatura necessária e entrar no Tanque *flash*, responsável pela remoção de umidade residual presente na gordura. Essa corrente é então direcionada ao Branqueador, no qual é aquecida com mais vapor por uma serpentina interna. Em paralelo, adiciona-se lama no Branqueador, que consiste em uma mistura de um pouco de gordura e argila. Posteriormente, a gordura branqueada é bombeada para um Filtro Prensa e então enviada ao trocador de calor 1, trocando calor com a corrente de entrada do processo. Porém, essa troca não é o suficiente para atingir a temperatura alvo necessária, e é esfriada com água de torre no trocador de calor 3. Por fim, é enviada ao tanque de armazenamento para ser utilizado em sua próxima etapa.

4.1.2 Coleta de dados

Os dados de processo foram obtidos através do sistema de supervisório instalado na planta. Com ele, foi possível levantar os dados de todos os instrumentos transmissores ou indicadores de pressão (PI-1), vazão (FT-1) e temperatura (TT-1, TT-2, TT-3 e TT-4) existentes. Algumas correntes não possuem instrumentos para se ter o conhecimento de sua vazão, sendo as mesmas encontradas através do balanço de massa com auxílio das equações (1) e (2).

As correntes que não possuem medidor de temperatura tiveram seu valor medido através da coleta de amostra e utilização de um termômetro digital por infravermelho.

Para informações dos equipamentos trocadores de calor, foram contadas as placas de cada um deles e medidas suas dimensões, uma vez que o projeto original não estava disponível para análise. Os outros equipamentos do processo também tiveram suas dimensões obtidas em campo.

A gordura (sebo animal) é a única matéria-prima que foi considerada para efeito de cálculo em todo processo de branqueamento. Suas propriedades são apresentadas na Seção 4.3 (Tabela 5).

4.1.3 Aplicação da metodologia *Pinch*

Para as análises do processo, utilizou-se a partir do acervo do autor uma planilha Excel com programação para construção de toda análise *Pinch*. Essa planilha foi alimentada com os dados de processo levantadas e validada através de uma comparação dos resultados entre a planilha e o cálculo passo a passo, conforme Seção 3.4.2.

Além disso, realizou-se balanços de energia utilizando a equação (3) para calcular as quantidades de calor das correntes dos trocadores de calor existente no processo, apresentados na Seção 5.1.

4.2 MATERIAIS

Na realização deste trabalho, os materiais utilizados foram os equipamentos, principalmente os trocadores de placas e a gordura, e nesta seção serão detalhadas suas características.

4.2.1 Equipamentos

Os equipamentos envolvidos no processo de branqueamento foram constituídos por trocadores de calor, tanque *flash*, branqueador e filtro prensa.

4.2.2 Trocadores de Calor

Todos os trocadores de calor utilizados para a realização deste projeto foram de placas de aço inoxidável 316. Por serem equipamentos antigos e terem passado por diversas manutenções, o tipo de placa não é o mesmo em todos, tendo mistura de placas até mesmo dentro de um mesmo equipamento. Essas placas podem apresentar diferentes tipos de configuração. Uma classificação utilizada segue a largura de seu canal, isto é, se o canal é mais largo ou mais estreito. Para materiais com maior probabilidade de incrustação ou sólidos em suspensão e viscosos, as placas de canal mais largo são mais adequadas. Outra classificação se baseia na inclinação destes canais.

O trocador de calor 1 (Figura 18) trabalha com as duas correntes com gordura. A corrente fria é a corrente proveniente da etapa de degomagem que está à 60 °C e já formulada

para o produto final. A corrente quente é a gordura já branqueada e filtrada, que está à 115 °C. O trocador de calor 1 é composto por 43 placas, com 1084 mm de altura, 470 mm de largura e 885 mm de profundidade.

O trocador de calor 2 recebe a corrente fria do trocador de calor 1, que foi aquecida até 70 °C, e é reaquecida, com vapor à 4,5 bar de pressão, até 85 °C. Sua altura e largura é o mesmo do trocador de calor 1, porém por conter apenas 25 placas, possui profundidade de 225 mm.

O trocador de calor 3 recebe a corrente quente do trocador de calor 1, que já foi resfriada até 100 °C, e troca calor com corrente fria proveniente da água de torre à 26 °C. A gordura sai com temperatura de 88 °C e a água com 29 °C. Assim como os trocadores de calor 1 e 2, têm a mesma altura e largura, com 272 mm de profundidade e 27 placas.

4.2.3 Tanque *Flash*

O tanque *flash* tem como finalidade a remoção de umidade restante da gordura, sob vácuo, antes da mesma entrar no branqueador. Ele recebe a gordura à 85 °C, proveniente do trocador de calor 3, e possui volume interno de 0,88 m³.

4.2.4 Branqueador

O branqueador é um tanque de aço inoxidável de 20 m³ e 2,5 m de diâmetro com agitação mecânica interna e chicanas em seu costado que recebe a gordura do tanque *flash* e é alimentado por uma outra corrente de lama, em um processo contínuo. Esta lama é uma preparação de argila e um pouco de gordura (para facilitar a dosagem). A argila tem a função de remoção das partículas que dão coloração a gordura. O equipamento consta com uma serpentina para aquecimento indireto com vapor até 120 °C.

4.2.5 Filtro Prensa

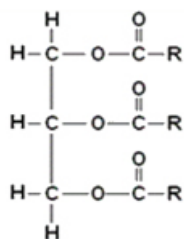
A planta contém dois filtros prensas que trabalham em revezamento. Enquanto um está em operação, o outro está sendo limpo para a próxima campanha. A duração de sua campanha depende da finalidade da gordura que está sendo branqueada. Se for para produção de sabão, sua campanha é de 10 horas. Já para a produção de sabonete, a campanha cai para 6 horas devido à maior quantidade de argila utilizada para o branqueamento. Os filtros são compostos por 48 placas de 1 m² de área de seção transversal, com 100 mm de espessura, com lonas (que

são os elementos filtrantes) cuja função é separar a argila da gordura branqueada. Ao saturar as lonas, a torta é removida e destinada para compostagem. A gordura proveniente do branqueador à 120 °C é alimentada no filtro onde apenas ocorre o processo físico. Nessa etapa, há uma diminuição de temperatura de, aproximadamente, 5 °C.

4.3 A GORDURA

A gordura considerada neste estudo foi considerada apenas o sebo bovino, cuja composição é constituída em sua maior parte por ácidos graxos de cadeias lineares e por ésteres de glicerol (RITTNER, 2002). Dos ésteres presentes, o triglicerídeo é o mais comum entre eles e pode diferenciar entre si por dois motivos diferentes: ácidos graxos diferentes ocupando posições diferentes na molécula ou distribuição diferente dos ácidos graxos.

