

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS**  
**CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E DE TECNOLOGIA**  
**DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA**

*TRABALHO DE GRADUAÇÃO*

**AVALIAÇÃO DA REDUÇÃO DO CONSUMO DE VAPOR EM UMA  
USINA DO SETOR SUCROALCOOLEIRO UTILIZANDO A  
METODOLOGIA DE ANÁLISE PINCH**

**Murilo Borri Melo**

Trabalho de Graduação apresentado ao  
Departamento de Engenharia Química da  
Universidade Federal de São Carlos

Orientador: Prof. **Felipe Fernando Furlan**

São Carlos – SP

**2020**

## BANCA EXAMINADORA

Orientador: Felipe Fernando Furlan, DEQ/UFSCar

Convidado: Andrew Milli Elias, PPGEQ/UFSCar

Professor da Disciplina: José Maria Corrêa Bueno, DEQ/UFSCar

Trabalho de Graduação apresentado no dia 14 de dezembro de 2020  
perante a seguinte banca examinadora:

## AGRADECIMENTOS

Agradeço aos meus pais, pelo apoio dado ao longo de todo curso; aos bons amigos que conheci na graduação, com quem tive o prazer de partilhar alguns anos da minha vida; aos colegas de trabalho da Raízen, pela motivação e apoio para a realização deste trabalho; e ao professor Felipe Furlan, pela disponibilidade e orientação ao longo da realização do trabalho.

## RESUMO

O Brasil apresenta a maior produção de cana-de-açúcar em nível mundial. Atualmente, além do açúcar e etanol, também é creditado valor ao bagaço da cana, que pode ser destinado a cogeração nas usinas do setor e, mais recentemente, na produção de biocombustíveis. Para que esse bagaço seja aproveitado da melhor maneira possível, de modo a gerar mais receita para as usinas à longo prazo e potencializar investimentos em novos projetos nesse âmbito, é interessante que se reduza sua fração destinada à queima nas caldeiras para gerar vapor para o processo de produção de açúcar e etanol. Uma das maneiras de se conseguir isso é através de integração energética, sendo a Análise Pinch um dos métodos clássicos para isso. De modo a avaliar uma possível redução da necessidade desse vapor de aquecimento, o presente trabalho tem como objetivo conduzir um estudo de caso em uma usina do setor sucroalcooleiro, realizando uma Análise Pinch, de modo a obter as demandas mínimas das utilidades quentes e frias para esta unidade produtora. Além disso, propõe-se a integração das sangrias de vapor da seção de evaporação do processo na construção da rede de trocadores ideal para buscar o melhor aproveitamento das mesmas. Como a rede de trocadores de calor da usina em estudo já está estabelecida, apresenta-se uma proposta de rede ideal em comparação com a rede atual existente. A análise demonstrou uma redução potencial de 7,02% no consumo de vapor de aquecimento para a usina em estudo.

## ABSTRACT

Brazil presents the biggest sugarcane production worldwide. Currently, besides sugar and ethanol, value is also credited to sugarcane's bagasse, which can be destined to energy cogeneration in the mills, and most recently the production of biofuels. In order to improve the use of bagasse, to increase income and potentialize investments, it is interesting to reduce its fraction used to provide steam for the sugar and alcohol process. One way to achieve this is through Pinch Analysis, which is a classic heat integration method. To evaluate a possible reduction in steam demand, this undergraduate work has the objective to conduct a case study in a mill, performing a Pinch Analysis to obtain the minimum hot and cold utility demands. Besides, this work proposes the integration of the bled vapour from the evaporation section of the process in the ideal heat exchanger network design to seek the best utilization for them. As the mill's network is already established, it is proposed an ideal network in comparison with the existing one. The analysis showed a potential reduction of 7,02% in steam demand for the studied mill.

## SUMÁRIO

<b>Banca Examinadora.....</b>	<b>i</b>
<b>Agradecimentos.....</b>	<b>ii</b>
<b>Resumo.....</b>	<b>iii</b>
<b>Abstract.....</b>	<b>iv</b>
<b>Lista de Figuras.....</b>	<b>vi</b>
<b>Lista de Tabelas e Quadros.....</b>	<b>vii</b>
<b>Nomenclatura.....</b>	<b>viii</b>
<b>1 – INTRODUÇÃO E OBJETIVOS.....</b>	<b>1</b>
<b>2 – REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....</b>	<b>3</b>
2.1 – Produção de Açúcar, Etanol e Energia.....	3
2.2 – Principais Consumos de Utilidades.....	6
2.2.1 – Consumo de Vapor na Evaporação.....	6
2.2.2 – Consumo de Vapor nos Aquecedores de Caldo.....	8
2.2.3 – Consumo de Vapor no Cozimento.....	8
2.2.4 – Consumo de Vapor da Destilação.....	9
2.2.5 – Consumo de Água de Resfriamento.....	10
2.3 – Cogeração de Energia.....	10
2.4 – Análise Pinch.....	12
2.4.1 – Conceitos Termodinâmicos.....	12
2.4.2 – Curvas Compostas e Utilidades Mínimas.....	14
2.4.3 – Tabela Problema e Cascata Energética.....	17
2.4.4 – Grande Curva Composta.....	19
2.4.5 – Design da Rede de Trocadores de Calor.....	20
<b>3 – MATERIAIS E MÉTODOS.....</b>	<b>22</b>
3.1 – Softwares.....	22
3.2 – Metodologia.....	22
3.2.1 – Descrição do processo analisado e identificação de correntes.....	22
3.2.2 – Seleção das correntes: correntes frias.....	25
3.2.3 – Seleção das correntes: correntes quentes.....	26
3.2.4 – Análise Pinch.....	27
3.2.5 – Demandas de calor dos equipamentos.....	28
3.2.6 – Sangrias.....	29
3.2.7 – Evaporadores.....	30
3.2.8 – Alocação dos evaporadores na GCC.....	31
3.2.9 – Construção da rede de trocadores de calor.....	32
<b>4 – RESULTADOS E DISCUSSÃO.....</b>	<b>34</b>
<b>5 – CONCLUSÕES E SUGESTÕES.....</b>	<b>47</b>
5.1 – Conclusões.....	47
5.2 – Sugestões.....	47
<b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....</b>	<b>48</b>
<b>APÊNDICE A – Fluxograma Completo Usina A.....</b>	<b>52</b>
<b>APÊNDICE B – Rede de Trocadores de Calor: Utilidades Mínimas (Usina A).....</b>	<b>54</b>
<b>APÊNDICE C – Rede de Trocadores de Calor: Atual (Usina A).....</b>	<b>58</b>

## LISTA DE FIGURAS

<b>Figura 2.1.</b>	Evaporação em 5 efeitos	7
<b>Figura 2.2.</b>	Sistema simplificado de cogeração com turbina de contrapressão	11
<b>Figura 2.3.</b>	Sistema simplificado de cogeração com turbina de extração-condensação	12
<b>Figura 2.4.</b>	Sistema com uma corrente quente e uma fria	13
<b>Figura 2.5.</b>	Formação de curva composta quente	14
<b>Figura 2.6.</b>	Exemplo – processo simplificado	15
<b>Figura 2.7.</b>	Curvas compostas (Exemplo)	16
<b>Figura 2.8.</b>	Tabela Problema (Exemplo)	17
<b>Figura 2.9.</b>	Cascata energética (Exemplo)	18
<b>Figura 2.10.</b>	Grande curva composta (Exemplo)	19
<b>Figura 2.11.</b>	Rede de trocadores de calor (Exemplo)	21
<b>Figura 3.1.</b>	Fluxograma simplificado da usina para a análise	24
<b>Figura 4.1.</b>	Curvas compostas quente e fria (Usina A)	34
<b>Figura 4.2.</b>	Cascata energética (Usina A)	36
<b>Figura 4.3.</b>	Grande Curva Composta (Usina A)	37
<b>Figura 4.4.</b>	Grande Curva Composta com evaporação atual (Usina A)	38
<b>Figura 4.5.</b>	Grande Curva Composta com evaporação com sangrias mínimas (Usina A)	40
<b>Figura 4.6.</b>	Grande Curva Composta com evaporação com sangrias otimizadas (Usina A)	43
<b>Figura 4.7.</b>	Rede de trocadores de calor: utilidades mínimas (Usina A)	44
<b>Figura 4.8.</b>	Rede de trocadores de calor: atual (Usina A)	45
<b>Figura A.1.</b>	Fluxograma completo da Usina A – Parte A	52
<b>Figura A.2.</b>	Fluxograma completo da Usina A – Parte B	53
<b>Figura B.1.</b>	Rede de Trocadores de Calor: Utilidades Mínimas (Usina A) – Parte A	55
<b>Figura B.2.</b>	Rede de Trocadores de Calor: Utilidades Mínimas (Usina A) – Parte B	56
<b>Figura B.3.</b>	Rede de Trocadores de Calor: Utilidades Mínimas (Usina A) – Parte C	57
<b>Figura C.1.</b>	Rede de Trocadores de Calor: Atual (Usina A) – Parte A	59
<b>Figura C.2.</b>	Rede de Trocadores de Calor: Atual (Usina A) – Parte A	60

**LISTA DE QUADROS**

<b>Quadro 2.1.</b>	Consumo de vapor na destilação por tipo de coluna	10
<b>Quadro 2.2.</b>	Dados das correntes da Figura 2.4	13
<b>Quadro 2.3.</b>	Dados das correntes da Figura 2.6	15
<b>Quadro 3.1.</b>	Correntes para a Análise Pinch	25
<b>Quadro 3.2.</b>	Variáveis do cálculo da vazão de refluxo	27
<b>Quadro 3.3.</b>	Demandas térmicas de equipamentos	28
<b>Quadro 3.4.</b>	Fluxo de vapor nos evaporadores – situação atual da usina	30
<b>Quadro 3.5.</b>	Fluxo de vapor nos evaporadores – operação com sangrias mínimas	31
<b>Quadro 4.1.</b>	Tabela Problema (Usina A)	35
<b>Quadro 4.2.</b>	Sangrias para o caso otimizado	41
<b>Quadro 4.3.</b>	Fluxo de vapor nos evaporadores – operação com sangrias otimizadas	42
<b>Quadro B.1.</b>	Trocadores de Calor: rede com utilidades mínimas	54
<b>Quadro C.1.</b>	Trocadores de Calor: rede atual	58



## NOMENCLATURA

<b>%m</b>	Fração mássica de etanol	[ - ]
<b>A</b>	Vazão de água evaporada	[t/h]
<b>°Brix<sub>Ce</sub></b>	°Brix do caldo que entra na evaporação	[ - ]
<b>°Brix<sub>Cs</sub></b>	°Brix do xarope que deixa a evaporação	[ - ]
<b>C<sub>P</sub></b>	Calor específico	[kJ/kg°C]
<b>CP</b>	Capacidade térmica	[MW/°C]
<b>C<sub>Pf</sub></b>	Calor específico do fluido frio	[kJ/kg°C]
<b>H<sub>v</sub></b>	Calor latente do vapor de aquecimento	[kJ/kg]
<b>k</b>	Fator de ajuste da vazão de refluxo da coluna retificadora	
<b>M</b>	Vazão mássica de uma corrente	[t/h]
<b>M<sub>A</sub></b>	Vazão de etanol anidro	[t/h]
<b>M<sub>Ce</sub></b>	Vazão de caldo enrando nos evaporadores	[t/h]
<b>M<sub>f</sub></b>	Vazão de fluido frio	[kg/s]
<b>M<sub>H</sub></b>	Vazão de etanol hidratado	[t/h]
<b>M<sub>R</sub></b>	Vazão do refluxo a coluna retificadora	[t/h]
<b>M<sub>v</sub></b>	Vazão de vapor de aquecimento	[kg/s]
<b>N</b>	Número de correntes	[ - ]
<b>Q</b>	Quantidade de calor trocado	[kW]
<b>RR</b>	Razão de refluxo da coluna retificadora	[ - ]
<b>T<sub>f<sup>s</sup></sub></b>	Temperatura de saída do fluido frio	[°C]
<b>T<sub>f<sup>e</sup></sub></b>	Temperatura de entrada do fluido frio	[°C]
<b>T<sub>x</sub></b>	Taxa de evaporação	[kg/m <sup>2</sup> /h]
<b>T'<sub>x</sub></b>	Taxa de evaporação ajustada	[kg/m <sup>2</sup> /h]
<b>V<sub>1</sub></b>	Sangria do 1º efeito da evaporação	[t/h]
<b>V<sub>2</sub></b>	Sangria do 2º efeito da evaporação	[t/h]
<b>V<sub>3</sub></b>	Sangria do 3º efeito da evaporação	[t/h]
<b>V<sub>e</sub></b>	Vapor de escape necessário à evaporação	[t/h]
<b>V<sub>e</sub><sup>1º</sup></b>	Vapor de escape entrando no 1º efeito da evaporação	[t/h]
<b>V<sub>v1</sub><sup>2º</sup></b>	Vapor vegetal entrando no 2º efeito da evaporação	[t/h]
<b>V<sub>v2</sub><sup>3º</sup></b>	Vapor vegetal entrando no 3º efeito da evaporação	[t/h]
<b>V<sub>v3</sub><sup>4º</sup></b>	Vapor vegetal entrando no 4º efeito da evaporação	[t/h]
<b>x</b>	Água evaporada em cada efeito descontando sangrias	[t/h]
<b>x<sub>F</sub></b>	Fração molar de etanol do líquido da alimentação	[ - ]
<b>x<sub>D</sub></b>	Fração molar de etanol do destilado	[ - ]
<b>y<sub>F</sub></b>	Fração molar de etanol do vapor da alimentação	[ - ]

## Símbolos gregos

<b>ΔH</b>	Variação/queda de entalpia	[kW]
<b>ΔT</b>	Variação/queda de temperatura	[°C]

## 1 – INTRODUÇÃO E OBJETIVOS

Na safra 19/20, o Brasil apresentou a maior média anual de produção de cana de açúcar dos últimos vinte anos, aproximadamente 570 milhões de toneladas anuais (FAOSTAT, 2020). Além do açúcar e do etanol, produtos de maior valor agregado dessa cadeia produtiva, há também os subprodutos, sendo o bagaço da cana o de maior destaque. Atualmente, esse bagaço é utilizado como combustível em caldeiras de geração de vapor, que por sua vez irá gerar energia elétrica na própria planta por meio de turbinas de contrapressão ou condensação, gerando uma receita adicional para as usinas do setor, além de tornar o processo autossustentável.

O bagaço destinado à geração de energia está diretamente relacionado às demandas de energia térmica do processo. Em usinas de maior moagem, que possuem turbinas de condensação que conseguem gerar mais energia por kg de vapor, é interessante explorar ao máximo sua capacidade. Uma das otimizações energéticas possíveis nesse caso seria a redução do consumo de vapor nas operações unitárias do processo de produção de açúcar e álcool: aquecimento e evaporação do caldo, cozimento do xarope e destilação.

Segundo Morar et al. (2010), uma integração energética consiste em reduzir as quantidades de utilidades necessárias no processo. Tal análise é realizada através da Análise Pinch ou de programação matemática. Essas são as duas técnicas principais para realizar uma integração energética, sendo a primeira, a mais utilizada.

Através da utilização de uma Análise Pinch no processo, é possível visualizar uma melhor integração entre correntes quentes e frias, minimizando as utilidades necessárias, o que poderia impactar não só na possibilidade de produzir mais energia elétrica devido à maior sobra de vapor, como uma redução de emissões atmosféricas de dióxido de carbono e efluentes aquosos (SOUZA NETO, 2005).

Na literatura (ENSINAS, 2008), já foi comprovada a validade da integração térmica em plantas do setor por meio de simulações. Destaca-se a redução do consumo de vapor e água bruta de captação, as vantagens dos sistemas de geração com turbinas de extração-condensação e o excedente de bagaço para venda como matéria-prima para outros setores industriais.

Como na maioria das plantas do setor, a rede de trocadores de calor já está estabelecida, o objetivo deste trabalho é realizar um estudo de caso, por meio da Análise

Pinch, de uma usina do setor sucroenergético, obter as demandas mínimas de utilidades quentes e frias do processo e propor uma rede de trocadores de calor ideal que represente essas demandas.

## **2 – REVISÃO BIBLIOGRÁFICA**

Para o presente trabalho, será necessário conhecer como se dá o processamento da cana em uma planta do setor sucroenergético até seus produtos finais (açúcar, etanol e energia), os princípios da cogeração de energia, quais operações unitárias demandam fontes de aquecimento e resfriamento e quais são estas, e os princípios da troca térmica entre fluidos. Além disso, revisa-se os conceitos presentes na metodologia da Análise Pinch.

### **2.1 – Produção de Açúcar, Etanol e Energia**

Nas usinas produtoras, após a cana-de-açúcar ser descarregada nas mesas alimentadoras, esta irá passar por uma limpeza para remoção de partículas sólidas indesejadas que vieram do processo de colheita. Essa limpeza pode ser através de uma lavagem ou de um sistema de limpeza a seco. Logo em seguida, a cana passa pelos picadores e desfibradores, de modo a reduzir seu tamanho para melhor processamento nos rolos de extração da moenda. O caldo extraído no primeiro terno da moenda é conhecido como caldo primário e geralmente é todo direcionado para a fabricação de açúcar devido ao seu maior grau Brix (fração de sólido solúveis no caldo, incluindo a sacarose), que acarreta uma maior eficiência na etapa de cristalização. Essa cana irá passar por outros ternos, e sofrerá uma embebição com água, esse caldo extraído é conhecido como caldo secundário. O resíduo sólido da extração, o bagaço, será destinado às caldeiras, onde através da sua queima será gerado vapor de alta pressão. A depender da configuração da usina e do mix de produção, esses caldos podem se dividir em linhas específicas que irão se destinar à fábrica de açúcar ou à destilaria, podendo apresentar diferentes porcentagens dos caldos primário e secundário. A extração também pode ocorrer em difusores, porém é menos comum (MACHADO, 2012).

Também é importante definir o caldo filtrado, que vem da filtração do lodo proveniente da etapa de decantação, e que pode ser inserido nessa mistura de caldos antes ou depois do aquecimento do caldo. A mistura de caldos passa então por um peneiramento.

Essas duas misturas de caldo vão seguir caminhos similares antes da diferenciação do processo propriamente dita. Ambas passarão por um pré-aquecimento (ou regeneração) até

cerca de 75°C, com trocadores de calor de placas para que se atinja uma temperatura adequada para o tratamento e para eliminar microorganismos.

Uma primeira etapa de tratamento tem a finalidade de formar precipitados que irão facilitar a sedimentação de impurezas e restos de cana na etapa de decantação, elevar o pH do caldo de 5,3 para 7,8-8,0. É feito através da adição de hidróxido de cálcio, na forma de leite de cal ou sacarato de cálcio. Rein (2007) descreve as reações que ocorrem e os variantes dos procedimentos, assim como as quantidades dosadas nas etapas de caleagem e clarificação.