Figura 19 – Estrutura de um triglicerídeo.



Fonte: Autor.

A gordura de origem animal é normalmente rica em três tipos de ácido graxo: esteárico, palmítico e oleico. A Tabela 5 apresenta algumas composições típicas de gordura de origem animal.

Tabela 5 – Composição típica de algumas matérias graxas.

Ácido Graxo	Banha de Porco	Sebo Bovino	Sebo Caprino	Tamanho de cadeia	*Massa Molar
Esteárico	12 a 16 %	14 a 29 %	25 a 32 %	C18:0	284,47
Palmítico	26 a 32 %	24 a 33 %	20 a 28 %	C16:0	256,42
Oleico	41 a 51 %	39 a 50 %	36 a 47 %	C18:1	282,00
Mirístico	0,7 a 1,1 %	2 a 8%	1 a 4 %	C14:0	228,36
Outros	5,4 a 13,3 %	2,7 a 10,8 %	4 a 9 %	-	-

Fonte: Autor “adaptado” de Rittner, 2002. * g.mol⁻¹.

Na nomenclatura CX:Y utilizada na Tabela 4, X representa a quantidade de carbonos presentes na cadeia da matéria graxa e Y e a quantidade de insaturações presentes.

4.3.1.1 Polimorfismo

A matéria graxa no estado sólido pode apresentar mais de uma forma. Quando ela passa do estado líquido para o estado sólido, pode cristalizar-se em diferentes formas e apresentar propriedades físicas diferentes, como temperatura de fusão, calor específico e solubilidade.

Duas formas cristalinas são tipicamente conhecidas em matérias graxas, chamadas de α e β , que são dependentes da forma em que o esfriamento ocorre. A forma α ocorre através de um rápido resfriamento. Já um resfriamento lento, com temperatura próxima à temperatura de fusão, leva a formação da estrutura β .

As matérias graxas têm “memória” em relação ao seu estado cristalino. Quando solidificada, ela tende a retornar ao seu estado anterior, a menos que tenha sido fundida acima de 30 °C do seu ponto de fusão. Ao decorrer do tempo, existe uma tendência de transformação para a estrutura mais termodinamicamente estável, que é a forma β , a qual tem um menor nível de energia (RITTNER, 2002).

4.3.1.2 Calor específico

Segundo Rittner (2002), gorduras diferentes não possuem calores específicos muito diferentes. Essa diferença é pequena devido ao fato de os triglicerídeos que as compõe terem valores de calores específicos muito próximos. Ainda segundo o autor, algumas regras gerais para esta propriedade podem ser aplicadas. A primeira é que o calor específico aumenta com a quantidade de insaturações das cadeias, independente do estado físico. Uma outra, é que a gordura no estado sólido possui aproximadamente metade do calor específico da gordura líquida e, por fim, que o valor varia de acordo com a forma polimórfica na qual ela se encontra.

A Tabela 6 apresenta alguns valores típicos de calor específico para triglicerídeos comuns.

Tabela 6 – Calor específico de alguns triglicerídeos.

Triglicerídeo	C_p (cal·g ⁻¹ ·°C ⁻¹)		
	Forma β	Forma α	Líquido
tri-laurina	0,269 (à -68,6 °C)	-	0,515 (à 73,6 °C)
tri-miristina	0,264 (à -71,8°C)	0,300 (à -67,5 °C)	0,520 (à 72,1 °C)
tri-palmitina	0,265 (à -79,7 °C)	0,291 (à -72,3°C)	0,525 (à 72,7 °C)
tri-estearina	0,266 (à -69,5 °C)	0,298 (à -65,5 °C)	0,528 (à 73,3 °C)

Fonte: Autor “adaptado de” Rittner, 2002.

O autor propôs a equação (5) para correlacionar o calor específico com a temperatura (RITTNER, 2002), para as fases sólida e líquida:

$$C_p = 0,47 + 0,00073 \cdot T \text{ (kcal} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{°C}^{-1}) \quad (5)$$

4.3.1.3 Densidade

Assim como para o calor específico, Rittner (2002) apresentou uma equação para cálculo da densidade de uma matéria graxa, a qual é dependente da massa molar dos ácidos graxos. A equação (6) pode ser utilizada para calcular a densidade, a 15 °C:

$$d = 0,8475 + 0,00030 \cdot SV + 0,00014 \cdot IV \text{ (kg} \cdot \text{L}^{-1}) \text{ ,} \quad (6)$$

na qual SV é o índice de saponificação e IV é o índice de iodo. Para o sebo bovino, tem-se que estes índices são 198 e 42, respectivamente.

Para a correção de variação da temperatura, deve-se somar -0,00068 para cada 1 °C de aumento de temperatura, sendo a equação válida para qualquer estado da gordura.

4.3.1.4 *Organogéis*

Organogéis são materiais com características de um gel, mas que diferem de um hidrogel na sua fase contínua imobilizada. Para um organogel, esta fase é um composto orgânico, enquanto o outro é formado por compostos hidrossolúveis. Este material é uma das alternativas existentes para a eliminação de ácidos graxos *trans* (ROGERS, 2007).

Para sua formação, é necessária a presença de dois componentes principais no estado líquido: solvente, como álcool estearílico, e um estruturante, como ácidos graxos. Além disso, o processo precisa ser seguido de cristalização dessa mistura. Todavia, apesar de parecer simples, a velocidade dessa cristalização é extremamente importante, pois pode haver cisalhamento durante o processo (PATEL; DEWENTTINCK, 2016).

Durante o processo de tratamento de gordura não existe cristalização da mistura durante o processo, pois os componentes estão sempre em seu estado líquido, e também não há cisalhamento considerável da matéria-prima, uma vez que o bombeamento é feito por bomba de deslocamento positivo e a agitação presente não é intensa.

5 RESULTADOS E DISCUSSÕES

Com a aplicação da metodologia desenvolvida neste estudo, foi possível obter resultados e realizar discussões, os quais serão apresentados nesta seção.

5.1 DADOS DE PROCESSO

Fazendo uso do fluxograma da Figura 18, é possível verificar que o processo existente apresenta um aproveitamento energético, uma vez que a corrente quente, S6, troca calor com a corrente fria, S1, com o objetivo de reduzir consumo de vapor e água de resfriamento. Nas sessões a seguir serão realizadas algumas análises do processo. Uma delas é o cálculo da quantidade de energia que seria gasta se não existisse a integração energética, ou seja, a ausência do trocador de calor 1, para comparar com o processo atual e avaliar a economia que essa integração fornece.

Na Tabela 7 são apresentados os dados de temperatura, pressão, vazão volumétrica e mássica das correntes de processo, bem como suas respectivas identificações.

Tabela 7 – Dados das correntes da planta de branqueamento.