Em seguida, ocorre outro aquecimento para temperaturas próximas ao seu ponto de ebulição (103°C-105°C), um flasheamento para eliminação de gases incondensáveis e por fim a decantação ou clarificação. Nessa decantação é comumente dosado ácido fosfórico e floculantes (compostos de poliacrilamidas do tipo aniônico parcialmente hidrolisadas em solução aquosa), o lodo é obtido na seção inferior dos decantadores e passa por uma filtração para recuperação de açúcares dissolvidos. Por possuir açúcares redutores de maneira mais diluída no filtrado, é preferível que esse caldo se destine à destilaria. No entanto, se esse filtrado for de um caldo que passou por sulfitação para produção de açúcar cristal, é mais interessante que retorne para a linha de açúcar, pois o enxofre tem capacidade de assepsia que pode prejudicar as leveduras na fermentação. A sulfitação pode ser realizada para melhorar a clarificação, de modo a produzir açúcares que passem por uma análise de cor mais rigorosa, sendo dispensável, por exemplo, na produção de açúcar VHP (*Very High Polarization*) que será diluído num futuro processo de refino. O SO<sub>2</sub> age no caldo eliminando alguns materiais colorantes e reduz os sais de ferro formados no contato com os equipamentos em compostos com menos cor (REIN, 2007).

Por fim, os caldos decantados, ou clarificados, seguem para a fábrica de açúcar ou para a destilaria, no entanto podem ainda sofrer desvios de uma linha para outra, também dependendo da necessidade produtiva da planta.

O caldo com destino à fábrica de açúcar poderá ser novamente aquecido, para chegar na próxima etapa, a evaporação, com uma temperatura que melhor favoreça esse processo. O caldo com um grau Brix aproximado de 12-14 terá água evaporada até se transformar no xarope com grau Brix 55-65. Essa evaporação é realizada em múltiplos efeitos devido a economia de vapor e possibilidade de sangrias nos efeitos. Esse xarope segue para a etapa de cristalização, onde os cristais de açúcar serão formados e separados do mel através de uma centrifugação. Em seguida o açúcar, agora cristal, é seco e ensacado.

O caldo com destino à destilaria irá participar da composição de um mosto, juntamente com o mel final da cristalização, água e xarope em alguns casos. Esse mosto irá ser o substrato da fermentação alcoólica realizada pelas leveduras *Saccharomyces cerevisiae*, que irão transformar os açúcares fermentescíveis em etanol e gás carbônico. Esse processo ocorre em batelada alimentada com reciclo de leveduras, conhecida como fermentação Melle-Boinot. Primeiramente o fermento é preparado, fazendo com que as leveduras se multipliquem em um sistema aerado. Em seguida, esse pé de cuba é conduzido às dornas onde ocorrerá a fermentação propriamente dita. O mosto é adicionado junto ao fermento de maneira gradativa, ao longo de no mínimo três horas e meia, pois uma alta quantidade de substrato é inibitória ao processo. Quando a fermentação termina, diz-se que a dorna está “morta” e o mosto passa a se chamar vinho, agora com maior quantidade de etanol. A reação deve terminar antes da quantidade de etanol atingir um nível que mate as leveduras. Esse vinho deverá ser centrifugado para retirada do fermento que será reutilizado em novo pé de cuba. O vinho delevedurado é encaminhado às colunas de destilação (ABDALA, 2017).

A operação de destilação visa separar o etanol da água, dos subprodutos da fermentação (ácidos succínico e acético, glicerina, furfural, álcoois superiores como amílico, isoamílico, propílico, isopropílico, butílico, isobutílico, aldeído acético, etc.) e dos sólidos derivados da cana que ainda possam estar no vinho. Para produção do etanol hidratado, o vinho delevedurado passa por duas colunas principais, a de esgotamento e a de retificação. Devido ao azeótropo formado no binário água-etanol, não é possível uma pureza acima de 97,5°GL. Para a produção do etanol anidro, há três modos diferentes para contornar essa condição, sendo eles a destilação azeotrópica, a absorção em peneiras moleculares e a destilação extrativa. Como principal subproduto da destilação tem-se a vinhaça, que pode ser empregada em fertirrigação (concentrada ou não) e como matéria-prima na produção de biogás (ZAIAT, 2015).

Por fim, o bagaço advindo da etapa de extração, será utilizado como combustível nas caldeiras, onde será produzido vapor de alta pressão. Esse vapor passa por turbogeradores onde tem sua pressão reduzida de modo que possa ser utilizado no processo como utilidade quente. É nos turbogeradores onde será gerada a energia elétrica, que será utilizada para alimentar a planta e/ou vendida para a rede.

## 2.2 – Principais Consumos de Utilidades

No processamento da cana-de-açúcar usa-se o vapor de água como utilidade quente e água à temperatura ambiente como utilidade fria. É importante ressaltar que existem outras aplicações para essas correntes que não se relacionam diretamente com troca térmica. Vapor também pode ser utilizado para geração de energia em turbinas e no desaerador das caldeiras; e água líquida em centrífugas, diluição do mosto da fermentação, lavagem de equipamentos, na embebição de cana nas moendas, reposição da água das caldeiras.

### 2.2.1 – Consumo de Vapor na Evaporação

O objetivo da evaporação é remover água do caldo clarificado de modo a concentrar o açúcar presente no mesmo, de modo a preparar a solução para a seção de cozimento. O ponto de cristalização se dá em torno de 78 °Bx, mas na prática, os cozedores devem admitir um xarope que seja capaz de diluir cristais, para que seja possível diluir os malformados no começo da batelada. Logo, para o xarope que deixa a evaporação é preferível um valor entre 60 e 70 °Bx na produção de açúcar cristal e VHP, e 50 a 60 °Bx na produção de açúcar branco (HUGOT, 1986).

A evaporação é realizada em múltiplos efeitos, podendo ser de 3 até 6 efeitos, sendo 4 ou 5 mais comuns no Brasil. Concebido por Norbert Rillieux, o princípio dessa evaporação consiste em usar a água evaporada no primeiro efeito como vapor de aquecimento no segundo e assim conseqüentemente, resultando em uma economia de vapor proporcional ao número de efeitos: numa evaporação com N efeitos, 1kg de vapor de escape evaporaria N kg de água (REIN, 2007).

Para que esse arranjo seja possível, e a água evaporada em um efeito consiga evaporar a água do caldo do efeito seguinte, a pressão dentro deste deve ser menor que a do anterior, para que o ponto de ebulição também seja menor. É por isso que nesses sistemas é feito um vácuo na condensação do vapor gerado no último efeito. Para que não haja degradação de sacarose ou caramelização do açúcar no processo, a temperatura varia de 125°C a 55°C ao longo dos efeitos. Por esse motivo, o vapor de escape utilizado no primeiro efeito, possui uma pressão absoluta em torno de 2,5 bar (HUGOT, 1986).

Também são utilizadas sangrias de vapor, utilizando parte dessa água evaporada nos efeitos, também chamado de vapor vegetal, em outras aplicações de aquecimento. Quanto

mais próxima do fim da evaporação a sangria estiver localizada, maior será a economia. Entretanto, a temperatura do vapor vegetal também será menor, podendo não ser adequado a determinadas aplicações. Para o processo em questão, as sangrias são mais realizadas no primeiro e segundo efeito (REIN, 2007)

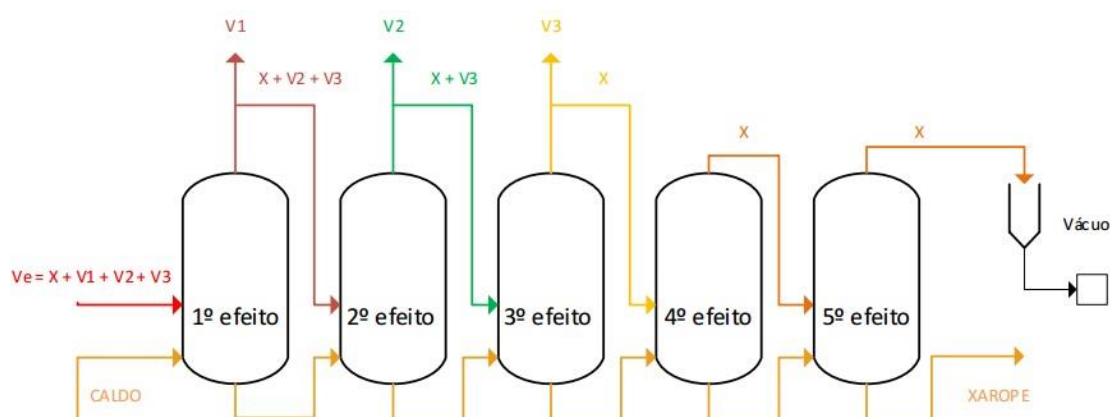
De maneira simplificada, considerando 1kg de vapor evaporando 1kg de água, que não há perdas de calor e que o caldo entra no primeiro efeito na condição de líquido saturado, para uma evaporação com 5 efeitos com sangrias nos 3 primeiros, pode-se determinar a quantidade de vapor de escape necessário para a partir das equações 2.1 à 2.3. A água total evaporada é representada por  $A$ ,  $M_{C_e}$  é a vazão mássica de caldo entrando no evaporador,  $^{\circ}\text{Brix}_{C_e}$  e  $^{\circ}\text{Brix}_{C_s}$  são respectivamente o grau Brix do caldo que entra nos evaporadores e o grau Brix do xarope que sai,  $x$  é a quantidade de água que é evaporada igualmente em cada efeito descontado das sangrias,  $V_1$ ,  $V_2$ , e  $V_3$  são as sangrias do 1º, 2º e 3º efeitos e  $V_e$  é o vapor de escape necessário na evaporação. A Figura 2.1 ilustra os cálculos.

$$A = M_{C_e} \left( 1 - \frac{^{\circ}\text{Brix}_{C_e}}{^{\circ}\text{Brix}_{C_s}} \right) \quad (2.1)$$

$$A = 5x + 3V_3 + 2V_2 + V_1 \quad (2.2)$$

$$V_e = x + V_1 + V_2 + V_3 \quad (2.3)$$

**Figura 2.1. Evaporação em 5 efeitos**



**Fonte:** Elaborado pelo autor



## 2.2.2 – Consumo de Vapor nos Aquecedores de Caldo

No processo, o caldo precisa ser aquecido em basicamente três momentos, para a caleagem, para a clarificação e no pré-aquecimento antes da evaporação. No primeiro, o caldo deve ter sua temperatura elevada de 30°C a 60-75°C. No segundo deve ser aquecido até 103-105°C. No terceiro deve ser aquecido até no máximo 115°C, para se aproximar da temperatura do vapor de escape, porém como a temperatura deve estar devidamente pressurizada para que o caldo não evapore na tubulação, 115°C é considerado um bom valor (HUGOT, 1986)

Esse tipo de aquecimento pode ser realizado de duas maneiras, através de regeneradores (trocadores de placas que aproveitam a energia de um fluido quente que deverá ser resfriado) ou trocadores casco-tubo. Os regeneradores são mais utilizados no aquecimento para caleagem e podem ser utilizados como fluido quente vinhaça, o condensado dos vapores vegetais, caldo clarificado, vapor de flash pré-decantadores. Nos trocadores casco-tubo utiliza-se vapor vegetal dos primeiros três efeitos. Como as pressões do vapor vegetal do terceiro efeito e às vezes do segundo podem ser inferiores à atmosférica, podem vir a ser necessários arranjos especiais para remoção do condensado e dos gases incondensáveis (REIN, 2007).

Para determinar a quantidade de vapor de aquecimento necessário Rein (2007) sugere a equação 2.4 e a equação 2.5 para o calor específico de soluções de sacarose Hugot (1986) recomenda:

$$Q = M_v \cdot H_v = -M_f \cdot Cp_f \cdot (T_f^s - T_f^e) \quad (2.4)$$

$$Cp = 1 - 0,006 \cdot \text{°Brix} \quad (2.5)$$

Onde  $Q$  é a quantidade de calor trocado,  $M_v$  a vazão mássica de vapor de aquecimento,  $H_v$  o calor latente do vapor de aquecimento,  $M_f$  a vazão mássica do fluido frio,  $Cp_f$  o calor específico do fluido frio,  $T_f^s$  a temperatura de saída do fluido frio do trocador,  $T_f^e$  a sua temperatura de entrada.

## 2.2.3 – Consumo de Vapor no Cozimento

Para que a solução atinja a condição de supersaturação, utiliza-se vapor para evaporar

a água do xarope e assim concentrá-lo. Além disso, o vapor também auxilia na circulação da massa dentro dos cozedores, porque há formação de um gradiente de densidade na massa devido ao aquecimento da mesma. (HUGOT, 1986).

Nas usinas de cana-de-açúcar, é comum utilizar os vapores vegetais de primeiro ou segundo efeito da evaporação como fonte térmica, sendo o segundo mais favorável para a economia de energia (VOLPE, 2015), pois pelo Princípio de Rillieux, 1kg de vapor de escape irá evaporar 1kg de água no primeiro efeito que irá evaporar 1kg do segundo que irá virar sangria. A partir do terceiro efeito, geralmente o vapor sangrado se encontra abaixo da pressão atmosférica, sendo necessário aquecedores adaptados para essa condição. Muitos cozedores são fabricados para um tipo específico de vapor, e isso deve ser levado em conta ao considerar modificações.

Seguindo a mesma consideração da evaporação de que 1kg de vapor consegue evaporar 1kg de água, a partir de um balanço de massa da seção de cozimento é possível encontrar a quantidade de água evaporada e assim a necessidade de vapor. Entretanto, segundo Rein (2007), a água adicionada às centrífugas, no secador de açúcar, entre outros também precisa ser evaporada, e logo é comum aplicar um “fator de cozedor” multiplicando no cálculo. Um valor apropriado seria entre 1,15 e 1,25.

#### **2.2.4 – Consumo de Vapor na Destilação**

Nas colunas de destilação de vinho, emprega-se o uso de vapor na base das colunas como forma de fornecer o calor suficiente para criar o gradiente de temperatura na coluna. Nas usinas de cana-de-açúcar, é comum o uso de duas colunas principais para a produção de etanol hidratado (95,5%v/v), uma coluna de esgotamento (Coluna A) e uma de retificação (Coluna B). Há duas maneiras de se utilizar o vapor, a primeira é por meio de injeção direta na coluna (borbotagem) e a segunda é indiretamente, através de um reboiler na base da coluna. Apesar do custo do equipamento e de necessitar uma manutenção eficaz devido à vinhaça ser um fluido de alta incrustação, o uso de reboiler possibilita a redução no volume de vinhaça gerado e da reutilização do condensado desse vapor em outra parte do processo.

Em usinas com maior nível de otimização energética, emprega-se vapor vegetal do primeiro efeito da evaporação (V1) no lugar de vapor de escape. No Quadro 2.1, é possível ver o consumo aproximado de vapor nas colunas A e B por litro de etanol hidratado

produzido. Esse valor também varia com o grau alcoólico do vinho que entra na coluna.

**Quadro 2.1. Consumo de vapor na destilação por tipo de coluna**

<b>Vinho</b> <b>°GL</b>	<b>Coluna A</b> <b>kgV<sub>vapor</sub>/L<sub>EH</sub></b>	<b>Coluna B</b> <b>kgV<sub>vapor</sub>/L<sub>EH</sub></b>
7	2,2	1,2
8	2,0	1,1
9	1,8	1,0
10	1,6	0,9
11	1,5	0,8

**Fonte:** Adaptado de ZARPELON (2019)

### 2.2.5 – Consumo de Água de Resfriamento

Nas usinas mais modernas, esse consumo está ligado a reposição de perdas ou purgas de água que acontecem nas torres de resfriamento. Essas torres são sistemas semi-abertos onde a água utilizada para remover calor de um fluido é resfriada pelo contato direto com o ar atmosférico, onde ocorre uma pequena evaporação (TROVATI, 2004). Um bom intervalo observado nas usinas do setor é de 30 – 45°C para a água que deixa e chega na torre respectivamente e as perdas são em torno de 0 – 3%.

A água de resfriamento das torres é utilizada para resfriar o mosto da fermentação, as dornas de fermentação, o vapor alcóólico da evaporação, o vapor da turbina de condensação, óleo dos mancais dos equipamentos de extração ou geração, entre outros.

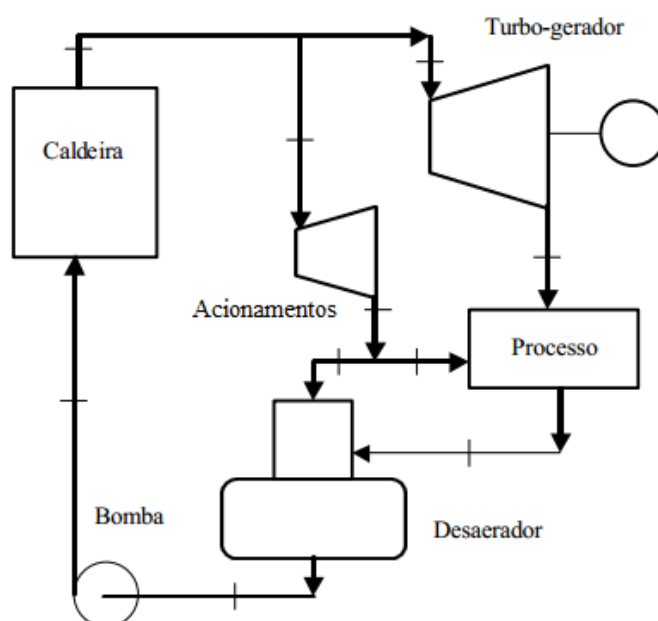
### 2.3 – Cogeração de Energia

Como mencionado nas seções anteriores, o processo necessita de vapor de escape, a 2,5 bar absoluto. Através da queima do bagaço da cana nas caldeiras, vaporiza-se água a pressão e temperatura constantes. As caldeiras mais novas do setor produzem vapor de pressão podendo chegar a 100 bar, justamente para gerar energia nessa redução de pressão, que é realizada devido à expansão do vapor em turbo-geradores. O vapor que será produzido está diretamente relacionado com a necessidade do processo, a energia necessária à planta e a quantidade de energia excedente que se deseja vender, geralmente determinada por contratos feitos com as distribuidoras de energia. As turbinas podem ser de

contrapressão ou de extração-condensação. A diferença reside na diferença de pressão na saída do equipamento. A turbina de condensação opera sob vácuo para que essa diferença seja maior, e por consequência a diferença de entalpia entre o vapor antes e após a turbina também será, gerando maior quantidade de energia, comportamento observado no Ciclo Rankine (LOBO, 2013). Como esse vapor é condensado em um circuito fechado, ele não é considerado como utilidade do processo, ou seja, todo vapor que desempenhará efetivamente algum papel no processo deverá vir das turbinas de contrapressão ou do vapor de saída da própria caldeira, seja diretamente ou indiretamente via válvulas de rebaixo de vapor. Dentro do setor, a utilização de turbinas de extração-condensação permite um maior aproveitamento do sistema de geração em períodos de entressafra, onde todo bagaço restante pode ser utilizado unicamente para geração de energia elétrica (PRIETO, 2003).

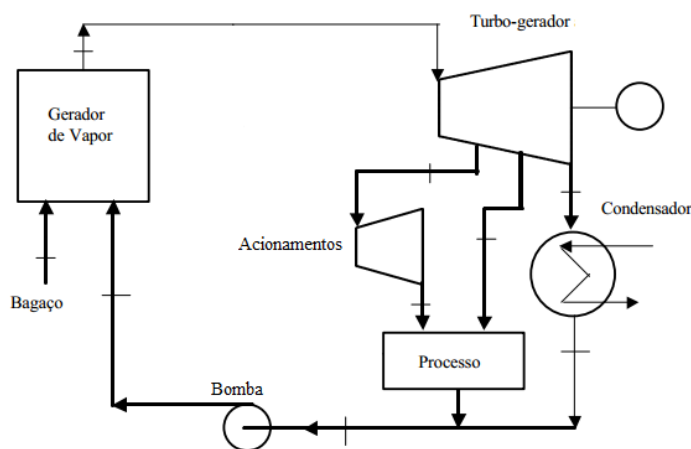
Também se utiliza vapor em acionamentos de turbomáquinas em usinas em que as moendas não foram eletrificadas. Esse vapor costuma entrar nos acionamentos em uma pressão intermediária e sair na pressão de escape para ser utilizado no processo. Também é utilizado vapor de escape no desaerador da água das caldeiras, cuja função é a remoção do ar através da injeção do vapor de modo a evitar oxidação nas tubulações. Um sistema de geração utilizando apenas turbogeradores de contrapressão está simplificado na Figura 2.2 e um sistema utilizando o sistema de extração-condensação está simplificado na Figura 2.3.

**Figura 2.2. Sistema simplificado de cogeração com turbina de contrapressão**



**Fonte:** Adaptado de PRIETO (2003)

**Figura 2.3. Sistema simplificado de cogeração com turbina de extração-condensação**



**Fonte:** Adaptado de PRIETO (2003)

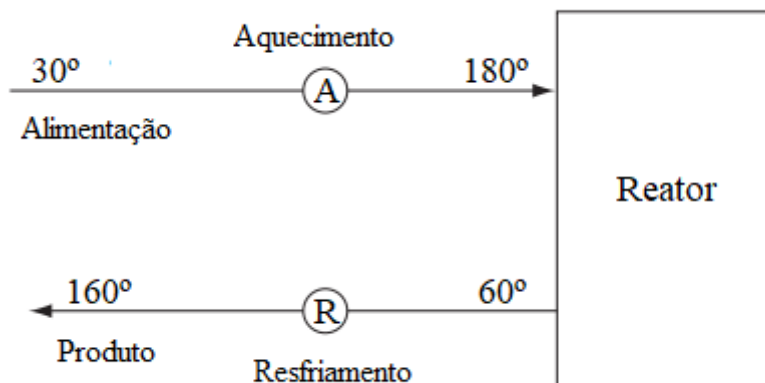
## 2.4 – Análise Pinch

A Análise Pinch é uma técnica de integração energética desenvolvida por Linnhoff na década de 1970 (LINNHOFF e FLOWER, 1979; LINNHOFF e HINDMARSH, 1983) que permite a construção de uma rede de trocadores de calor, de modo a minimizar o custo referente ao consumo de utilidades quentes e frias, para determinada condição operacional.

### 2.4.1 – Conceitos Termodinâmicos

Nos processos químicos, há dois tipos de correntes: as que precisam ser aquecidas chamadas de correntes frias e as que precisam ser resfriadas, chamadas de correntes quentes. A Figura 2.4 é um exemplo de correntes que precisam ser aquecidas e resfriadas, sendo a corrente de alimentação uma corrente fria e a corrente de produto uma corrente quente e no Quadro 2.2 se encontram os dados das correntes da Figura 2.4.

**Figura 2.4. Sistema com uma corrente quente e uma fria**



Fonte: Elaborado pelo autor

**Quadro 2.2. Dados das correntes da Figura 2.4.**

Corrente	Vazão mássica [kg/s]	Calor específico [kJ/kgK]	Capacidade Calorífica da Corrente [kW/K]	$\Delta T$ (°C)	Carga Térmica [kW]
Fria	0,20	5,0	1,0	180 - 30	+150
Quente	0,50	3,0	1,5	60 - 160	-150

Fonte: Elaborado pelo autor

Como indicado na tabela, a corrente fria necessita receber uma carga térmica de 150 kW para atingir a temperatura de entrada do reator, enquanto que a quente necessita perder a mesma quantidade. Essas demandas poderiam ser supridas com vapor e água de resfriamento respectivamente. Todavia com o intuito de reduzir o consumo de utilidades, é interessante alocar um trocador de calor entre essas correntes para melhor aproveitar a energia de cada uma. De acordo com a Segunda Lei da Termodinâmica, o calor é transferido do corpo de maior temperatura para o de menor temperatura de forma espontânea. Logo, uma corrente de 160°C não consegue aquecer espontaneamente uma outra corrente até 180°C. A partir deste fato, considerando que as correntes troquem calor até certa temperatura, surge a necessidade de determinar qual temperatura é essa e qual as necessidades mínimas de utilidades de aquecimento e resfriamento do processo.

### 2.4.2 – Curvas Compostas e Utilidades Mínimas

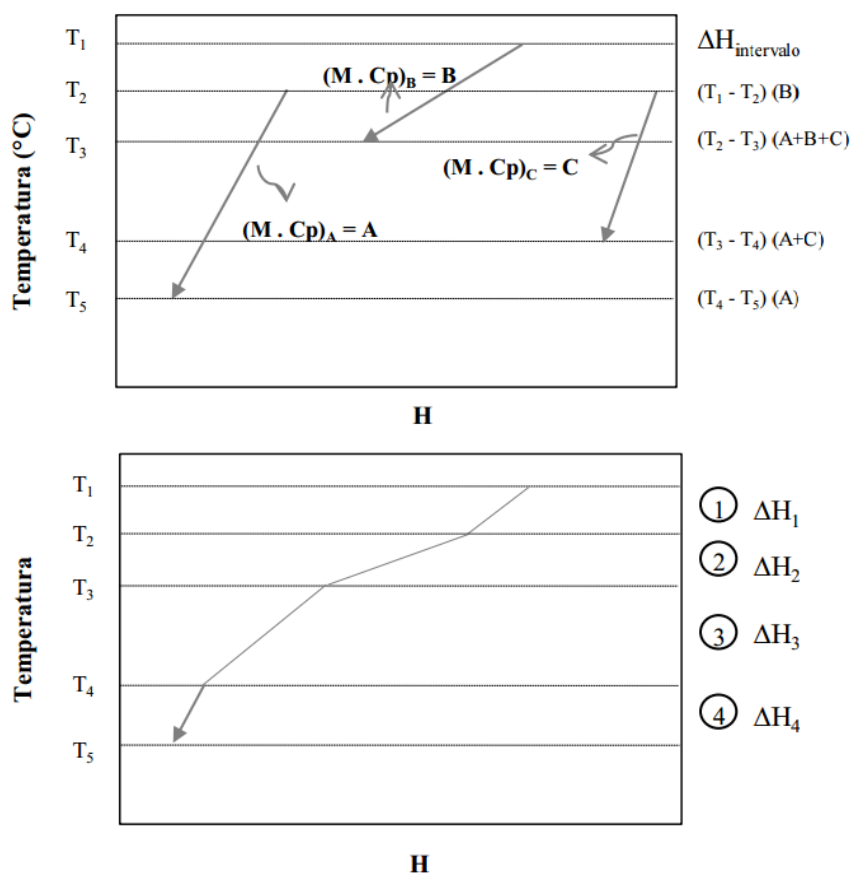
Todas as correntes do processo podem ser agrupadas em um gráfico de temperatura vs entalpia, com uma curva referente às correntes quentes, e outra referente às frias (KEMP, 2007). Define-se a variação da entalpia da corrente ( $\Delta H$ ) na equação 2.6 e sua capacidade térmica ( $CP$ ) na equação 2.7.

$$\Delta H = M \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (2.6)$$

$$CP = M \cdot C_p \quad (2.7)$$

A Figura 2.5 ilustra o procedimento de formação de uma curva composta quente. Correntes que se encontram em uma mesma faixa de temperatura têm sua entalpia referente a esse intervalo somadas. O procedimento é o mesmo para correntes frias.

**Figura 2.5. Formação de curva composta quente**



Fonte: Adaptado de OLIVEIRA (2014)

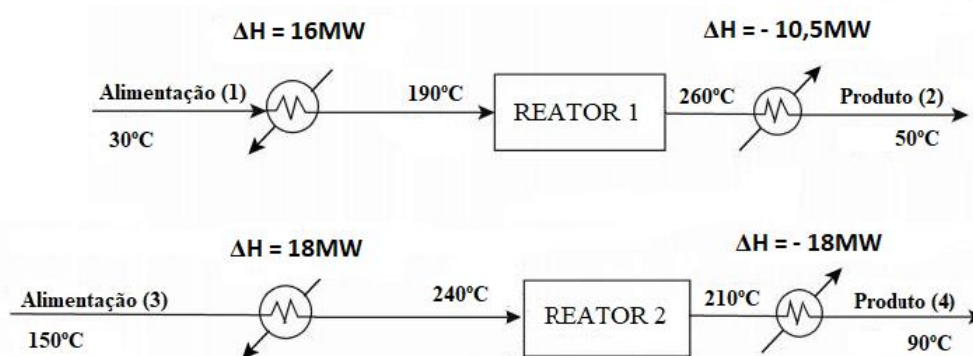
Será utilizado o seguinte processo para exemplificar essa e as próximas seções. O exemplo, apresentado na Figura 2.6, é composto de duas correntes de alimentação que precisam ser aquecidas e duas correntes de produto que necessitam ser resfriadas. No Quadro 2.3 estão dispostas as informações dessas correntes.

**Quadro 2.3. Dados das correntes da Figura 2.6**

Corrente	Tipo	T <sub>inicial</sub> [°C]	T <sub>final</sub> [°C]	CP [MW/°C]	ΔH (MW)
1	Fria	30	190	0,10	16,0
2	Quente	260	50	0,05	-10,5
3	Fria	150	240	0,20	18,0
4	Quente	210	90	0,15	-18,0

Fonte: Elaborado pelo autor

**Figura 2.6. Exemplo - processo simplificado**



Fonte: Elaborado pelo autor

A partir das informações do Quadro 2.3, é possível traçar as curvas compostas quente e fria do exemplo. Neste caso, as curvas foram feitas com uma diferença mínima de temperatura ( $\Delta T_{\min}$ ) de 10°C. É assumida uma diferença para garantir não só que a integração energética seja termodinamicamente possível, como também que ela seja factível através do uso de trocadores de calor de área finita. Desse modo, considera-se uma diferença mínima de temperatura ( $\Delta T_{\min}$ ) entre as correntes quentes e frias (RESENDE, 2013).

Com o gráfico das curvas, indicado pela Figura 2.7, é possível observar que o intervalo vertical onde as curvas se sobrepõem representa a máxima recuperação de energia possível no processo para um  $\Delta T_{\min}$  de 10°C, neste caso 24,5 MW.

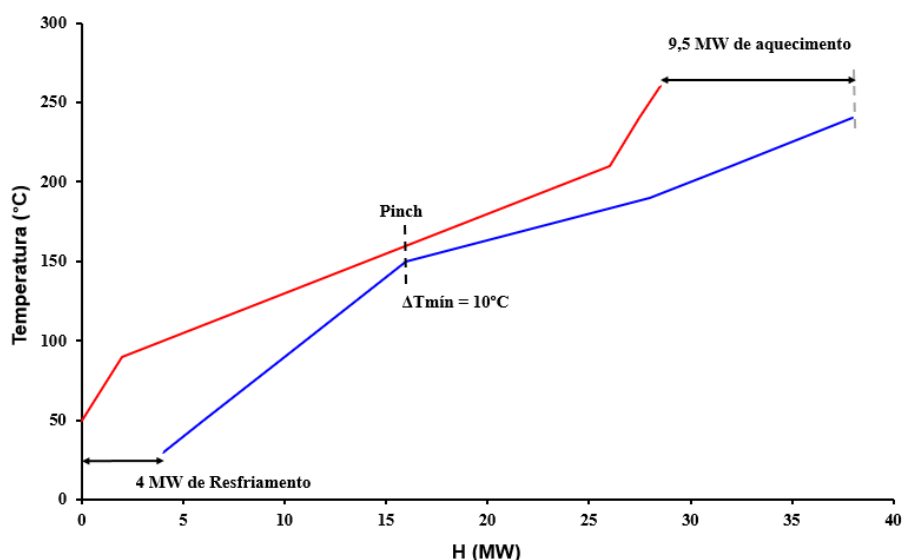
No intervalo onde a curva quente (superior) se estende além da fria, observado no



canto inferior esquerdo do gráfico, é a região onde é necessária a utilidade fria. Analogamente, no intervalo onde a curva fria se estende além da quente observado no canto superior direito do gráfico, é onde é necessária a utilidade quente. Logo, para este  $\Delta T_{\min}$ , são necessários 4 MW de utilidade fria e 9,5 MW de utilidade quente. O  $\Delta T_{\min}$  é uma restrição imposta para que seja garantido que todos os trocadores possuam uma diferença de temperatura que torne a transferência de calor factível. Dessa maneira, quanto maior essa diferença, menor será a quantidade de energia recuperável e maior será o consumo de utilidades. O oposto também é válido e pode ser percebido visualmente pois as curvas compostas se deslocariam no diagrama para atender a nova restrição. A determinação do  $\Delta T_{\min}$  ótimo envolve uma análise termoeconômica, que visa obter o valor para qual o custo anualizado da operação é mínimo, considerando o consumo de utilidades e com o custo de instalação e manutenção da rede de trocadores em um tempo pré-determinado (SMITH, 2016).

O ponto de máxima aproximação das curvas é chamado de pinch (LINNHOFF e FLOWER, 1978), onde ocorre a diferença mínima de temperatura. Para o caso de haver um único ponto pinch, e com o objetivo de minimizar o uso de utilidades, divide-se o diagrama em uma região acima do pinch, onde só devem haver utilidades quentes, e uma região abaixo, onde só devem haver utilidades frias (LINNHOFF e HINDMARSH, 1983). Ademais, para que as utilidades sejam de fato minimizadas, uma troca de calor entre regiões distintas, isto é, através do pinch, não deve ocorrer (SMITH, 2016).

**Figura 2.7. Curvas compostas (Exemplo)**



**Fonte:** Elaborado pelo autor

### 2.4.3 – Tabela Problema e Cascata Energética

Um método algébrico também pode ser utilizado na determinação das utilidades mínimas, a tabela problema (LINNHOFF e FLOWER, 1978). Neste método, para garantir que a restrição do  $\Delta T_{\min}$  entre as correntes quentes e frias, usam-se temperaturas deslocadas para as mesmas. No exemplo utilizado de  $\Delta T_{\min}$  igual a  $10^{\circ}\text{C}$ , correntes quentes serão deslocadas  $5^{\circ}\text{C}$  para baixo ( $-\Delta T_{\min}/2$ ), e as frias  $5^{\circ}\text{C}$  para cima ( $+\Delta T_{\min}/2$ ). Apesar desse deslocamento simétrico ser o mais comum, não é obrigatório, sendo possível atribuir diferentes valores para correntes em diferentes fases, por exemplo (SMITH, 2016).

Para a tabela, separa-se o problema em diferentes intervalos de temperatura, pré-determinados pelas temperaturas iniciais e finais das correntes já deslocadas. Em cada intervalo, determina-se a quantidade de energia no intervalo ( $\Delta H_i$ ) necessária (déficit) ou em excesso através de um balanço de energia dado pela equação 2.8 (OLIVEIRA, 2014), onde  $CP_F$  e  $CP_Q$  são as capacidades térmicas das correntes frias e quentes, respectivamente e  $\Delta T_i$  a variação de temperatura do intervalo:

$$\Delta H_i = \left( \sum CP_F - \sum CP_Q \right) \cdot \Delta T_i \quad (2.8)$$

Dessa maneira, a tabela para o exemplo da Figura 2.6 construída está disposta na Figura 2.8 abaixo:

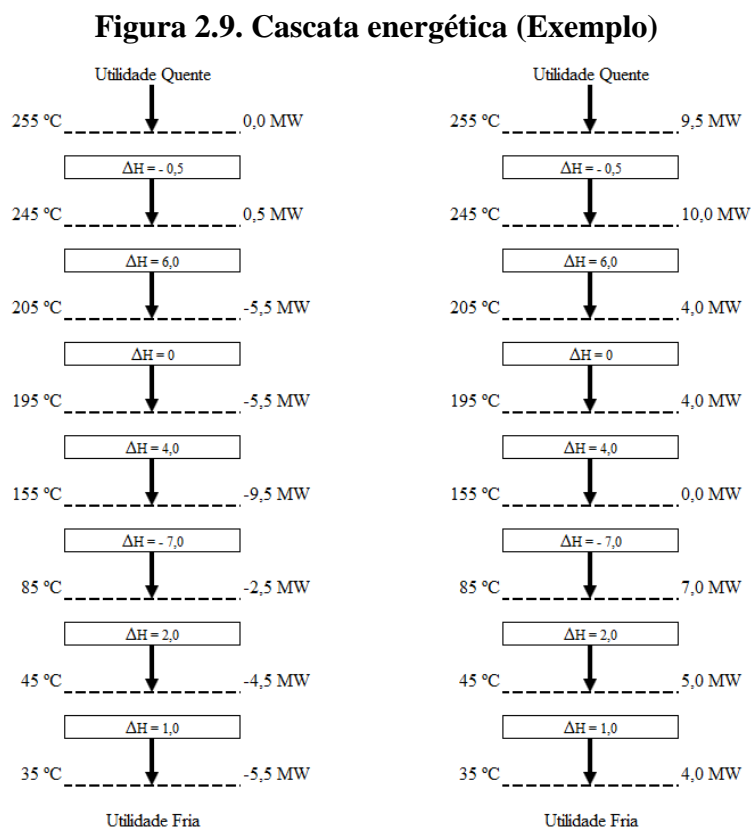
**Figura 2.8. Tabela problema (Exemplo)**

Intervalo de temperatura (°C)	Correntes	$\Delta T_{\text{intervalo}}$ (°C)	$\Sigma CP_F - CP_Q$ (MW/°C)	$\Delta H_{\text{intervalo}}$ (MW)	Excesso/ Déficit
255	2				
245		10	-0,05	-0,5	Excesso
205	4	40	0,15	6,0	Déficit
195		10	0,00	0,0	Déficit
155	3	40	0,10	4,0	Déficit
85		70	-0,10	-7,0	Excesso
45		40	0,50	2,0	Déficit
35	1	10	0,10	1,0	Déficit

**Fonte:** Elaborado pelo autor

Em seguida, é possível transformar essa tabela em uma cascata energética, de modo que o excesso de calor de um intervalo de maior temperatura sempre possa fornecer o déficit de energia do intervalo de temperatura inferior (SMITH, 2016). Em um primeiro momento, supõe-se que não há utilidade quente fornecendo calor para o primeiro intervalo, e o excesso de energia é enviado para o nível inferior e assim por diante. O lado esquerdo da Figura 2.9 exemplifica essa primeira cascata. Nota-se alguns fluxos negativos de energia, o que torna a cascata não factível do ponto de vista termodinâmico (Segunda Lei). A mínima utilidade quente necessária no exemplo é 9,5 MW, correspondente ao maior fluxo negativo de energia, portanto, na construção da cascata factível (lado direito da Figura 2.9), considera-se um fornecimento de mesmo valor para o primeiro intervalo de temperaturas. Na seqüência, realiza-se o mesmo processo de cascadeamento de energia.

A temperatura onde o fluxo de energia é nulo é o ponto pinch. No exemplo, esse ponto se encontra em 155°C para as temperaturas deslocadas, representando 160°C para as correntes quentes e 150°C para as frias. Ao fim da cascata está a quantidade de utilidade fria necessária: 4,0 MW. Observa-se que os valores encontrados são iguais àqueles determinados utilizando as curvas compostas.