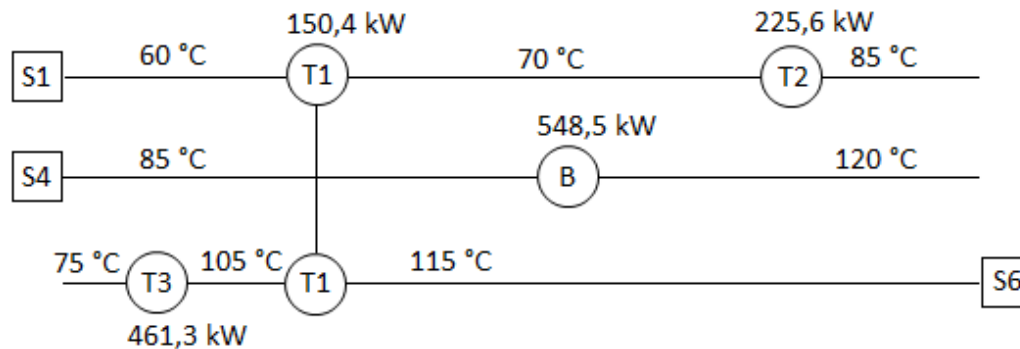
Identificação	Corrente	T (°C)	P (bar)	\dot{V} (m ³ ·h ⁻¹)	\dot{m} (kg·h ⁻¹)
S1	Gordura degomada	60	-	24,0	21172 ^[1]
S2	Gordura pré-aquecida	70	-	24,9 ^[1]	21172
S3	Gordura aquecida	85	-	24,5 ^[1]	21172
S4	Gordura flasheada	85	-	24,5 ^[1]	21172
S5	Gordura branqueada	120	-		21500 ^[2]
S6	Gordura filtrada	115	-	25,0 ^[1]	21500
S7	Gordura intermediária	105	-	25,0 ^[1]	21500
S8	Gordura fria	88* (75)	-	24,9 ^[1]	21500
V1	Vapor 1	155,5	4,5	-	-
C1	Condensado 1	100	-	-	-
V2	Vapor 2	155,5	4,5	-	-
C2	Condensado 2	100	-	-	-
AF1	Água Fria	26	-	30	30000
AQ1	Água Quente	33	-	30	30000

Fonte: Autor. [1] Valores calculados através da densidade. [2] Valor obtido por balanço de massa. *Valor não atendendo o processo, ideal é 75 °C.

A corrente S8 está saindo do processo com uma temperatura de 88 °C. Contudo, para que ela seja armazenada e utilizada na próxima etapa, a temperatura que ela deve alcançar é 75 °C.

Com os dados apresentados na Tabela 7, é possível a criação da rede de trocadores de calor do processo, conforme representado pela Figura 20, na qual T1, T2 e T3 são os trocadores de calor 1, 2 e 3, e B é o Branqueador. Os valores das cargas térmicas dos trocadores de calor foram calculados fazendo uso da equação (3), mostrada na página 10. Neste caso, a variável ΔH é o valor a ser determinado, uma vez que se tem informação dos valores de todos os outros constituintes da equação, os quais são apresentados na Tabela 7 e na Tabela 8.

Figura 20 – Rede de Trocadores de Calor do processo.



Fonte: Autor.

Para cada temperatura indicada na Tabela 7, foram calculadas as densidades e os calores específicos da gordura utilizando as equações (5) e (6), detalhadas na página 32. Esses valores foram utilizados para construir a Tabela 8.

Tabela 8 – Densidade e calor específico do sebo em várias temperaturas.

T (°C)	d (kg·m ⁻³)	C_p (J·kg ⁻¹ ·°C ⁻¹)
60	882	2473
70	875	2509
75	872	2526
85	865	2561
88	863	2572
90	862	2579
95	858	2596
115	845	2667
120	841	2684

Fonte: Autor.

5.2 ANÁLISES DE MELHORIAS

Ao analisar os dados de temperaturas obtidos, verificou-se inicialmente que a corrente S8 estava com uma temperatura mais alta do que a esperada. O valor encontrado foi de 88 °C, em que o valor ideal para o processo é de 75 °C. Esse fator poderia ser atribuído a algum problema de eficiência no funcionamento do trocador de calor 3. Foi verificado que a vazão de água AF1 estava no seu valor de trabalho, mas com uma variação de temperatura muito baixa, de 7 °C. Todos os dados da corrente S7 também estavam de acordo com o processo, e observou-se detalhadamente o trocador de calor de placas. Com auxílio do fornecedor Alfa Laval, foi possível o dimensionamento de um trocador de calor de placas novo que atendesse ao processo. Os dados de processo considerados foram os descritos na Tabela 9, considerando que toda a gordura teria que ser resfriada apenas com água, e não houvesse o aproveitamento de calor da gordura filtrada. Caso por algum evento, o trocador de calor 1 fosse ineficiente, seria possível garantir o resfriamento por uma malha de controle utilizando o trocador de calor 3.

Tabela 9 – Dados para dimensionamento de trocador de calor.

	Lado Quente	Lado Frio
Fluído	Sebo	Água
\dot{V} (m ³ ·h ⁻¹)	24,0	20,0
T_S (°C ⁻¹)	115,0	32,0
T_T (°C ⁻¹)	75,0	56,0

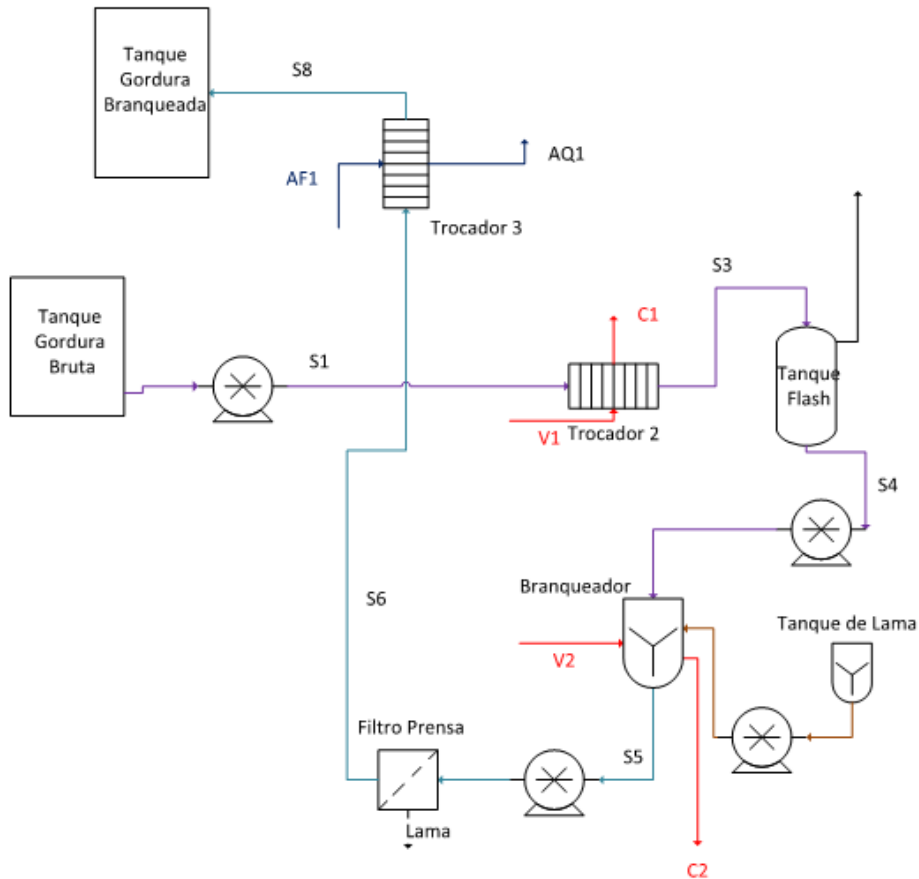
Fonte: Autor.