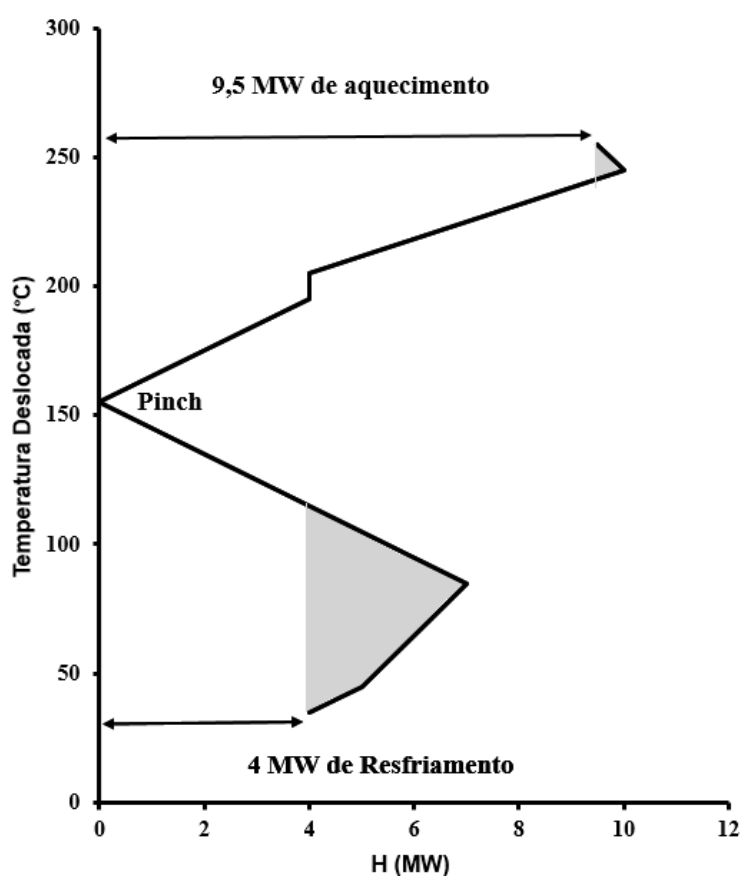


**Fonte:** Elaborado pelo autor

### 2.4.4 – Grande Curva Composta

A Grande Curva Composta (GCC) é um gráfico representando a tabela problema e a cascata energética. Com a temperatura deslocada nas ordenadas e o fluxo de energia nas abcissas, a curva possibilita visualizar de maneira prática onde está localizado o pinch do processo, as quantidades mínimas das utilidades e até mesmo uma temperatura das mesmas (KEMP, 2007). A Figura 2.10 indica a GCC do exemplo da Figura 2.6:

**Figura 2.10. Grande curva composta (Exemplo)**



**Fonte:** Elaborado pelo autor

Observa-se o ponto pinch na temperatura deslocada de 155°C e as utilidades mínimas. As partes em cinza são conhecidas como bolsões e representam que neste intervalo de temperatura as correntes quentes conseguem atender toda demanda de calor do intervalo e ainda há sobra, que é destinada a intervalos inferiores. Lembrando que a GCC representa o perfil do calor residual e as demandas mínimas de utilidades após a recuperação de calor

que ocorre entre os intervalos da cascata energética (SMITH, 2016). Também mostra que nem toda utilidade quente, por exemplo, precisa ser fornecida na temperatura mais alta da curva, podendo ser fornecida em uma temperatura média do bolsão acima do pinch (desde que respeitando a quantidade necessária total). Isso é interessante em processos que possuem vapor disponível em diferentes classes de pressão (e por consequência, temperatura) devido à turbo-geradores, porque a integração energética é potencializada.

#### 2.4.5 – Design da Rede de Trocadores de Calor

Depois que o problema foi dividido em duas regiões segregadas pelo pinch, inicia-se o design da rede. Linnhoff (1983) aponta que esse design deve partir do pinch para as extremidades, onde as combinações de correntes perto da divisão das regiões estão sujeitas a mais restrições. Para a síntese da mesma, são estabelecidos alguns critérios de modo a atender os conceitos abordados previamente para que o consumo de utilidades seja mínimo. A partir da premissa de que só se pode ter utilidades quentes na seção acima do pinch, entende-se que todas as correntes quentes devem ser resfriadas pelas correntes frias na mesma região. Se houver então mais correntes quentes do que frias, a condição é violada, pois alguma corrente quente irá necessitar de uma utilidade fria. Nesse caso, divide-se alguma corrente fria de modo que o número de correntes quentes seja igual ou inferior que o das frias acima do pinch (LINNHOF e HINDMARSH, 1983). O mesmo raciocínio é aplicável à região abaixo do pinch, chegando à conclusão que devemos possuir correntes frias em quantidade menor ou igual do que as quentes. O critério pode ser resumido nas equações 2.9 e 2.10 abaixo:

$$N_F \geq N_Q \text{ (acima do pinch)} \quad (2.9)$$

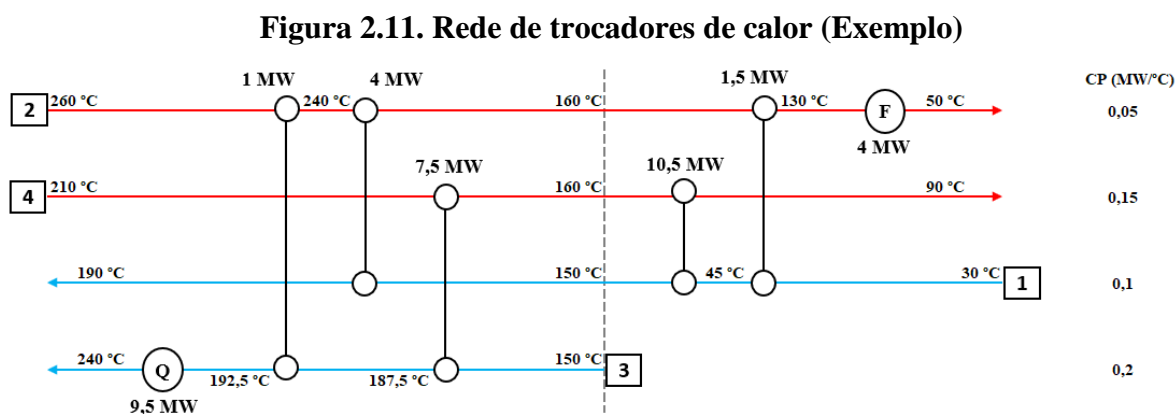
$$N_Q \geq N_F \text{ (abaixo do pinch)} \quad (2.10)$$

Outro critério proposto por Linnhoff (1983) para que o  $\Delta T_{\min}$  não seja violado é que todas as combinações entre correntes com uma de suas temperaturas (final ou inicial) iguais a do pinch, sigam as equações 2.11 e 2.12 abaixo. Dessa forma, para trocadores onde um dos lados estiver com a temperatura mínima fixada, não haja um afunilamento no  $\Delta T$  entre as correntes ao se afastar do pinch, o que pode levar a um cenário onde a troca de calor não seria factível ( $\Delta T < \Delta T_{\min}$ ).

$$CP_F \geq CP_Q \text{ (acima do pinch)} \quad (2.11)$$

$$CP_Q \geq CP_F \text{ (abaixo do pinch)} \quad (2.12)$$

A Figura 2.11 exibe uma rede possível proposta para o problema exemplo que vem sendo utilizado na explicação dos conceitos:



**Fonte:** Elaborado pelo autor

Observamos na rede proposta que as utilidades mínimas e os critérios para combinações nas proximidades da temperatura de pinch foram atendidas. Vale ressaltar que essa rede é apropriada para a restrição do  $\Delta T_{\min}$  igual a 10°C, com o objetivo de minimizar as utilidades. Isso não significa ser a única que atenda o problema exemplo proposto.

### **3 – MATERIAIS E MÉTODOS**

Para o trabalho, foram utilizadas planilhas de cálculo para obtenção dos valores de entalpia de água e para a construção dos gráficos e quadros da seção de resultados referentes à análise empregada. Os dados das correntes térmicas, assim como outras informações do processo, foram retirados do balanço de massa e energia de uma usina do setor sucroalcooleiro, do estado de São Paulo, referente a safra iniciada no ano de 2019, findada em 2020, e doravante descrita por Usina A. Demais dados foram obtidos na literatura.

Na presente seção serão descritos os softwares empregados e a metodologia utilizada para a Análise Pinch.

#### **3.1 – Softwares**

Foi utilizada também a planilha de cálculos Pinch Analysis Spreadsheet, da ICheme para realização da Análise Pinch. Nela, é possível colocar como inputs a vazão mássica, calor específico e diferença de temperatura das correntes, assim como o  $\Delta T_{\min}$  e os resultados saem automáticos.

A planilha de cálculos XSteam\_Excel\_v2.6, desenvolvida por Magnus Holmgren, foi utilizada para cálculo da entalpia de vaporização/liquefação das sangrias dos evaporadores, utilizando a opção de input de temperatura para condição de saturação.

#### **3.2 – Metodologia**

Descrição das etapas da Análise Pinch e do método proposto por Westphalen e Wolf Maciel (2000) para incluir sistemas de evaporação na análise.

##### **3.2.1 - Descrição do processo analisado e identificação de correntes**

Descrevendo o processo brevemente:

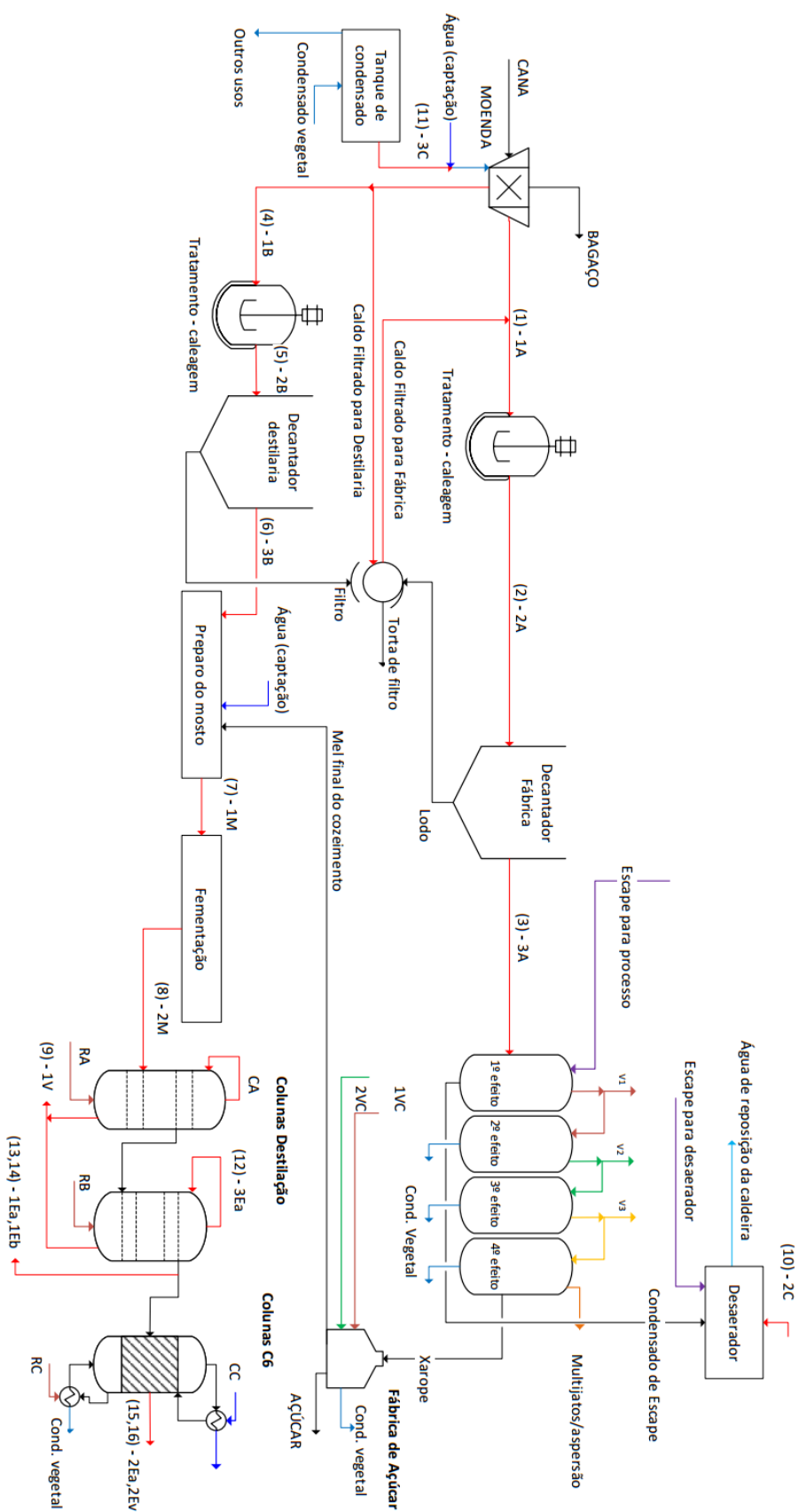
A cana passa pela moenda, o caldo é extraído e o bagaço segue para alimentar a caldeira que irá produzir vapor de alta pressão (67 bar absoluto). Esse vapor é expandido nas turbinas, gerando energia elétrica, que pode ser vendida para a distribuidora, e alimentando os

acionamentos das moendas e turbo-bombas. Após esse processo o vapor agora em baixa pressão (2,5 bar absoluto) irá ser usado no desaerador para remoção dos gases incondensáveis da água que alimenta a caldeira e no aquecimento do caldo na evaporação. O caldo extraído irá se dividir para a fábrica de açúcar e para a destilaria passando por várias etapas de aquecimento e tratamento. Na fábrica de açúcar o caldo é concentrado em xarope em um trem de evaporadores composto por quatro efeitos e segue para um sistema de cozimento de duas massas para obtenção do açúcar cristal. O mel final do cozimento segue para a formação do mosto da fermentação junto com parte do caldo e água. Após o processo de fermentação o vinho é centrifugado e segue para os aparelhos de destilação, onde é produzido o etanol hidratado. Parte desse etanol seguirá para colunas de desidratação com ciclohexano. Na evaporação são sangrados vapor vegetal dos três primeiros efeitos para uso como vapor de aquecimento em trocadores, cozedores e colunas de destilação. O condensado desse vapor vegetal segue para uma caixa e será utilizado para aquecer o caldo e outros usos. Parte da água que irá compor a alimentação das caldeiras vem da captação e passa por um processo de desmineralização e demais será utilizado em torres de resfriamento entre outros usos.

Um fluxograma esquemático simplificado da Usina A pode ser encontrado na Figura 3.1 abaixo. O fluxograma atual completo da usina se encontra no Apêndice A.



**Figura 3.1. Fluxograma simplificado da usina para a análise**



**Fonte:** Elaborado pelo autor

O Quadro 3.1 apresenta as correntes destacadas e seus dados de processo.

**Quadro 3.1. Correntes para a análise Pinch**

Nº	Tag	Nome	Tipo	Vazão mássica [t/h]	Cp [kcal/kg°C]	Cp [kJ/kg°C]	Tinicial [°C]	Tfinal [°C]
1	1A	Caldo Fábrica Pré-Caleagem	Fria	589,8	0,92	3,83	35,34	70
2	2A	Caldo Fábrica Pré-Decantação	Fria	589,8	0,92	3,83	70	103
3	3A	Caldo Fábrica Pré-Evaporação	Fria	519,1	0,92	3,83	90	110
4	1B	Caldo Destilaria Pré-Caleagem	Fria	110,8	0,96	4,00	60	70
5	2B	Caldo Destilaria Pré-Decantação	Fria	110,8	0,96	4,00	70	105
6	3B	Caldo Destilaria Decantado	Quente	97,2	0,96	4,00	90	79
7	1M	Mosto	Quente	151,0	0,85	3,56	70	32
8	2M	Vinho	Fria	176,9	1,07	4,46	33	90
9	1V	Vinhaça + Flegmaça	Quente	182,0	1,00	4,18	110	50
10	2C	Condensado tg + Desmi	Fria	56,6	1,00	4,18	30,54	70
11	3C	Condensado geral (vapor vegetal)	Quente	190,8	1,00	4,18	85	55
12	3Ea	Refluxo das colunas retificadoras	Quente	67,9	204,35	855,00	78	78
13	1Ea	Vapor Alcoólico hidratado	Quente	5,4	204,35	855,00	78	78
14	1Eb	Vapor Alcoólico hidratado	Quente	5,4	0,66	2,76	78	32
15	2Ea	Vapor Alcoólico anidro	Quente	7,6	204,35	855,00	78	78
16	2Eb	Vapor Alcoólico anidro	Quente	7,6	0,62	2,59	78	32

**Fonte:** Elaborado pelo autor

### 3.2.2 - Seleção das correntes: correntes frias

A corrente (1) representa o caldo com destino à fábrica de açúcar antes do processo de caleagem. Nessa corrente já está incluso o reciclo de uma parte do caldo filtrado que foi obtido a partir do lodo dos decantadores nos filtros. A corrente (2) representa o mesmo caldo com destino à fábrica, dessa vez entre o processo de caleagem e decantação (clarificação), e por fim, a corrente (3) representa esse caldo após a decantação e antes de ingressar na evaporação. Para determinar o calor específico dessas três correntes foi utilizada a equação 2.5 para o valor de 14,09 °Bx. Analogamente, temos a corrente de caldo que segue para a destilaria, sendo a corrente (4) antes do processo de caleagem e já com a outra parcela de caldo filtrado e a corrente (5) o mesmo caldo para destilaria, mas entre o processo de caleagem e decantação (clarificação). Também foi utilizada a equação 2.5 para determinar seus calores específicos, para o valor de 7,3°Bx.

A corrente (8) representa o vinho após centrifugação do fermento e que deve ser aquecido para entrada nas colunas de destilação. Para o calor específico foi utilizado 1,067 kcal/kg°C, valor de referência para vinho a 10°GL e 90°C retirado de um seminário realizado no Fenasucro (ZARPELON, 2012).

Por último, tem-se a corrente (10) que é uma soma do condensado do turbo-gerador de condensação e da água desmineralizada de reposição das caldeiras. Na prática, essas correntes se juntam antes de seguir para o desaerador, onde são misturadas ao condensado do vapor de escape. No desaerador é borbulhado vapor a 2,5 bar para elevar a temperatura dessa água e dissolver gases incondensáveis, como oxigênio, que são agressivos às tubulações da caldeira, e que deixam o equipamento por um tubo de degasagem. Como esse vapor precisa ser borbulhado e conseqüentemente haverá aumento de temperatura, essa corrente precisa ter uma temperatura alvo condizente com a quantidade de vapor mínima. Para condições ótimas de equipamento, Rein (2007) recomenda 2 toneladas de vapor a cada 100 toneladas de condensado de escape. Para as condições de operação da Usina A da safra analisada, isso resultaria em uma temperatura final de 70°C para a corrente (10). Foi considerado o calor específico da água líquida de 1 kcal/kg°C.

### **3.2.3 - Seleção das correntes: correntes quentes**

A corrente (6) representa o caldo destilaria após a decantação, e que participa da formação do mosto da fermentação junto ao mel final do cozimento e água de diluição. Novamente, foi utilizada a equação 2.5 para determinar seu calor específico, para o valor de 7,3°Bx. A corrente (7) representa esse mosto, que deve ser resfriado à uma temperatura ótima para a ação das leveduras, aproximadamente 32°C, e que possui 24,8°Bx de concentração.

A corrente (9) representa a soma dos subprodutos da destilação: vinhaça e flegmaça. Como a fração de etanol é muito pequena em ambos, foi utilizado o calor específico da água.

A corrente (11) representa parte de todos os condensados de vapor vegetal gerados no processo (evaporação, aquecimento, cristalização, uso indireto nas colunas de ciclohexano) que são destinadas a compor a embebição de cana nas moendas, e para isso devem ser resfriados. Em um primeiro momento, todo esse condensado se junta em um reservatório em uma mistura que se encontra aproximadamente a 85°C.

Para a entalpia de vaporização do etanol foi utilizado 855 kJ/kg°C nos casos de etanol anidro e hidratado.

As correntes (13) e (14) representam a condensação e resfriamento do etanol hidratado e as correntes (15) e (16) representam a condensação e resfriamento do etanol anidro. Como o calor específico da mistura etanol-água varia com temperatura, foram utilizados valores de Zarpelon (2012) para os calores específicos fixando a temperatura em 41°C.

A corrente (CB) representa o calor a ser retirado em todos os condensadores da corrente de refluxo de etanol das colunas de retificação. Atualmente essa corrente troca calor com o vinho que entra nas colunas de esgotamento e depois com água de resfriamento. No processo, a vazão dessa corrente retorna toda para a coluna, visto que a retirada do etanol é feita nos pratos abaixo dela, o que faz com que ela só troque calor latente. Nos cálculos utilizados nos balanços da usina em questão, essa vazão é obtida a partir da produção de etanol hidratado (também considerando a vazão mássica de anidro convertida em hidratado) multiplicada pela razão de refluxo da coluna. Para o estudo de caso em questão, pode-se estimar a razão de refluxo pela equação 3.2 (ZARPELON, 2012) e a vazão da corrente (12) pela equação 3.1:

$$M_R = (M_H + M_A \cdot (\frac{\%m_A}{\%m_H})) \cdot RR \quad (3.1)$$

$$RR = k \cdot \frac{x_D - y_F}{y_F - x_F} \quad (3.2)$$

$M_R$  é a vazão da corrente de refluxo,  $M_H$  e  $M_A$  as respectivas produções de etanol hidratado e anidro,  $\%m_A$  e  $\%m_H$  as frações mássicas de etanol puro no etanol anidro e hidratado,  $RR$  a razão de refluxo da coluna retificadora,  $k$  um fator de ajuste a depender do projeto da coluna e  $x_D$ ,  $y_F$  e  $x_F$  as frações molares de etanol do destilado, do vapor emitido pela alimentação, do líquido na alimentação. Os valores usados para as variáveis das equações acima estão no Quadro 3.2 abaixo:

**Quadro 3.2. Variáveis do cálculo da vazão de refluxo**

Variável	$M_H$	$M_A$	% $m_H$	% $m_A$	$k$	$x_D$	$x_F$	$y_F$
Unidade	t/h	t/h	%	%	-	-	-	-
Valor	5,43	7,61	94	99,4	1,5	0,86	0,029	0,22

Fonte: Elaborado pelo autor

### 3.2.4 - Análise Pinch

Neste trabalho foi adotado um  $\Delta T_{\min}$  de 10°C e nesta etapa foram obtidas, para os dados

do Quadro 3.1, as curvas compostas quente e fria, a temperatura do ponto pinch, a tabela problema, a cascata energética e a Grande Curva Composta. Foi utilizada a planilha de cálculos Pinch Analysis Spreadsheet para construção dos itens descritos. Como as correntes (12), (13) e (15) compreendem apenas o calor trocado na condensação do etanol, foi utilizada na planilha uma temperatura final 1°C inferior à inicial.

### 3.2.5 - Demandas de calor de equipamentos

No processo, também existem outras correntes que estão a parte da Análise Pinch inicial, já que são demandas de retirada ou adição de calor de equipamentos que desempenham outras operações unitárias. O Quadro 3.3 apresenta as demandas térmicas das colunas de destilação, cozedores e aquecedores de caldos da Usina A, com fluxo de energia positivo representando calor a ser retirado e negativo representando calor necessário.

**Quadro 3.3. Demandas térmicas de equipamentos**

Tag	Nome	Fluido de troca	Vazão mássica [t/h]	Q [kW]	Cp [kJ/kg°C]	Temp. [°C]
CA	Refluxo do esgotamento	água	não há dados	não há dados	3,83	não há dados
RB	Borbotagem da retificadora	V1	9,2	-5669	3,83	110
RA	Borbotagem do esgotamento	V1	36,2	-22305	4,00	110
RC	Vapor V1 das colunas C e P	V1	14,4	-8873	4,00	não há dados
CC	Condensadores colunas C e P	água	não há dados	não há dados	4,00	não há dados
1VC	Aquecimento Cozimento 1	V1	44,6	-27487	3,56	115
2VC	Aquecimento Cozimento 2	V2	12,3	-7709	4,46	103
1VA	Aquecimento de Caldo 1	V1	39,3	-24209	4,18	115
2VA	Aquecimento de Caldo 2	V2	23,5	-14679	4,18	103
3VA	Aquecimento de Caldo 3	V3	14,3	-9034	4,18	91

**Fonte:** Elaborado pelo autor

A corrente (CA) representa o calor a ser retirado nos condensadores da corrente de refluxo de etanol das colunas de esgotamento, mas não há dados suficientes para incluí-la na análise, entretanto ressalta-se a importância de sua integração para uma análise mais acurada.

As correntes (RB) e (RA) representam a quantidade de vapor vegetal necessário na borbotagem das colunas de retificação e esgotamento respectivamente. Atualmente feito com vapor sangrado do primeiro efeito da evaporação.

As correntes (RC) e (CC) representam, respectivamente, a quantidade de calor necessário nos reboilers e retirado nos condensadores das colunas de desidratação de etanol e recuperação de ciclohexano. O aquecimento é feito com V1 de maneira indireta e o resfriamento com água. Não há dados suficientes destas correntes para inclusão na análise, apenas é conhecida a necessidade de vapor total para as colunas.

As correntes (1VC), (2VC), (1VA), (2VA) e (3VA) representam o calor atualmente empregado na forma de vapor vegetal nas operações de cozimento e aquecimento de caldo.

### 3.2.6 - Sangrias

Para saber a sangria máxima de cada efeito da evaporação para depois poder comparar com a necessidade de utilidades do processo, são considerados dois aspectos. O primeiro é a taxa ou coeficiente de evaporação de cada efeito ( $T_x$ ). Ela é um valor utilizado em projetos para calcular ou medir a performance de cada efeito da evaporação e representa o quanto é possível evaporar de água para uma determinada área e tempo. Para cada arranjo ou condição de equipamento, esse valor muda. Hugot (1986) indica que para um arranjo de 4 efeitos, bons valores para taxa seriam 37 kg/m<sup>2</sup>/h para o primeiro efeito, 35 kg/m<sup>2</sup>/h para o segundo, 32 kg/m<sup>2</sup>/h para o terceiro e 28 kg/m<sup>2</sup>/h para o quarto. No entanto, esses valores são para uma operação estável com os evaporadores em boa condição de limpeza e para uma margem de segurança utiliza-se um valor mais conservador na Usina A ( $T'_x$ ): 70% dos valores da literatura. Esses valores podem ser obtidos a partir da equação 3.3 abaixo também proposta por Hugot (1986), com base na Fórmula de Dessin:

$$T'_x = \frac{0,0007}{0,001} \cdot T_x \quad (3.3)$$

Assim, obtém-se as taxas 25,9 kg/m<sup>2</sup>/h para o primeiro efeito, 24,5 kg/m<sup>2</sup>/h para o segundo, 22,4 kg/m<sup>2</sup>/h para o terceiro e 19,6 kg/m<sup>2</sup>/h para o quarto.

O segundo aspecto a se considerar é que, independente do vapor vegetal destinado aos trocadores de calor, há uma demanda desse vapor em outras operações unitárias como cozimento e destilação que devem ser considerados, que serão chamadas de sangrias mínimas.

No Quadro 3.3, as correntes (RB), (RA), (RC) e (1VC) totalizam a sangria mínima de vapor vegetal do primeiro efeito e (2VC) do segundo. As correntes (1VA), (2VA) e (3VA)

fazem parte das sangrias praticadas na Usina A, mas não são consideradas mínimas pois dependem da quantidade necessária de calor ao processo e por isso são graus de liberdade para o sistema de evaporação.

### 3.2.7 - Evaporadores

Para a operação, foi considerado uma vazão de 519 t/h de caldo sendo concentrado de 14,04 °Bx até 63,3 °Bx, sendo necessário evaporar 403,97 t/h de água totais. No Quadro 3.4 se encontram as vazões de vapor de cada efeito da operação na safra analisada. Também se encontram as temperaturas dos vapores, bem como sua entalpia de vaporização/condensação calculada pela planilha de cálculos XSteam\_Excel\_v2.6 na condição de saturação. Além disso estão calculadas as quantidades de energia de cada corrente. Para o primeiro efeito é considerada uma necessidade adicional de vapor de escape de 6,9 t/h (dado da unidade) devido ao caldo entrar no equipamento abaixo da temperatura de saturação. Esse quadro representa a condição de operação atual da Usina A, com parte das sangrias utilizadas em aquecimento de caldo.

**Quadro 3.4. Fluxo de vapor nos evaporadores – situação atual da usina**

<b>Efeito</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>
<b>Entrada vapor</b>	Escape	V1	V2	V3
<b>Entrada vapor vazão (t/h)</b>	237,11	85,55	50,75	36,49
<b>Entrada T (°C)</b>	123	115	103	91
<b>Entrada entalpia (kcal/kg)</b>	524,81	530,15	537,92	545,45
<b>Entrada energia (MW)</b>	144,62	52,71	31,73	23,13
<b>Ebulição do caldo (°C)</b>	116	105	94	69
<b>Saida vapor</b>	V1	V2	V3	V4
<b>Saida vapor vazão (t/h)</b>	230,2	85,55	50,75	36,49
<b>Saida T (°C)</b>	115	103	91	62
<b>Saida entalpia (kcal/kg)</b>	530,15	537,92	545,45	562,07
<b>Saida energia (MW)</b>	141,84	53,48	32,17	23,84
<b>Sangria atual vazão (t/h)</b>	143,66	35,81	14,25	0
<b>Sangria min. vazão (t/h)</b>	104,37	12,33	0	0
<b>Sangria min. energia (MW)</b>	64,43	7,72	0	0
<b>Sangria aquec. vazão (t/h)</b>	39,29	23,48	14,25	0
<b>Sangria aquec. energia (MW)</b>	24,87	14,07	9,07	0

Fonte: Elaborado pelo autor

Analogamente, o Quadro 3.5 representa o mesmo sistema de evaporação apenas com as sangrias mínimas. Foram mantidas as temperaturas de operação do arranjo atual para as demais análises feitas no decorrer da seção de resultados, mas é importante ressaltar que esse valor, na prática, irá variar a depender da área dos evaporadores e grau Brix do xarope da operação.

**Quadro 3.5. Fluxo de vapor nos evaporadores – operação com sangrias mínimas**

Efeito	1	2	3	4
Entrada vapor	Escape	V1	V2	V3
Entrada vapor vazão (t/h)	193,60	81,065	68,74	68,74
Entrada T (°C)	123	115	103	91
Entrada entalpia (kcal/kg)	524,81	530,15	537,92	545,45
Entrada energia (MW)	118,09	49,95	42,97	43,58
Saida vapor	V1	V2	V3	V4
Saida vapor vazão (t/h)	185,43	81,07	68,74	68,74
Saida T (°C)	115	103	91	62
Saida entalpia (kcal/kg)	530,15	537,92	545,45	562,07
Saida energia (MW)	114,25	50,68	43,58	44,90
Sangria total vazão (t/h)	104,37	12,33	0	0
Sangria min. vazão (t/h)	104,37	12,33	0	0
Sangria min. energia (MW)	64,43	7,72	0	0
Sangria aquec. vazão (t/h)	0	0	0	0
Sangria aquec. energia (MW)	0	0	0	0

Fonte: Elaborado pelo autor

### 3.2.8 - Alocação dos evaporadores na GCC

Foi utilizada a representação gráfica chamada EPD (Evaporators placement diagram) proposta por Westphalen e Wolf Maciel (2000) para o perfil dos evaporadores junto à Grande Curva Composta. Esta consiste em espelhar os efeitos no outro lado do eixo vertical como blocos formados a partir da quantidade de energia absorvida por um efeito (na temperatura de operação do efeito +  $\Delta T_{\min}/2$ ) e a energia liberada na forma do vapor vegetal gerado (temperatura da saída de vapor -  $\Delta T_{\min}/2$ ). A representação é feita de modo que apenas as sangrias estejam presentes no quadrante em que está a GCC obtida através das correntes selecionadas. Neste mesmo artigo, Westphalen e Wolf Maciel (2000) propuseram um algoritmo para otimização das sangrias, baseado nos princípios da Análise Pinch. Seguem suas etapas:



“Passo 1: Com as correntes do processo e um  $\Delta T_{\min}$  selecionados, realizar a Análise Pinch como proposta por Linnhof e Flower (1978), determinando as demandas mínimas de utilidade e a temperatura pinch.

Passo 2: Para o sistema de evaporação especificado, identificar o efeito de menor pressão.

Passo 3: Verificar se há sangria neste efeito, se não houver, seguir para o próximo efeito ou parar se for o último da análise.

Passo 4: As sangrias devem ser consideradas correntes quentes, logo deslocar a temperatura do efeito em  $-\Delta T_{\min}/2$ .

Passo 5: Comparar a temperatura deslocada com a temperatura do ponto pinch. Caso a sangria esteja a uma temperatura abaixo que a do pinch, designar um valor nulo de vazão para a mesma e seguir para o próximo efeito. Caso contrário, seguir para o próximo passo.

Passo 6: Calcular o fluxo de calor até a GCC para a temperatura deslocada do efeito.

Passo 7: Verificar se este fluxo está dentro de algum bolsão da GCC, e caso esteja, evitar, pois qualquer fração sua dentro do bolsão não irá gerar redução adicional de utilidade quente. Se o calor dessa sangria for maior que a demanda mínima de utilidade quente, este será dado como a nova demanda mínima, caso contrário é diretamente atribuída ao calor da sangria do efeito analisado.

Passo 8: Calcular a vazão da sangria dividindo o fluxo de calor obtido nos passos anteriores pelo calor latente da água na pressão do efeito analisado.

Passo 9: Verificar se a vazão da sangria obtida é maior que a que foi especificada pelo sistema de evaporação de modo a evitar situações não factíveis onde o fluxo de vapor de um efeito para o subsequente seja negativo. Caso a vazão calculada seja maior que a especificada, deve ser considerada a especificada. Caso contrário, manter a calculada para o efeito em análise.

Passo 10: Seguir para o próximo efeito e voltar ao Passo 3.” (WESTPHALEN e WOLF MACIEL, 2000)\*

\*Adaptado e traduzido pelo autor.

### **3.2.9 – Construção da rede de trocadores de calor**

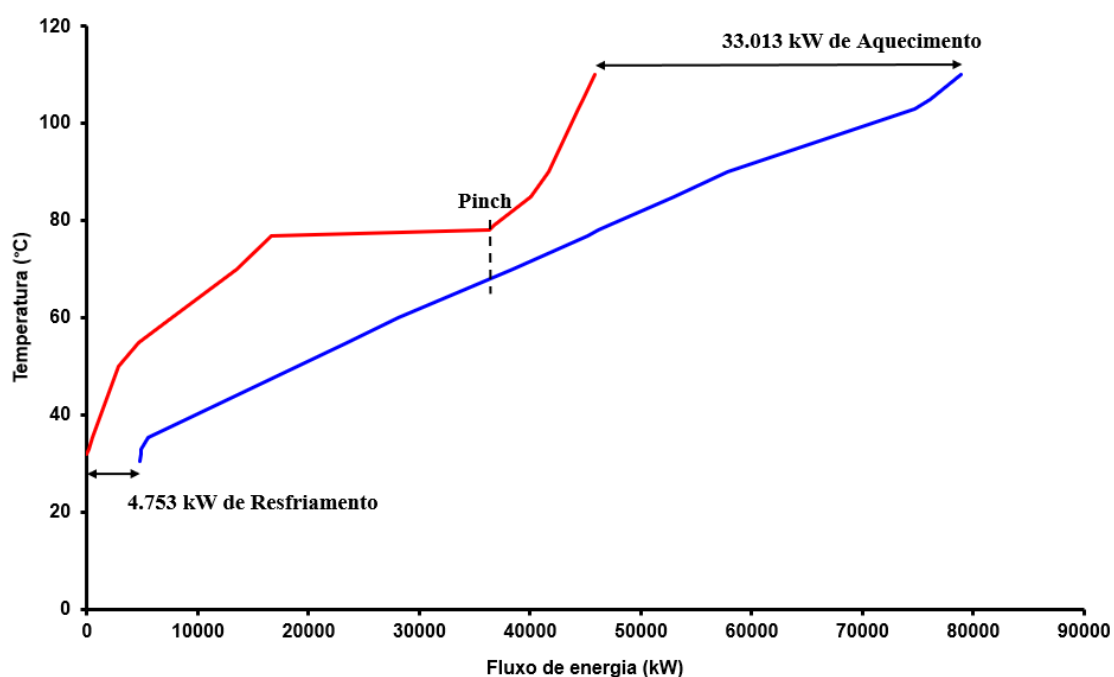
Foram utilizados os critérios propostos por Linnhoff e Hindmarsh (1983) representados pelas equações 2.9 a 2.12 para a construção de uma rede de trocadores de calor de modo que

as demandas de utilidades sejam mínimas. Outro critério utilizado foi que nas regiões compreendidas entre duas temperaturas de pinch, seja do processo ou gerado por utilidades, o número de unidades de troca térmica deve ser igual ao número de correntes (utilidades inclusas) decrescido de uma unidade (KEMP, 2007).

## 4 – RESULTADOS E DISCUSSÃO

A partir da metodologia descrita da seção anterior para a Análise Pinch, obteve-se as curvas compostas quente e fria, que são representadas na Figura 4.1, a Cascata energética na Figura 4.2 e a Grande Curva Composta na Figura 4.3 e a Tabela Problema no Quadro 4.1. Essa etapa também configura o Passo 1 do algoritmo de Westphalen e Wolf Maciel (2000).