Como consequência deste dimensionamento, foi proposto um novo trocador de Aço Inox 316 com 48 placas. Suas dimensões são 470 mm de comprimento, 885 mm de largura e 1084 mm de altura. Com esta nova condição, o processo tem o potencial de atingir a temperatura final desejada da gordura de 75 °C. Assim, a necessidade de dimensionamento de novos trocadores de calor de placa foi apoiada pelo fornecedor Alfa Laval.

A próxima análise realizada é a da metodologia *Pinch*. Com as Tabela 7 e Tabela 8 foi possível calcular a quantidade de calor transferido em cada processo de resfriamento/aquecimento utilizando a equação (3), conforme detalhada na página 9, com ΔH sendo a variável a ser calculada. Para o valor do C_p da gordura, foi considerado uma média aritmética entre os dois pontos de temperatura, uma vez que não há diferença significativa entre

os valores calculados, conforme Tabela 8. Este procedimento foi primeiramente feito admitindo a ausência do trocador de calor 1 e o não aproveitamento do calor da corrente de gordura, conforme Figura 21.

Figura 21 – Fluxograma sem o trocador de calor 1.



Fonte: Autor.

Foi utilizado o valor de 75 °C para a temperatura de saída do trocador de calor 3, uma vez que este é o valor necessário para o processo. Com isso, foi possível construir-se a Tabela 10.

Tabela 10 – Cálculo da quantidade de calor adicionada/removida por corrente sem integração

Corrente	T_S (°C)	T_T (°C)	\dot{m} (kg·h ⁻¹)	C_p (J·kg ⁻¹ ·°C ⁻¹)	ΔH (kW)
S1	60,0	85,0	21500	2518	326,9
S4	85,0	120,0	21500	2624	548,5
S6	115,0	75,0	21500	2575	-615,1

Fonte: Autor

Com o procedimento descrito na sessão 3.3.2, construiu-se a Tabela 10 para o início da análise *Pinch*, considerando $\Delta T_{min} = 10 \text{ }^\circ\text{C}$.

Tabela 11 – Temperaturas deslocadas para processo sem integração energética

Corrente	Tipo	T_S^* ($^\circ\text{C}$)	T_T^* ($^\circ\text{C}$)
S1	Fria	65,0	90,0
S4	Fria	90,0	125,0
S6	Quente	110,0	70,0

Fonte: Autor.

Na sequência, montou-se a Tabela 11, a qual mostra os intervalos de temperaturas para auxiliar no método do cascadeamento.

Tabela 12 – Intervalo de temperatura.

Intervalo de Temperatura ($^\circ\text{C}$)	População das Correntes	ΔT_S^* ($^\circ\text{C}$)	$\sum_{Frio} \dot{m} \cdot C_P - \sum_{quente} \dot{m} \cdot C_P$	ΔH (kW)	Perda/ Ganho
125				0,0	
110		15	-15,67	-235,1	Perda
90	↓ ↑	20	-0,29	-5,85	Perda
70		20	0,34	6,81	Ganho
65	↓ ↑	5	-15,04	-75,1	Perda

Fonte: Autor.

A continuidade do cascadeamento possibilitou construir a Tabela 12.

Tabela 13 – Continuidade do cascadeamento (processo sem integração)

Cascadeamento simples		Cascadeamento com soma	
ΔH (kW)		ΔH (kW)	
▼	0	▼	309,3 (Fonte Quente)
-235,1		-235,1	
▼	-235,1	▼	74,23
-5,86		-5,86	
▼	-240,9	▼	68,38
6,81		6,81	
▼	-234,1	▼	75,19
-75,19		-75,19	
▼	-309,3	▼	0,00 (Fonte Fria)

Fonte: Autor.

Portanto, analisando a Tabela 13 pode-se concluir que o processo sem integração necessita de uma quantidade de calor de uma fonte quente de 309,3 kW, e não necessita nenhuma fonte fria para atender as temperaturas desejadas. Neste caso, o ponto *Pinch* no lado quente é 70 °C e do lado frio é 60 °C. Nota-se que o processo atual faz uso de utilidade fria acima do ponto *Pinch*, sendo um indicativo de que existe potencial para melhorias.

O mesmo cálculo de quantidade de calor necessário que deveria ser adicionado/retirado foi realizado para o processo existente para verificar qual a economia atingida pela integração energética das correntes. Como as correntes do trocador de calor 1 trocam calor entre si, não foi necessário água de resfriamento ou vapor de aquecimento nesta etapa, restando novamente os outros três pontos: trocador de calor 2, trocador de calor 3 e Branqueador. Com isso, os dados do processo são apresentados na Tabela 13.

Tabela 14 – Cálculo da quantidade de calor adicionada/removida por corrente com integração.

Corrente	T_S (°C)	T_T (°C)	\dot{m} (kg·h ⁻¹)	C_p (J·kg ⁻¹ ·°C ⁻¹)	ΔH (kW)
S2	70,0	85,0	21500	2537	225,6
S4	85,0	120,0	21500	2624	548,5
S7	100,0	75,0	21500	2571	-383,9

Fonte: Autor.

Analisando os valores de ΔH na Tabela 10 e na Tabela 14, foi possível verificar que as quantidades de utilidades quente e fria no processo sem a integração energética foi de 924,4 kW e 615,1 kW, respectivamente, e para o processo com a integração ocorrendo no trocador de calor 1, esses valores passaram a ser 774,1 kW e 383,9 kW. Com isso, pode-se notar que há uma redução de 150,3 kW (16,3 %) de fonte quente e 231,2 kW (37,6 %) de fonte fria quando os dois processos são comparados, como pode ser observado na Tabela 15.