**Figura 4.1 – Curvas compostas quente e fria (Usina A)**



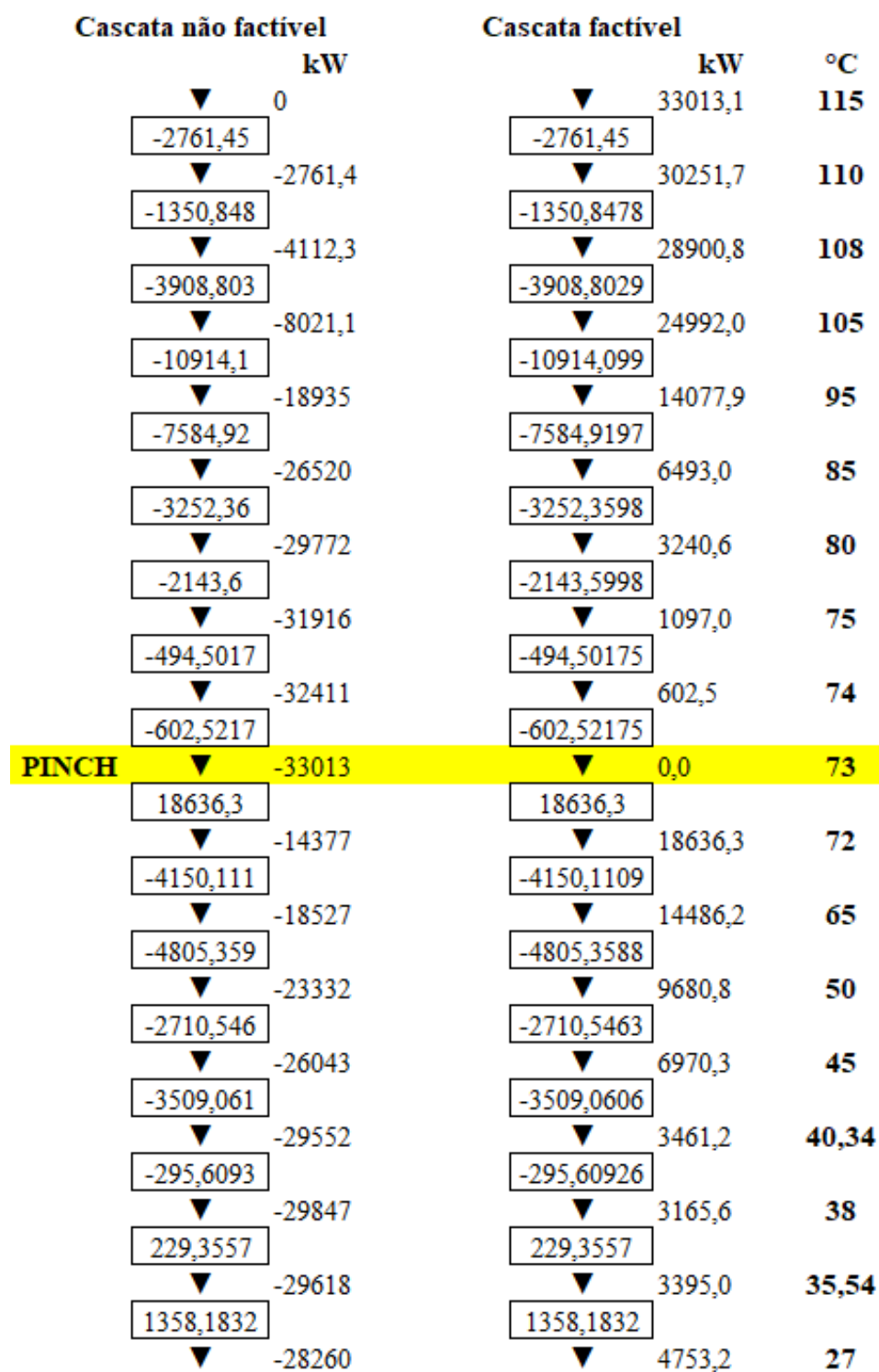
**Fonte:** Elaborado pelo autor

Quadro 4.1 – Tabela Problema (Usina A)

Temperatura Deslocada	Intervalo	$\Delta T_{\text{intervalo}}$	$\Sigma CP_F - \Sigma CP_Q$	$\Delta H_{\text{intervalo}}$
°C		°C	kW/K	kW
115				
	1	5	-552,29	-2761,45
110				
	2	2	-675,42	-1350,85
108				
	3	3	-1302,93	-3908,8
105				
	4	10	-1091,41	-10914,1
95				
	5	10	-758,49	-7584,92
85				
	6	5	-650,47	-3252,36
80				
	7	5	-428,72	-2143,6
75				
	8	1	-494,5	-494,5
74				
	9	1	-602,52	-602,52
73				
	10	1	18636,3	18636,3
72				
	11	7	-592,87	-4150,11
65				
	12	15	-320,36	-4805,36
50				
	13	5	-542,11	-2710,55
45				
	14	4,66	-753,63	-3509,06
40,34				
	15	2,34	-126,12	-295,61
38				
	16	2,46	93,25	229,36
35,54				
	17	8,54	159,03	1358,18
27				

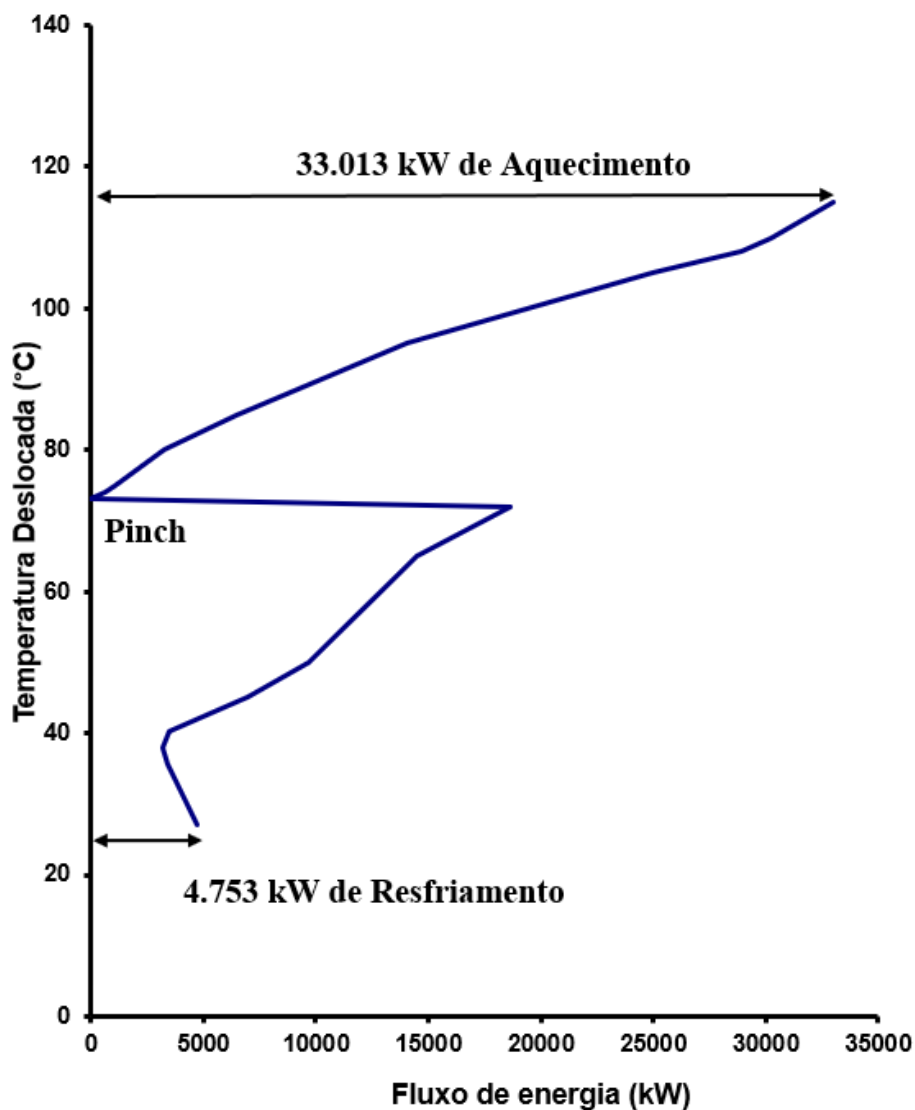
**Fonte:** Elaborado pelo autor

Figura 4.2 – Cascata energética (Usina A)



Fonte: Elaborado pelo autor

**Figura 4.3 – Grande Curva Composta (Usina A)**



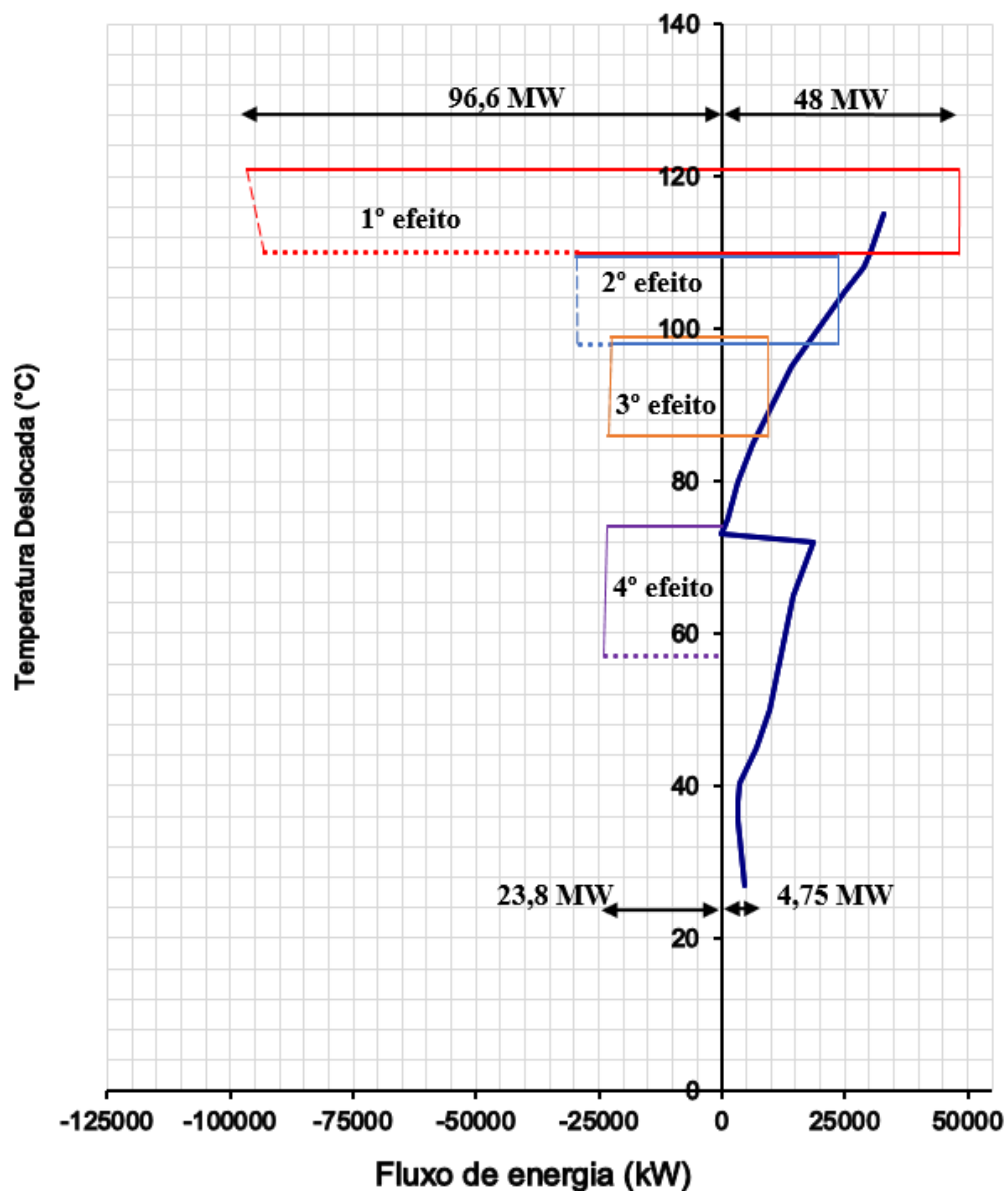
**Fonte:** Elaborado pelo autor

Para um primeiro momento, sem considerar os equipamentos que demandam utilidades, e, através da cascata energética e das curvas compostas é possível notar que o ponto de pinch se encontra na temperatura deslocada de 73°C, ou seja, 68°C para as correntes frias e 78°C para as correntes quentes. Isso mostra que as correntes em que há etanol sendo condensado tem impacto na temperatura de pinch para este caso, visto que possuem a sua temperatura de condensação é a mesma do pinch. É possível observar nas curvas compostas uma linha quase horizontal que as representa, indicando uma ótima oportunidade para fornecimento de energia para correntes a temperaturas inferiores. Isso mostra que é interessante que sejam consideradas

em projetos de integração energética devido ao seu potencial. Também se observa a demanda mínima de 33MW de utilidade quente e 4,75MW de utilidade fria.

Em seguida, a partir dos dados do Quadro 3.4, foi criada a representação EPD considerando os evaporadores da forma que estão operando atualmente, ou seja, com as sangrias atuais. A Figura 4.4 mostra como os evaporadores estão alocados na GCC.

**Figura 4.4 – Grande Curva Composta com evaporação atual (Usina A)**



Fonte: Elaborado pelo autor

As linhas pontilhadas dos dois primeiros efeitos representam as sangrias mínimas, cujo calor será absorvido pelas etapas do processo que não foram incluídas na Análise Pinch. Essas

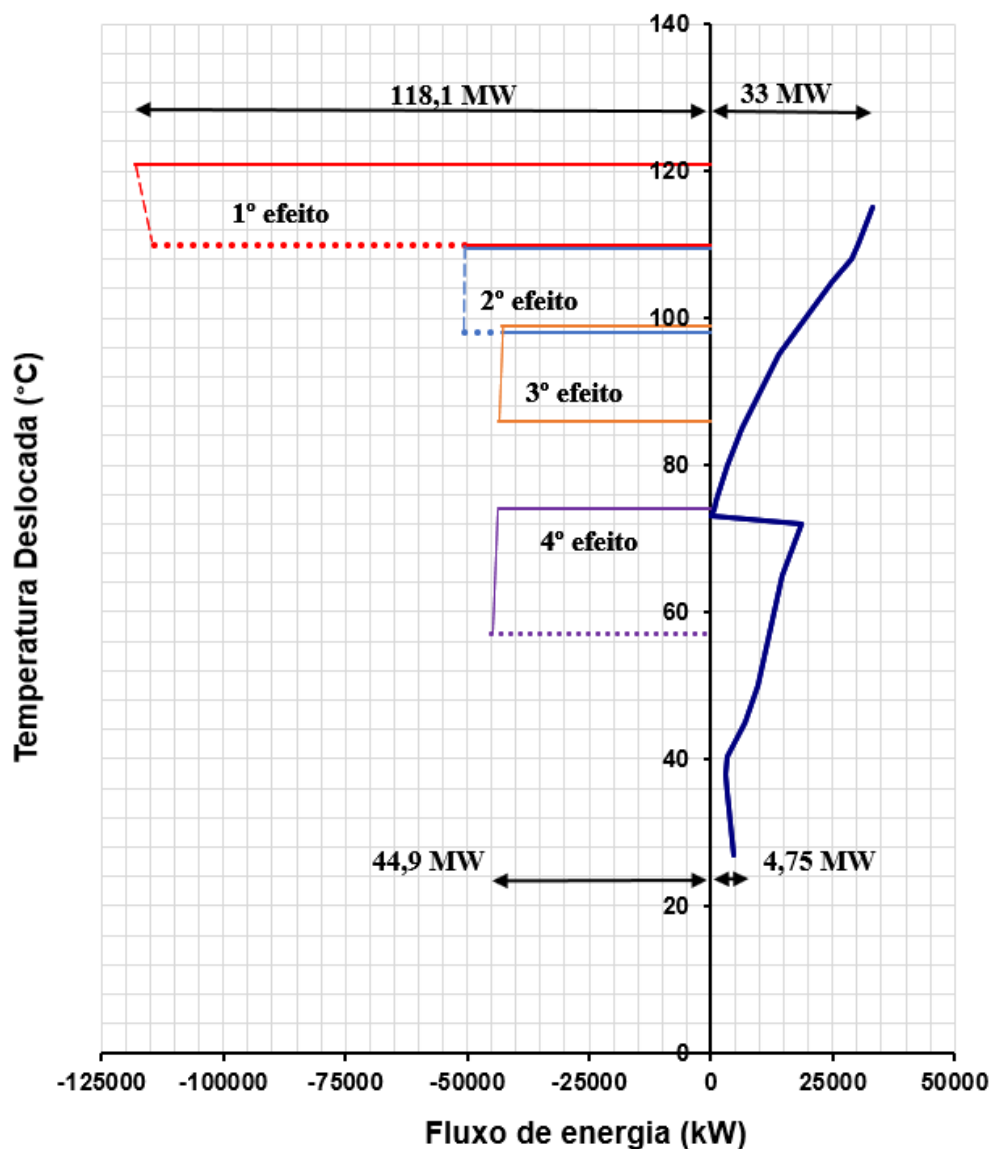
etapas são as colunas de destilação de etanol hidratado (aquecimento por borbotagem) e os cozedores. A corrente pontilhada do último efeito representa o calor referente ao vapor que será condensado de modo a gerar o vácuo do sistema. As linhas cheias representam quanto calor está sendo absorvido e liberado pelos efeitos. Quando a linha superior de um efeito se sobrepõe com a inferior do anterior, tem-se a quantidade de energia transmitida de um efeito ao outro. A parte restante da linha inferior de um efeito que não possui interface com outro representa a sua sangria que efetivamente poderá ser usada para aquecer as correntes da GCC (WESTPHALEN e WOLF MACIEL, 2000). Nesse caso em específico, as sangrias representam o vapor vegetal a ser usado no aquecimento do caldo, e são o grau de liberdade do sistema de evaporação, já que as sangrias mínimas são demandas fixadas de vapor de outras operações. Essas sangrias, representadas do lado direito do eixo de temperaturas, não devem cruzar a GCC, pois estariam fornecendo mais calor do que o mínimo necessário para o sistema (WESTPHALEN e WOLF MACIEL, 2000). Como elas cruzam na Figura 4.4, é um indicativo de que o sistema de evaporação atual não está otimizado para o consumo mínimo de utilidades no processo. Isso se transforma em um consumo de utilidades quentes de 144,6 MW e de 28,6 MW de utilidades frias.

Nota-se que os efeitos já estão com as temperaturas deslocadas em  $-5^{\circ}\text{C}$  para esta e seguintes representações.

Também foi realizada a mesma representação, só que sem as sangrias destinadas ao aquecimento de caldo, apenas com as sangrias mínimas (Quadro 3.5), que será a base para aplicação dos próximos passos do algoritmo. Nessa situação, o consumo de utilidades quentes do sistema ficou igual a 151,1 MW e 49,65 MW de utilidade frias. A Figura 4.5 abaixo representa os evaporadores apenas com as sangrias mínimas alocados na GCC:



Figura 4.5 – Grande Curva Composta com evaporação com sangrias mínimas (Usina A)



Fonte: Elaborado pelo autor

Para o Passo 2 do algoritmo, selecionou-se o efeito de menor pressão, sendo este o quarto efeito. Seguindo para o Passo 3, como não há possibilidade de sangria para este efeito, pois se encontra abaixo do ponto de pinch, passa-se para o terceiro efeito. O Passo 4 já havia sido previamente realizado, deslocando as temperaturas dos efeitos em  $-\Delta T_{\min}/2$ .

No Passo 5, comparou-se a temperatura deslocada da saída de vapor do terceiro efeito ( $86^{\circ}\text{C}$ ) com a do ponto pinch ( $73^{\circ}\text{C}$ ), e por ser maior, a sangria poderá ser usada como fonte de calor para a GCC. Adianta-se que para os demais efeitos, isso também será válido, já que as temperaturas deslocadas das sangrias do segundo ( $98^{\circ}\text{C}$ ) e primeiro ( $110^{\circ}\text{C}$ ) efeitos seguem

a mesma lógica.

Na sequência (Passo 6), nesta mesma temperatura de 86°C no gráfico, a reta que une o eixo de temperatura à GCC representa um fluxo de calor de 7 MW. No caso de evaporadores podemos considerar como uma reta pois o vapor vegetal das sangrias só trocará calor latente. Para o Passo 7, como não há nenhum bolsão na região acima do pinch, compreende-se que não haverá interseção com a energia disponibilizada pelas sangrias, e, portanto os fluxos de calor obtidos podem ser atribuídos diretamente a elas.

Em seguida, no Passo 8, dividiu-se o fluxo de calor obtido no Passo 6 (7 MW) pelo calor latente da água nas condições do terceiro efeito (valor pode ser encontrado no Quadro 3.4), obtendo uma sangria de 11 t/h de vapor no terceiro efeito (V3). Esse valor é factível, tendo em vista que é inferior ao praticado atualmente na usina (Passo 9). Por fim, a análise recomeça novamente no Passo 3, para o efeito superior.

Seguindo a mesma lógica aplicada ao terceiro efeito, para temperatura deslocada da saída de vapor do segundo efeito (98°C), foi obtida uma reta representando 17 MW do eixo até a GCC. 7 MW já foram fornecidos pela sangria do efeito anterior, então têm-se 10 MW atribuídos à sangria de V2, que é a quantidade que efetivamente poderá ser usada para aquecimento das correntes abaixo de sua temperatura. Esse valor corresponde à 16 t/h para sangria do segundo efeito.

Para o primeiro efeito, com temperatura deslocada de 110°C a reta corresponde à 30 MW. Desses, 17 MW já foram alocados nas demais sangrias, atribuindo à deste efeito 13 MW, correspondendo à 21,1 t/h de V1. Com isso, temos as sangrias para o caso otimizado dispostas no Quadro 4.2 abaixo:

**Quadro 4.2 – Sangrias para o caso otimizado**

<b>Efeito</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>
<b>Sangria min. Vazão (t/h)</b>	104,37	12,33	0	0
<b>Sangria aquecimento vazão (t/h)</b>	21,1	16	11	0
<b>Sangria total vazão (t/h)</b>	125,47	28,33	11	0

**Fonte:** Elaborado pelo autor

Com esses dados, utilizou-se a equação 4.1, derivada da equação 2.2 e adaptada para um sistema com 4 efeitos para obter a quantidade “x” evaporada em cada efeito. Com as equações 4.2 a 4.5, obteve-se o vapor necessário em cada efeito:

$$x = \frac{A-3V_3-2V_2-V_1}{4} = \frac{403,97-3 \cdot 11-2 \cdot 28,33-125,47}{4} = 47,21 \text{ t/h} \quad (4.1)$$

$$V_e^{1^o} = x + V_1 + V_2 + V_3 = 47,21 + 125,47 + 28,33 + 11 = 212,01 \text{ t/h} \quad (4.2)$$

$$V_{V_1}^{2^o} = x + V_2 + V_3 = 47,21 + 28,33 + 11 = 86,54 \text{ t/h} \quad (4.3)$$

$$V_{V_2}^{3^o} = x + V_3 = 47,21 + 11 = 58,21 \text{ t/h} \quad (4.4)$$

$$V_{V_3}^{4^o} = x = 47,21 \text{ t/h} \quad (4.5)$$

Para esta condição de operação do sistema de evaporação, prevê-se 7,43 t/h de vapor de escape para aquecimento do caldo até a saturação no primeiro efeito (dado da unidade). O sistema de evaporação para esse cenário das sangrias otimizadas está descrito no Quadro 4.3 abaixo:

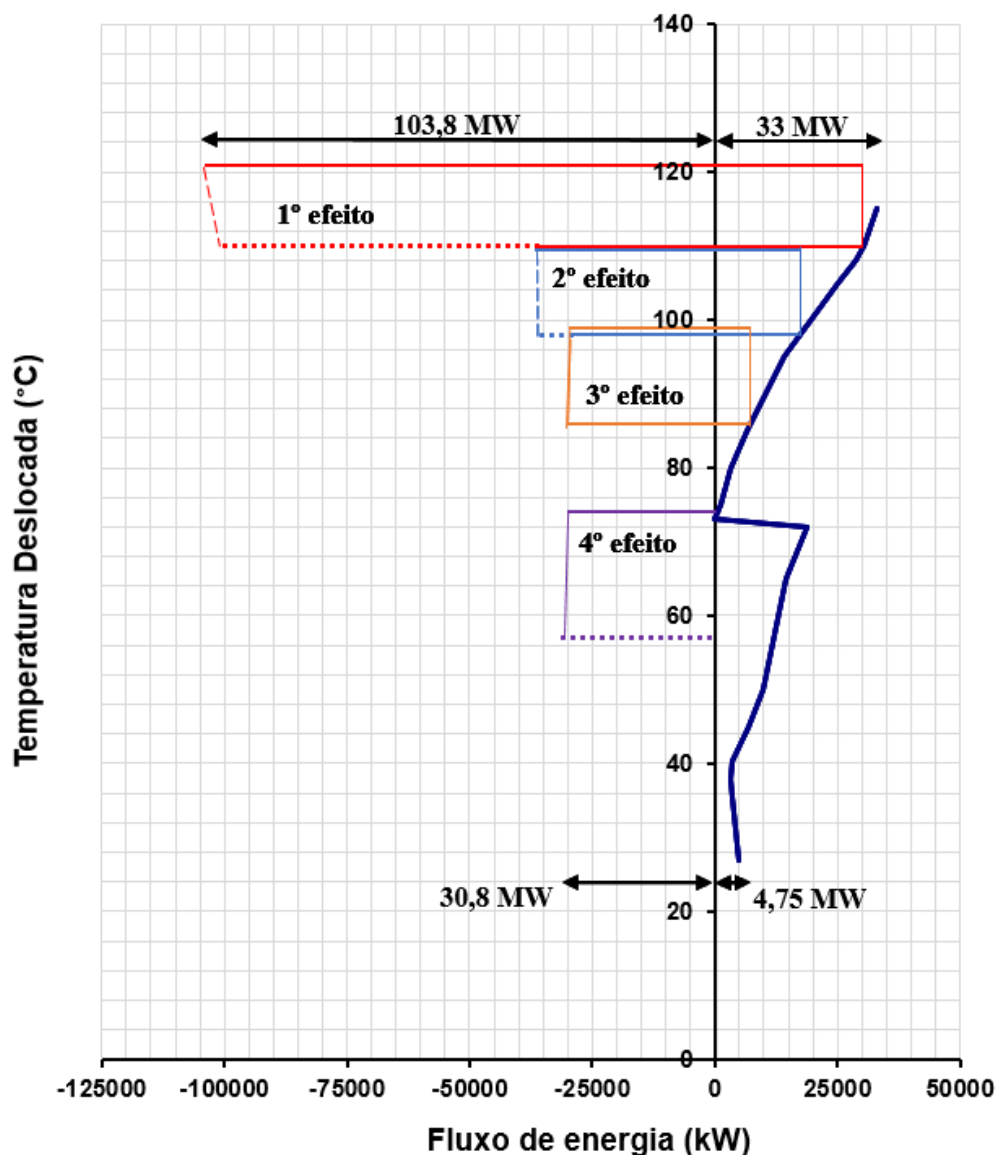
**Quadro 4.3. Fluxo de vapor nos evaporadores – operação com sangrias otimizadas**

<b>Efeito</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>
<b>Entrada vapor</b>	Escape	V1	V2	V3
<b>Entrada vazão (t/h)</b>	219,44	86,54	58,21	47,21
<b>Entrada T (°C)</b>	123	115	103	91
<b>Entrada entalpia (kcal/kg)</b>	524,81	530,15	537,92	545,45
<b>Entrada energia (MW)</b>	133,85	53,32	36,39	29,93
<b>Saida vapor</b>	V1	V2	V3	V4
<b>Saida vazão (t/h)</b>	212,01	86,54	58,21	47,21
<b>Saida T (°C)</b>	115	103	91	62
<b>Saida entalpia (kcal/kg)</b>	530,15	537,92	545,45	562,07
<b>Saida energia (MW)</b>	130,63	54,1	36,9	30,84
<b>Sangria total vazão (t/h)</b>	125,47	28,33	11	0
<b>Sangria min. Vazão (t/h)</b>	104,37	12,33	0	0
<b>Sangria min. Energia (MW)</b>	64,43	7,72	0	0
<b>Sangria aquec. Vazão (t/h)</b>	21,1	16	11	0
<b>Sangria aquec. Energia (MW)</b>	13	10	7	0

Fonte: Elaborado pelo autor

Com esses dados, foi possível construir novo gráfico alocando os evaporadores na Grande Curva Composta e o resultado se encontra na Figura 4.6. Através dele, é possível determinar as demandas mínimas de utilidade quente e fria que podem ser atingidas pela rede de trocadores de calor ideal junto às necessidades de utilidades das outras operações do processo.

**Figura 4.6 – Grande Curva Composta com evaporação com sangrias otimizadas  
(Usina A)**

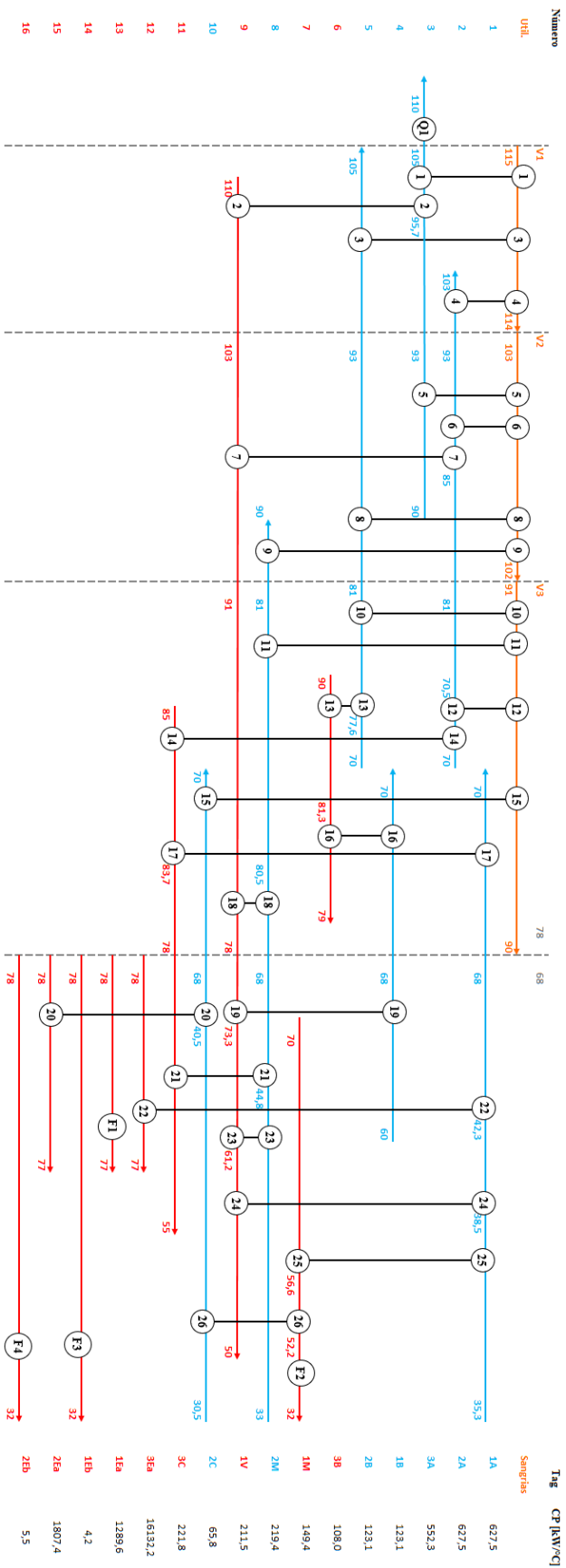


**Fonte:** Elaborado pelo autor

Através da Figura 4.6, obteve-se a demanda mínima de utilidade quente de 136,8 MW e fria de 35,55 MW.

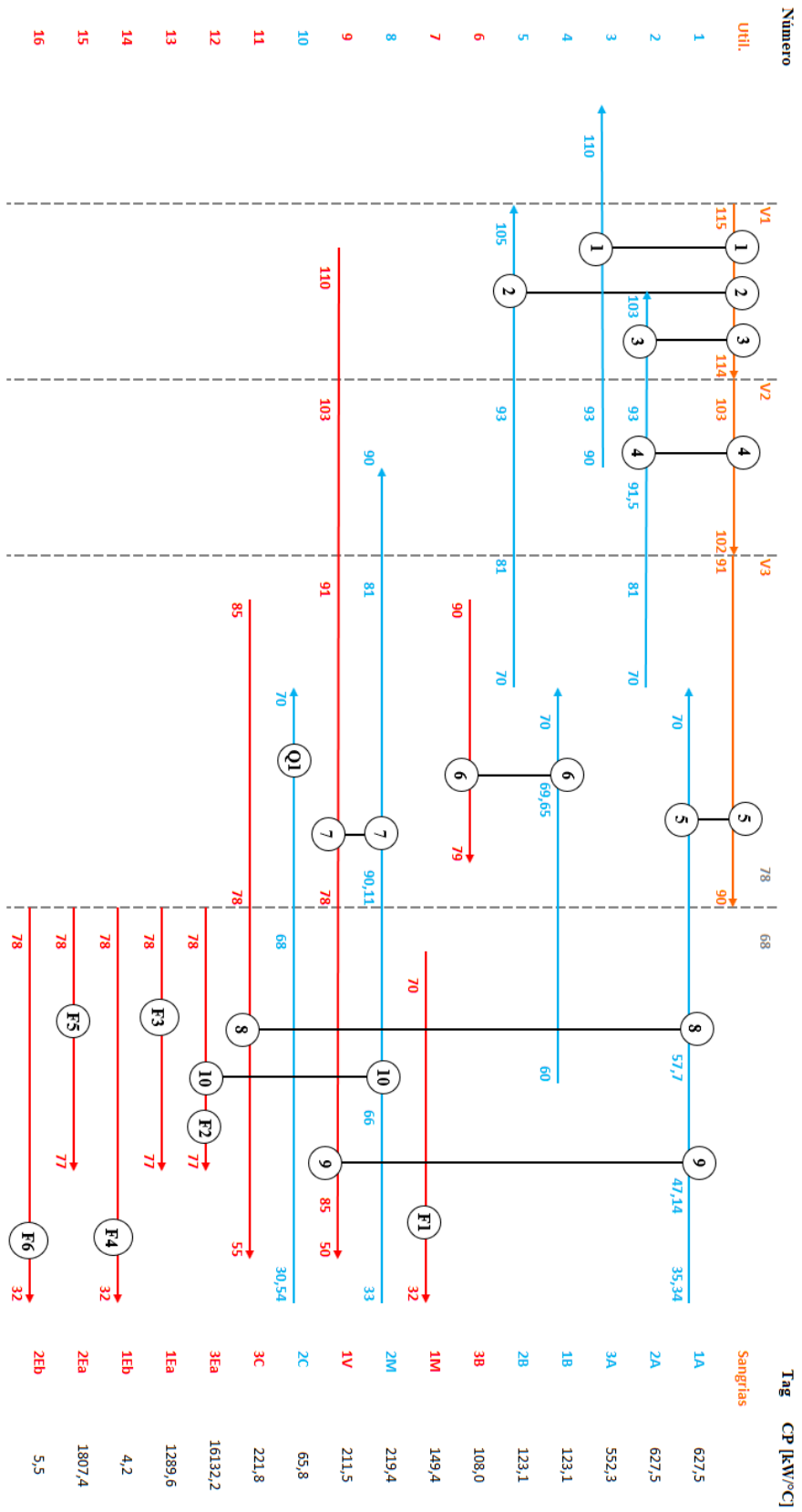
Em seguida, foram construídas as redes de trocadores de calor para o cenário de utilidades mínimas (Figura 4.6) obtido pela Análise Pinch e para o cenário atual da usina.

Figura 4.7 – Rede de trocadores de calor: utilidades mínimas (Usina A)



Fonte: Elaborado pelo autor

Figura 4.8 – Rede de trocadores de calor: atual (Usina A)



Fonte: Elaborado pelo autor

Nos Apêndices B e C estão respectivamente dispostas as redes apresentadas nas Figuras 4.7 e 4.8 divididas por regiões, junto às especificações de cada unidade de troca térmica.

Ressalta-se que a rede proposta na Figura 4.7 não é a única possível para esse caso. Foram alocadas 31 unidades de troca térmica para atingir as demandas mínimas de utilidades quente e fria das correntes de processo obtidas na cascata energética para o  $\Delta T_{\min}$  proposto de 10°C: 33013 kW (quente) e 4753 kW (fria). Somando com as demandas dos evaporadores, tem-se o total: 136,8 MW (quente) e 35,55 MW (fria). Foram utilizadas como utilidades as sangrias dos primeiros 3 efeitos da evaporação, em concordância com a sua alocação na GCC. Obteve-se uma demanda de 7,25 MW de V3, 10,1 MW de V2 e 12,9 MW de V1; valores muito próximos àqueles obtidos graficamente pelo algoritmo.

Na rede atual da Usina A, há 17 unidades de troca térmica, e as demandas das utilidades para as correntes da análise são 46352 kW (quente) e 18110 kW (fria). Somando com as demandas dos evaporadores, tem-se o total: 147,2 MW (quente) e 41,91 MW (fria).

Para as condições atuais, 147,2 MW de utilidade quente mínima representam 241,3 t/h de vapor de escape necessários, enquanto que para o cenário com as sangrias otimizadas os 136,8 MW equivalem à 224,37 t/h de vapor de escape. Portanto a análise mostra que é possível uma redução de 7,02% da necessidade de vapor de escape na Usina A.

No caso em estudo, o cenário da Usina A é de uma moagem horária de 562,5 toneladas de cana. Desta forma, para as condições atuais tem-se um consumo específico de vapor de escape de 428,98 kgv/tc e 398,88 kgv/tc para o cenário otimizado.

Rein (2007) prevê que na maioria dos casos, usinas tenham um consumo específico de vapor de escape (convertido em kilogramas de vapor por tonelada de cana moída) entre 400 kgv/tc e 600 kgv/tc, a depender da eficiência na utilização do vapor, da presença de sistemas de cogeração e até da quantidade de fibra da cana. Seabra (2008) utiliza um valor médio de 500 kgv/tc para usinas que produzem açúcar e etanol. Assim, os valores encontrados neste estudo estão praticamente dentro da faixa prevista por Rein (2007), ainda que mais próximas ao limite inferior. Isso mostra que, atualmente, a usina já se encontra em um bom patamar de consumo de vapor de escape, mas que há oportunidade para melhorias.

## 5 – CONCLUSÕES E SUGESTÕES

Nesta seção são sumarizados os resultados obtidos pelo trabalho, bem como sugestões de próximos passos que podem ser empregados.

### 5.1 – Conclusões

Através da Análise Pinch realizada, da integração com o sistema de evaporação e a construção da rede de trocadores de calor ideal, foi possível observar que há possibilidade na redução nas demandas de utilidades da Usina A para o cenário estudado neste trabalho. Foi obtida uma demanda mínima de 136,8 MW de utilidade quente, 10,4 MW a menos que o atual e 35,55 MW de utilidade fria, 6,36 MW inferior ao atual.