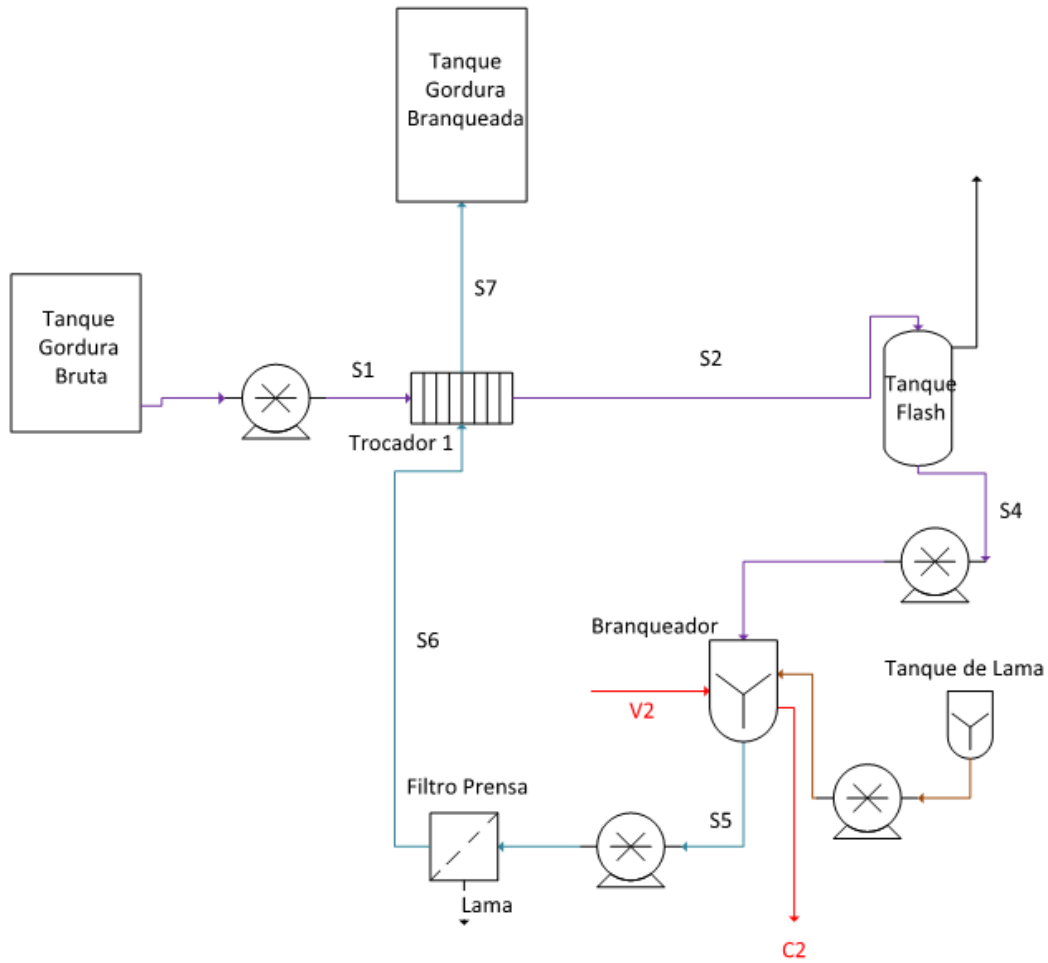
Tabela 15 – Redução de utilidades com a integração energética.

Utilidade	Sem Integração (kW)	Com Integração (kW)	Diferença (kW)	Redução (%)
Quente	924,4	774,1	150,3	16,3
Fria	615,1	383,9	231,2	37,6

Fonte: Autor.

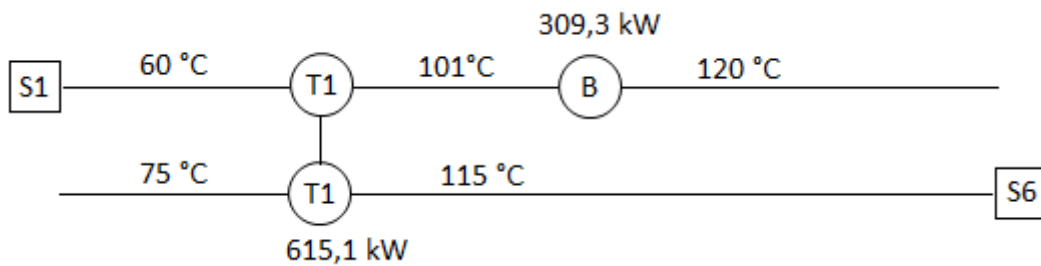
Apesar da presença do trocador de calor 1 resultar numa diminuição de ambas as utilidades do processo, a metodologia sugere que é possível ir além da redução atual do processo. Como visto na Tabela 13, a integração das correntes pode alcançar um estado onde não há consumo de água de resfriamento, e apenas consumo de 309,3 kW de utilidade quente, quando considera-se um $\Delta T_{min} = 10$ °C. É preciso uma avaliação do dimensionamento do trocador de calor capaz de realizar a troca térmica necessária para que o processo possa ser alcançado. De uma forma geral, o processo pode se resumir em duas etapas apenas: o aquecimento da gordura degomada de 60 °C para 120 °C, e o resfriamento da gordura filtrada de 115 °C para 75 °C. Com isso, haveria a eliminação de dois trocadores de calor, os trocadores de calor 2 e 3, e um redimensionamento do trocador de calor 1. Essa análise foi nomeada como opção 1. A utilidade quente necessária de 309,3 kW seria atendida pelo aquecimento com vapor na serpentina existente do Branqueador. Portanto, um novo fluxograma e uma nova rede de trocadores encontram-se nas Figura 22 e Figura 23.

Figura 22 – Novo fluxograma, sem os trocadores de calor 2 e 3.



Fonte: Autor.

Figura 23 – Nova rede de trocadores de calor, sem os trocadores de calor 1 e 3.



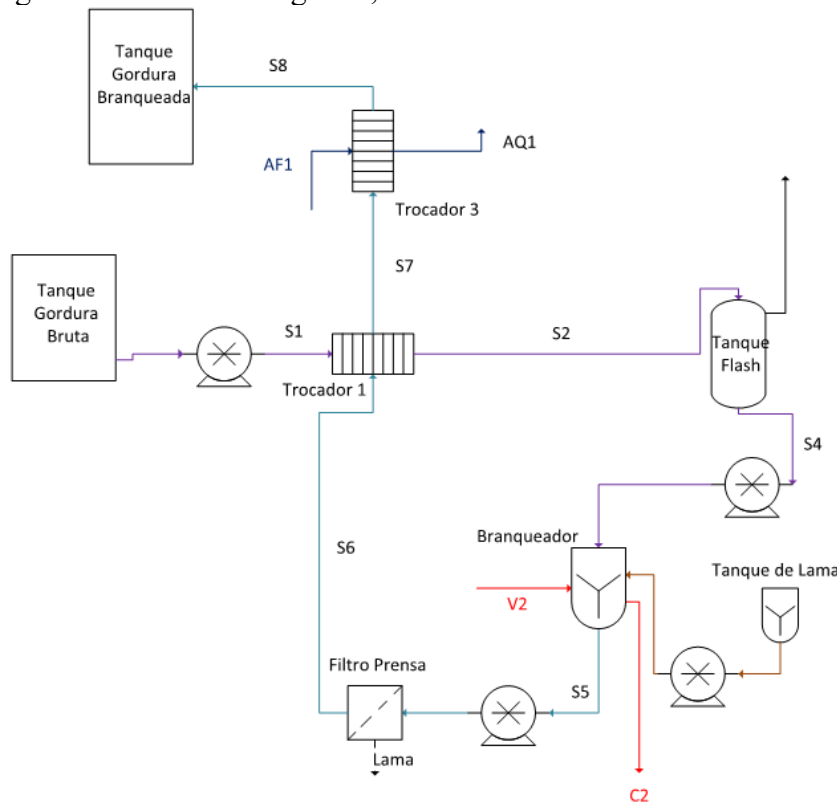
Fonte: Autor

Dessa forma, a temperatura de saída do trocador de calor 1 seria, aproximadamente, 101 °C. Este valor foi calculado utilizando-se a equação (3), como mostrada na página 9, sabendo-se que a quantidade de energia transferida de uma corrente para a outra foi de 615,1 kW, o calor específico sendo o mesmo utilizado para a corrente S1, conforme Tabela 10, e sua temperatura

inicial de 60 °C. Logo, para esse caso, a variável a ser calculada da equação é T_T . Para o branqueador, fez-se necessário a adição de 309,3 kW de utilidade quente para provocar um aquecimento de 101° C para 120 °C. Assim, haveria uma redução de custos não somente com economia de utilidades quente e fria, mas também com manutenção de equipamentos, pois com apenas um trocador de calor e com o branqueador já é possível atingir as temperaturas desejadas para o processo. Desta forma, não é necessário a utilização de dois equipamentos (trocadores de calor 2 e 3).

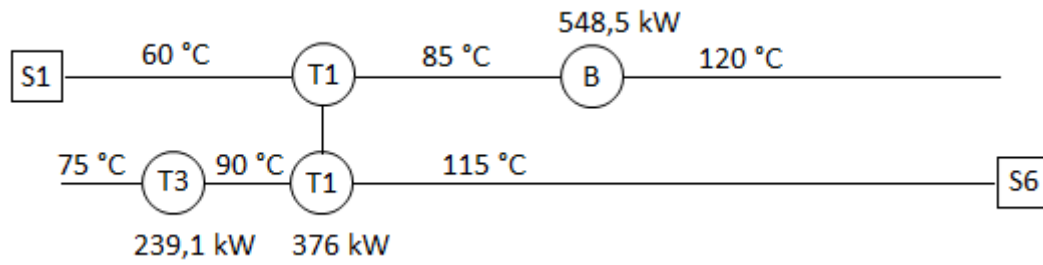
Como o dimensionamento do novo trocador de calor 1 pode resultar em um equipamento economicamente inviável, e uma nova proposta (opção 2) foi realizada para remoção apenas do trocador de calor 2. Para isso, o trocador de calor foi dimensionado para que, entrando a 60 °C, a temperatura de saída da gordura degomada fosse 85 °C, com uma troca térmica de 239,1 kW, cujo cálculo foi realizado utilizando-se a equação (3). Assim, a temperatura da corrente de gordura filtrada foi calculada utilizando a mesma equação, mas com o objetivo de encontrar a T_T . Fazendo uso do trocador de calor 3, foi possível resfriar essa corrente de 90 °C para o valor desejado de 75 °C. Desta forma, obteve-se um outro fluxograma e uma outra rede de trocadores de calor apresentados nas Figura 24 e Figura 25.

Figura 24 – Novo fluxograma, sem o Trocador 2.



Fonte: Autor.

Figura 25 - Nova rede de trocadores de calor, sem o Trocador 2.



Fonte: Autor.

O principal fator de decisão entre as opções 1 e 2 apresentadas foi a viabilidade do resultado do redimensionamento do trocador de calor 1. A primeira opção é a ideal quando se olha pelo lado do aproveitamento energético e pela necessidade de apenas 1 trocador de calor (T1), porém resulta em um equipamento de maiores dimensões e maior custo. Além disso, essa opção eleva a temperatura de entrada do *flash* para 101 °C, operação essa que deve ser estudada com mais profundidade para esse equipamento. Já a segunda opção, não apresenta um aproveitamento de energia tão grande quanto a primeira, mas resulta em um trocador de calor menor dimensão e de mais baixo custo. Em contrapartida, são necessários dois trocadores de calor (T1 e T3), aumentando o custo de manutenção. Outro ponto é que para esse caso, a temperatura de entrada do tanque *flash* é mantida a mesma do processo atual, sem riscos de processo e operacional.

Um resumo comparativo do processo atual com integração energética com as opções 1 e 2 se encontra na Tabela 16.

Tabela 16 - Comparação do processo atual e das opções de melhoria.

Opção	Quantidade de Trocadores	Utilidade Quente (kW)	Utilidade Fria (kW)	Redução Vapor* (%)	Redução Água Resfriamento* (%)
Atual	3	774,1	383,9	-	
1	1	309,3	0	60,0	100,0
2	2	548,5	239,1	29,1	37,7

Fonte: Autor. *Em relação à opção atual.

Dos resultados apresentados na Tabela 16, foi possível calcular a quantidade reduzida de utilidades, em $\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$. Para isso, considerou-se que a entalpia do vapor saturado à 4,5 bar de pressão é $2743 \text{ kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$ (SMITH, 2004) e para a água de resfriamento admitiu-se a proporção

em relação à vazão utilizada no processo, conforme Tabela 7. Com isso, calculou-se a economia de ambas as fontes, mostradas na Tabela 17 a seguir.

Tabela 17 – Economia de vapor e água de resfriamento.

Opção	Economia Vapor (kg·h ⁻¹)	Economia Água Resfriamento (kg·h ⁻¹)
1	610,1	30000
2	296,1	11310

Fonte: Autor.

O estudo realizado apresentou uma proposta de economia maior do que se é encontrado comumente na literatura. Conforme apresentado por Gadalla (2015), os trabalhos que tiveram a metodologia *Pinch* aplicada conseguiram uma redução de 10 a 35% no consumo de utilidades. Este trabalho alcançou uma redução de 60% no consumo de vapor, o que prova o potencial da metodologia e mostra como o processo de branqueamento atual está defasado em relação à outras plantas e processos industriais.

5.3 AVALIAÇÃO TÉCNICA-ECONÔMICA

Analisando as propostas apresentadas anteriormente, foi possível realizar o investimento necessário para aquisição dos equipamentos e mão-de-obra para sua instalação, bem como estimar o ganho financeiro proporcionado pela economia de vapor. Nesse caso, o valor reduzido por consumo de água de resfriamento e a energia gasta para funcionamento da bomba e da torre de resfriamento não foram considerados. Isso se deve ao fato dessas variáveis serem pouco representativas quando comparadas ao custo do vapor.

Para a opção 1, o trocador de calor resultante foi um trocador de placas com 117 placas de canal largo, com tamanho de 815 mm de comprimento, 320 mm de largura e 1264 mm de altura. O investimento necessário é de R\$ 78.000,00. Diferentemente do que se discutiu anteriormente, o equipamento não resultou em algo inviável por suas dimensões e custos, tornando-se uma excelente opção. Para instalação, alguns ajustes e novas tubulações são necessárias, estimando um gasto de R\$ 22.000,00 para execução. Essa opção também tem como vantagem trabalhar com apenas um trocador de calor. Já para a opção 2, avaliou-se que o trocador dimensionado contenha 70 placas, com as mesmas largura e altura, mas com comprimento de 568 mm. O investimento estimado é de R\$ 45.000,00, mais o custo de

instalação que se mantém o mesmo da opção 1, trabalhando com 2 trocadores de calor. Além disso, existe um custo de manutenção por trocador de calor de R\$ 6.000,00 por ano, que foi obtido no histórico do ano de 2018.

Portanto, considerando que o custo de produção de vapor à 4,5 bar seja de R\$ 63,00 por tonelada (valor praticado na planta), foi calculado o tempo, em anos, para que as duas opções retornassem o valor total investido, considerando 300 dias de operação da planta no ano. Os resultados são mostrados na Tabela 18.

Tabela 18 - Cálculo de retorno do investimento.

Opção	Investimento Total	Economia Vapor	Economia Manutenção	Retorno (anos)
1	R\$ 100.000,00	R\$ 276.741,36	R\$ 12.000,00	0,35
2	R\$ 67.000,00	R\$ 134.447,04	R\$ 6.000,00	0,48

Fonte: Autor.

Ambas as opções têm seu investimento retornado em menos de 6 meses de operação. Apesar da opção 1 resultar em um trocador de calor de maior dimensão e custo, ele não se tornou inviável economicamente. Ele apresentou um custo plausível e dimensões compatíveis com o espaço físico disponível na planta, não sendo necessário maiores gastos com adequação de tubulações e equipamentos.

Portanto, como o investimento inicial da opção 1 não é tão elevado para uma empresa de grande porte, sugere-se que esta seja a proposta a ser feita, tendo em vista o rápido retorno que a economia de vapor fornece ao processo.

6 CONCLUSÃO

Neste trabalho foi proposta a aplicação da metodologia *Pinch* no processo de branqueamento de gordura em uma planta de tratamento de gorduras para produção de sabão, com o objetivo de redução de energia consumida no processo.

Quando se comparou o processo atual com um processo sem o equipamento e que troca calor entre duas correntes de processo (trocador de calor 1), observou-se uma redução de 37,6% de utilidade fria e 16,3% de utilidade quente, mostrando a importância de se realizar uma integração energética na planta. Isto é, o processo atual já trabalha com uma economia de utilidades.

A aplicação da metodologia *Pinch*, considerando um $\Delta T_{min} = 10 \text{ }^\circ\text{C}$, mostrou que o processo pode ser realizado somente com o consumo de 309,3 kW de utilidade quente no branqueador e apenas um trocador de calor, o qual integra duas correntes do processo. Para isso, é necessário o redimensionamento do trocador de calor 1 (opção 1), para que o mesmo possa aquecer a corrente de entrada do processo de 80 °C para 101 °C e resfriar a corrente de saída, de 115 °C para 75 °C. Neste caso, conseguiu-se uma redução de 100% do consumo de água de resfriamento (30000 kg·h⁻¹) e de 60% do consumo de vapor (610,1 kg·h⁻¹), além de reduzir custo de manutenção de três para um trocador de calor, quando avaliado em relação ao processo atual. Contudo, faz-se necessária uma avaliação no processo do tanque *flash*, uma vez que sua corrente de entrada muda de 85 °C para 101 °C.

Uma outra opção que apresentou redução de consumo de utilidades em relação ao processo atual e a eliminação de um trocador de calor, foi considerar que todo o calor trocado no trocador de calor 2 (225,6 kW) fosse incorporado ao trocador de calor 1. Com isso, também foi necessário o redimensionamento do trocador de calor 1 (opção 2), o que resultou em um equipamento mais barato que a opção 1. Apesar de ser um equipamento com menor custo, o processo ainda teve a necessidade de dois trocadores de calor, aumentando o custo de manutenção. Essa análise resultou em uma redução de 37,7% de água de resfriamento (11310 kg·h⁻¹) e 29,1% de vapor (296,1 kg·h⁻¹).

Por fim, a análise econômica das propostas mostra que ambos os investimentos realizados apresentam retornos em menos de 6 meses: 0,35 anos para opção 1 e 0,48 para opção 2, sendo mais vantajoso financeiramente implementar a opção 1.

REFERÊNCIAS

AKBARNIA, M.; AMIDPOUR, M.; SHADARAM, A. A new approach in *Pinch* technology considering piping costs in total targeting for heat exchanger network. **Chemical Engineering Research and Design**. Teerã, v. 87, p. 357-365, set. 2008.

AKPOMIEMIE, M. O.; SMITH, R. *Retrofit* of heat exchanger networks without topology modifications and additional heat transfer area. **Applied Energy**. Manchester, v. 159, p. 381-390, set. 2015.

ARSENYEVA, O. et al. An approach for pillow plate heat exchangers design for single-phase applications. **Applied Thermal Engineering**. Paderborn, v. 83, ago. 2018.

ARYA, D.; BANDYOPADHYAY, S. Iterative Analysis to address non-linearity in a stochastic *Pinch* problema. **Journal of Cleaner Production**. Mumbai, v. 227, p. 543-553, abr. 2019.

ASANTE, N. D. K; ZHU, X. X. An automated approach for heat exchanger network *retrofit* featuring minimal topology modifications. **Computers & Chemical Engineering**. Manchester, v. 20, p. S7-S12, 1996.

DHOLE, V. R.; LINNHOFF, B. Total site targets for fuel, co-generation, emissions, and cooling. **Computers & Chemical Engineering**. Manchester, v. 17, p. S101-S109, 1993.

DORSA, R. **Tecnologia de Óleos Vegetais**. 1. ed. Campinas: Westfalia Separator do Brasil, 2004.

FELDER, R. M.; ROUSSEAU, R. W. **Elementary Principles of Chemical Processes**. 3. ed. Estados Unidos da América: John Willey & Sons, 2005.

GADALLA, M. A. A new graphical method for *Pinch* Analysis applications: Heat exchanger network *retrofit* and energy integration. **Energy**. Egito, v. 81, p. 159-174, jan. 2015.

HACKL, R.; HARVEY, S. From heat integration targets toward implementation – A TSA (total site analysis)-based design approach for heat recovery systems in industrial clusters. **Energy**. Estocolmo, p. 1-10, mai. 2015.

HOHMAN, E. D. **Optimum networks for heat exchanger**. 1971. 209 f. Doutorado – Universidade do Sul da Califórnia, Los Angeles, 1971.

HUANG, X. et al. A graphical method for the determination of optimum operating parameters in a humidification-dehumidification desalination system. **Desalination**. Nanquim, v. 455, p. 19-33, abr. 2019.

JALANKO, M.; MAHALEC, V. Supply-demand Pinch based Methodology for Multi-period Planning under Uncertainty in Components Qualities with Application to Gasoline Blend Planning. **Computers and Chemical Engineering**. Hamilton, v. 119, p. 425-438, nov. 2018.

KEMP, I. C. **Pinch Analysis and Process Integration: a user guide on process integration for the efficient use of energy**. 2. ed. Oxford: Elsevier Ltd, 2007.

KLEMES, J. J. et al. New directions in the implementation of *Pinch* Methodology (PM). **Renewable and Sustainable Energy Reviews**. Bruno, v. 98, p. 439-468, jan. 2018.

KLEMES, J. J.; KRAVANJA, Z. Forty years of Heat Integration: Pinch Analysis (PA) and Mathematical Programming (MP). **Current Opinion in Chemical Engineering**. v. 2, p. 461-474, nov. 2013.

MARCH, L. **Introduction to Pinch Technology**. 1. ed. Northwich: Linnhoff March, 1998.

MALHAM, C. B. et al. A novel hybrid exergy/pinch process integration methodology. **Energy**. Palaiseau, v. 156, p. 586-596, mai. 2018.

MATSUDA, K et al. Energy saving study on a large steel plant by total site based pinch technology. **Applied Thermal Engineering**. Yokohama, v. 43, p. 14-19, ago. 2011.

MATSUDA, K. et al. Applying heat integration total site based pinch technology to a large industrial area in Japan to further improve performance of highly efficient process plants. **Energy**. Yokohama, v. 34, p. 1687-1692, mai. 2009.

MUGHEES, W.; AL-AHMAD, M. Application of water pinch technology in minimization of water consumption at a refinery. **Computers and Chemical Engineering**. Riyadh, v. 73, p. 34-42, nov. 2014.

PATEL, A. R.; DEWENTTINCK, K. Edible oil structuring: An overview and recent updates. **Food & Function**. V. 7, p. 20-29, 2016.

POURANSARI, N.; MARÉCHAL, F. Heat exchanger network design of large-scale industrial site with layout inspired constraints. **Computer and Chemical Engineering**. Lausana, v. 71, p. 426-445, set. 2014.

PRIYA, G. S. K.; BANDYOPADHYAY, S. Multiple objectives Pinch Analysis. **Resources, Conservation and Recycling**. Mumbai, v. 119, p. 128-141, fev. 2016.

REHMAN, Usman Ur. **Heat Transfer Optimization of Shell-and-Tube Heat Exchanger through CFD studies**. 2011. 51 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química e Biológica) – Universidade de Tecnologia de Chalmers, Gotemburgo, 2011.

RITTNER, H. **Tecnologia das Matérias Graxas: Purificação e Refinação**. 1. ed. vol. 2. São Paulo: Livraria Triângulo Editora Ltda, 2002.

ROGERS, M. A. et al. A Novel Cyro-SEM Technique for Imaging Vegetable Oil Based Organogels. **Journal of the American Oil Chemists' Society**. Guelph, v.84, p. 899-906, set. 2007.

SARRAF, K.; LAUNAY, S.; TADRIST, L. Complex 3-D flow analysis and corrugation angle effect in plate heat exchangers. **International Journal of Thermal Sciences**. Marselha, v. 94, p. 126-138, mar. 2015.

SMITH, R. **Chemical Process Design and Integration**. 1. ed. West Sussex: McGraw Hill, 2005.

SMITH, J. M.; VAN NESS, H. C.; ABBOTT, M.M. **Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics**. 7. ed. McGraw-Hill's, 2004.

SMITH, R.; JOBSON, M.; CHEN, L. Recent development in *retrofit* of heat exchanger networks. **Applied Thermal Engineering**. Manchester, v. 30, p. 2281-2289, jun. 2010.

SREEPATHI, B. K.; RANGAIAH, G. P. Review of heat exchanger network *retrofitting* methodologies and their application. **Industrial & Engineering Chemistry Research**. p. 1-40, jun. 2014.

STER, Y. L.; NOWICKI, B. **Critical evaluation of and automated tool for heat exchanger network retrofits baed on pinch analysis and the Matrix method**. 2013. 100 f. Dissertação (Mestrado em Energia e Meio Ambiente) – Universidade de Tecnologia de Chalmers, Gotemburgo, 2013

SUN, K. N.; ALWI, S. R. W.; MANAN, Z. A. Heat exchanger cost optimization considering multiple utilities and different types of heat exchangers. **Computer and Chemical Engineering**. Johor, v. 49, p. 194-204, nov. 2012.

SMITH, J. M.; VAN NESS, H. C.; ABBOTT, M.M. **Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics**. 7. ed. McGraw-Hill's, 2004.

THULUKKANAM, K. **Heat Exchanger Design Handbook**. 2. ed. CRC Press, 2013.

VARNBANOV, P.S.; FODOR, Z.; KLEMES, J.J. Total Site targeting with process specific minimum temperature difference (ΔT_{\min}). **Energy**. Veszprém, v. 44, p. 20-28, jan. 2012.

WALMSLEY, T. G. et al. Process and utility systems integration and optimization for ultra-low energy powder production. **Energy**. p. 1-15, abr. 2017.

WALMSLEY, T. G. et al. Thermo-economic optimization of industrial milk spray dryer exhaust to inlet air heat recovery. **Energy**. p. 1-10, mar. 2015.

WALMSLEY, T. G. et al. A derivative based method for cost optimal area allocation in exchanger networks. **Applied Thermal Engineering**. Hamilton, v. 70, p. 1084-1096, abr. 2014.

ZHANG, J. et al. A review of heat transfer enhancement techniques in plate heat exchangers. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**. Kongens Lyngby, v. 101, p. 305-328, mar. 2019.