Além disso, com enfoque na utilidade quente, foi estimado que essa redução equivale a uma diminuição de 7,02% no consumo de vapor de escape da unidade.

### 5.2 – Sugestões

A partir dos resultados deste trabalho e da rede obtida, poderiam ser feitas outras análises para determinar a viabilidade econômica de uma otimização energética na usina. Complementar a Análise Pinch realizada, poderia ser feito um estudo de retrofit da rede de trocadores atual da usina para determinar quais mudanças seriam factíveis para a realidade da usina (adição de trocadores de calor ou mudança na área dos existentes, realocação desses trocadores, mudança nas temperaturas alvo das correntes), levantando os custos destas mudanças e comparando anualmente com a economia obtida na redução de vapor de escape, que poderá ser na venda de bagaço excedente ou maior exportação de energia.

Também poderia ser estudado qual o melhor  $\Delta T_{\min}$  para a análise e suas implicações nos resultados.

Além disso, seria interessante investigar como mudanças no sistema de evaporação da usina podem afetar o consumo de utilidades, seja alterando o grau Brix do xarope, do número de efeitos e temperaturas das sangrias.



## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABDALA, T. O. **Análise comparativa dos processos de produção de etanol anidro**. 2017. 41 p. Trabalho de conclusão de curso (Graduação em Engenharia Química) - Faculdade de Engenharia Química, Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia, 2017.

BERTULANI, C. **Propriedades de fluidos**. Instituto de Física: UFRJ, 1999. Disponível em: [https://www.if.ufrj.br/~bertu/fis2/hidrostatica/tabela\\_LIQ.html](https://www.if.ufrj.br/~bertu/fis2/hidrostatica/tabela_LIQ.html). Acesso em 26 maio 2020.

ENSINAS, A. V. **Integração térmica e otimização termoeconômica aplicadas ao processo industrial de produção de açúcar e etanol a partir da cana-de-açúcar**. 2008. 207 p. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) - Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2008.

FAOSTAT - **Production of Sugar cane: top 10 producers Average 1998 - 2018**. 4 mar. 2020. Disponível em: <http://www.fao.org/faostat/en/#data/QC/visualize>. Acesso em: 12 maio 2020.

FERNANDES, A.C. **Cálculos na agroindústria da cana-de-açúcar**. 2. ed. Piracicaba: STAB, 2003.

HUGOT E. **Handbook of Cane Sugar Engineering**. 3 ed. Amsterdam: Elsevier, 1986. 1166p.

KEMP, I. C. **Pinch Analysis and Process Integration: Design and Integration**. 2. ed. rev. Oxford: Elsevier, 2007.

LINNHOFF, B.; FLOWER, J. R. **Synthesis of heat exchanger networks – I. Systematic generation of energy optimal networks**. AIChE Journal, v. 24, n.4, p. 642-663, 1978.

LINNHOFF, B.; FLOWER, J. R. **Thermodynamic analysis in the design of process networks**. Computers and Chemical Engineering, v. 3, p. 283-291, 1979.

LINNHOFF, B.; HINDMARSH, E. **Thermodynamic analysis in the design of process networks**. Chemical Engineering Science, v. 38, p. 745-763, 1983.

LOBO, C. da S. **A importância da cogeração utilizando bagaço de cana-de-açúcar como forma de diversificação da matriz elétrica**. 2013. 113 p. Trabalho de conclusão de curso (Graduação em Engenharia Elétrica) - Departamento de Engenharia Elétrica, UFRJ, Rio de Janeiro, 2013.

MACHADO, S.S. **Tecnologia da Fabricação do Açúcar**. Inhumas: IFG; Santa Maria: Universidade Federal de Santa Maria, 2012. 56 p. Disponível em: [https://www.ufsm.br/app/uploads/sites/413/2018/12/11\\_tecnologia\\_fabricacao\\_acucar.pdf](https://www.ufsm.br/app/uploads/sites/413/2018/12/11_tecnologia_fabricacao_acucar.pdf). Acesso em: 23 maio 2020.

MORAR, M. et al. **Review: Important contributions in development and improvement of the heat integration techniques**. Computers and Chemical Engineering, v. 34, p. 1171-1178, 2010.

OLIVEIRA, C. M. de. **Integração energética da biorrefinaria de cana-de-açúcar para produção de etanol de primeira e segunda geração e energia elétrica**. 2014. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2014.

PRIETO, Mario Gabriel Sánchez. **Alternativas de Cogeração na Indústria SucroAlcooleira, Estudo de Caso**. Tese apresentada para o título de Doutor em Engenharia Mecânica, da Universidade Estadual de Campinas, 2003.

REIN, P. **Cane sugar engineering**, Berlin, Germany: Verlag Dr. Albert Bartens, 2007.

RESENDE, M. G. **Desenvolvimento de um programa computacional em Scilab baseado no método Pinch de integração energética.** 2013. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2013.

SEABRA, J. E. A. **Avaliação técnico-econômica de opções para o aproveitamento integral da biomassa de cana no Brasil.** 2008. 274 p. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) - Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2008.

SMITH, R. **Chemical Process: Design and Integration.** 2. ed. United Kingdom: Wiley, 2016.

SOUZA NETO, J. N. **Metodologia para aplicação de integração energética numa planta industrial.** 2005. 72p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal da Bahia, Salvador, 2005.

TROVATI, J. **Tratamento de Água – Sistemas de Resfriamento.** Araraquara, 2004.

VOLPE, A. L. da S. **Arbitragem entre açúcar e etanol em usinas vendedoras de energia elétrica.** 2015. 48 p. Monografia (Pós-Graduação em Gestão do Setor Sucoenergético) - Universidade Federal de São Carlos - Centro de Ciências Agrárias, Catanduva, 2015.

WESTPHALEN, D.L.; WOLF MACIEL, M.R. **Pinch Analysis of Evaporation Systems.** Brazilian Journal of Chemical Engineering, São Paulo, v. 17, n. 4-7, p. 525-538, Dec. 2000. Disponível em: [https://www.scielo.br/scielo.php?pid=S0104-66322000000400017&script=sci\\_arttext](https://www.scielo.br/scielo.php?pid=S0104-66322000000400017&script=sci_arttext). Acesso em: 2 nov. 2020.

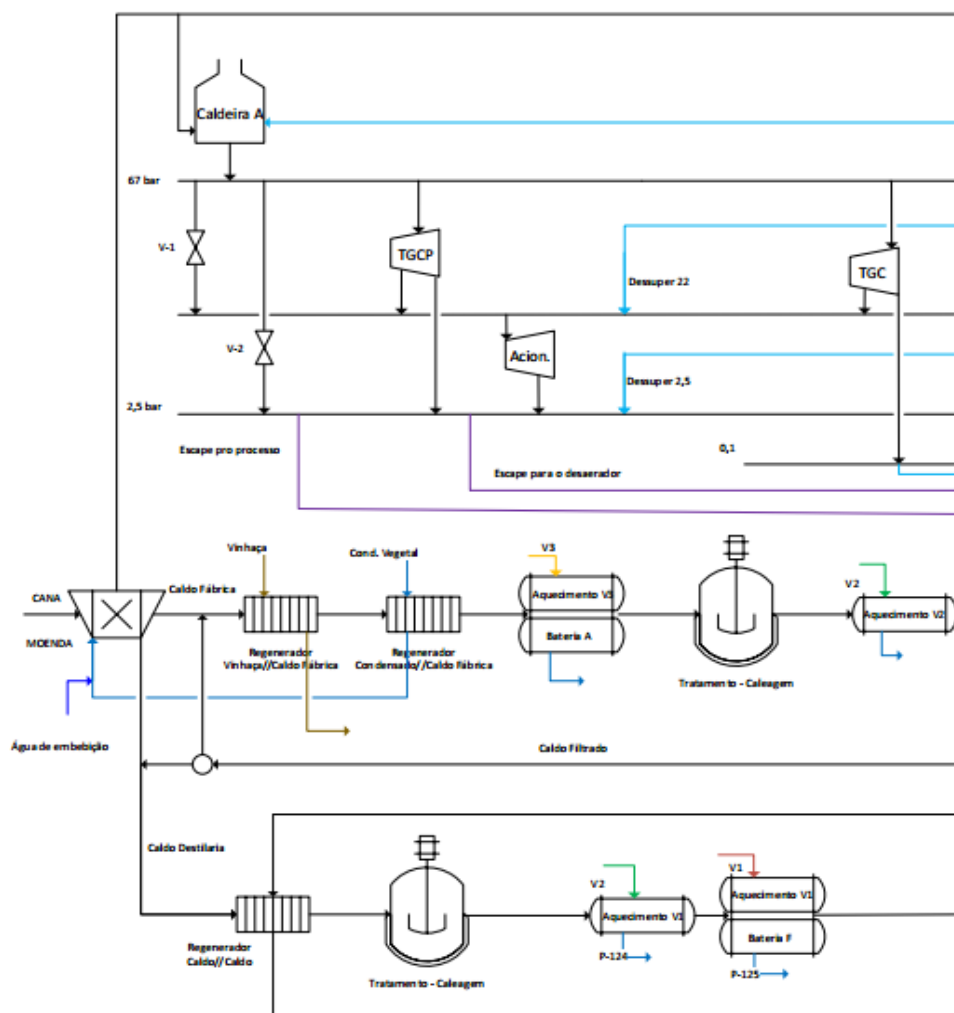
ZAIAT, M. **Vinhaça para gerar energia.** Pesquisa Fapesp, dezembro 2015. Disponível em: <https://revistapesquisa.fapesp.br/2015/12/15/vinhaca-para-gerar-energia/>. Acesso em: 15 maio 2020.

ZARPELON, F. **Consumo de Vapor na Destilação.** 30 ago. 2012. Transparência. Disponível em: [http://www.stab.org.br/sem\\_agoind\\_stab\\_2012/consumo\\_vapor\\_destilacao\\_florenal\\_zarpe lon\\_fz\\_consultoria.pdf](http://www.stab.org.br/sem_agoind_stab_2012/consumo_vapor_destilacao_florenal_zarpe lon_fz_consultoria.pdf). Acesso em: 17 set. 2020.

ZARPELON, F. **Redução, concentração da Vinhaça.** 27 fev. 2019. Disponível em: [http://www.stab.org.br/iv\\_sem\\_inter\\_stab\\_sul2019/agro\\_27/reducao\\_concentracao\\_vinhaca.pdf](http://www.stab.org.br/iv_sem_inter_stab_sul2019/agro_27/reducao_concentracao_vinhaca.pdf). Acesso em: 26 maio 2020.

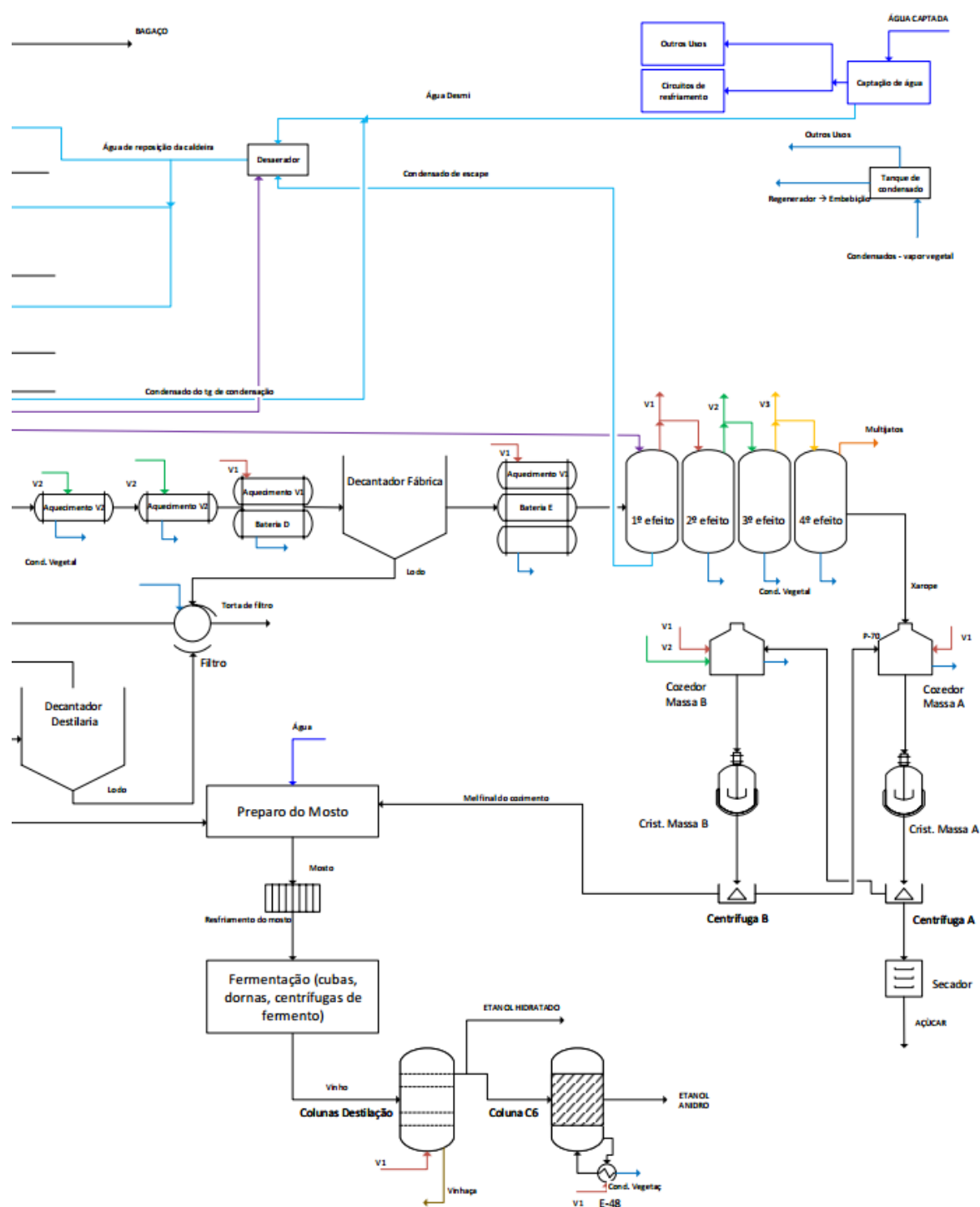
## APÊNDICE A – Fluxograma Completo Usina A

Figura A.1 – Fluxograma completo da Usina A – Parte A



Fonte: Elaborado pelo autor

**Figura A.2 – Fluxograma completo da Usina A – Parte B**



**Fonte:** Elaborado pelo autor

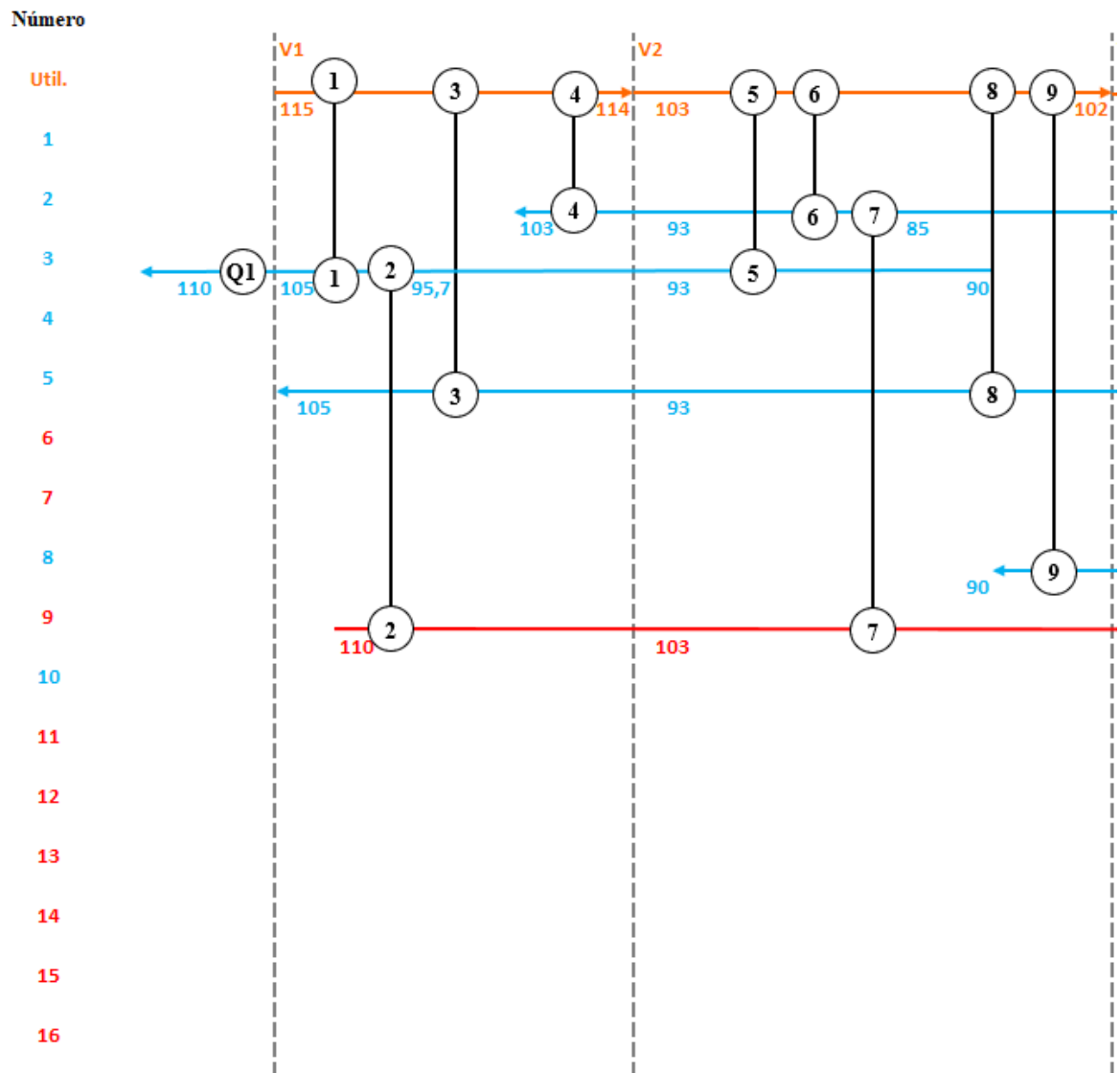
## APÊNDICE B – Rede de Trocadores de Calor: Utilidades Mínimas (Usina A)

**Quadro B.1 – Trocadores de Calor: rede com utilidades mínimas**

Nº	$\Delta H$ (kW)	C. QUENTE	C. FRIA
1	5147	V1	3A
2	1481	1V	3A
3	1478	V1	2B
4	6275	V1	2A
5	1657	V2	3A
6	4992	V2	2A
7	2538	1V	2A
8	1478	V2	2B
9	1974	V2	2M
10	413	V3	2B
11	102	V3	2M
12	6605	V3	2A
13	942	3B	2B
14	297	3C	2A
15	132	V3	2C
16	246	3B	1B
17	1255	3C	1A
18	2750	1V	2M
19	985	1V	1B
20	1807	2Ea	2C
21	5100	3C	2M
22	16132	3Ea	1A
23	2578	1V	2M
24	2360	1V	1A
25	2002	1M	1A
26	657	1M	2C
Q1	2761	Ve	3A
F1	1290	1Ea	A.R.
F2	3017	1M	A.R.
F3	192	1Eb	A.R.
F4	252	2Eb	A.R.

**Fonte:** Elaborado pelo autor

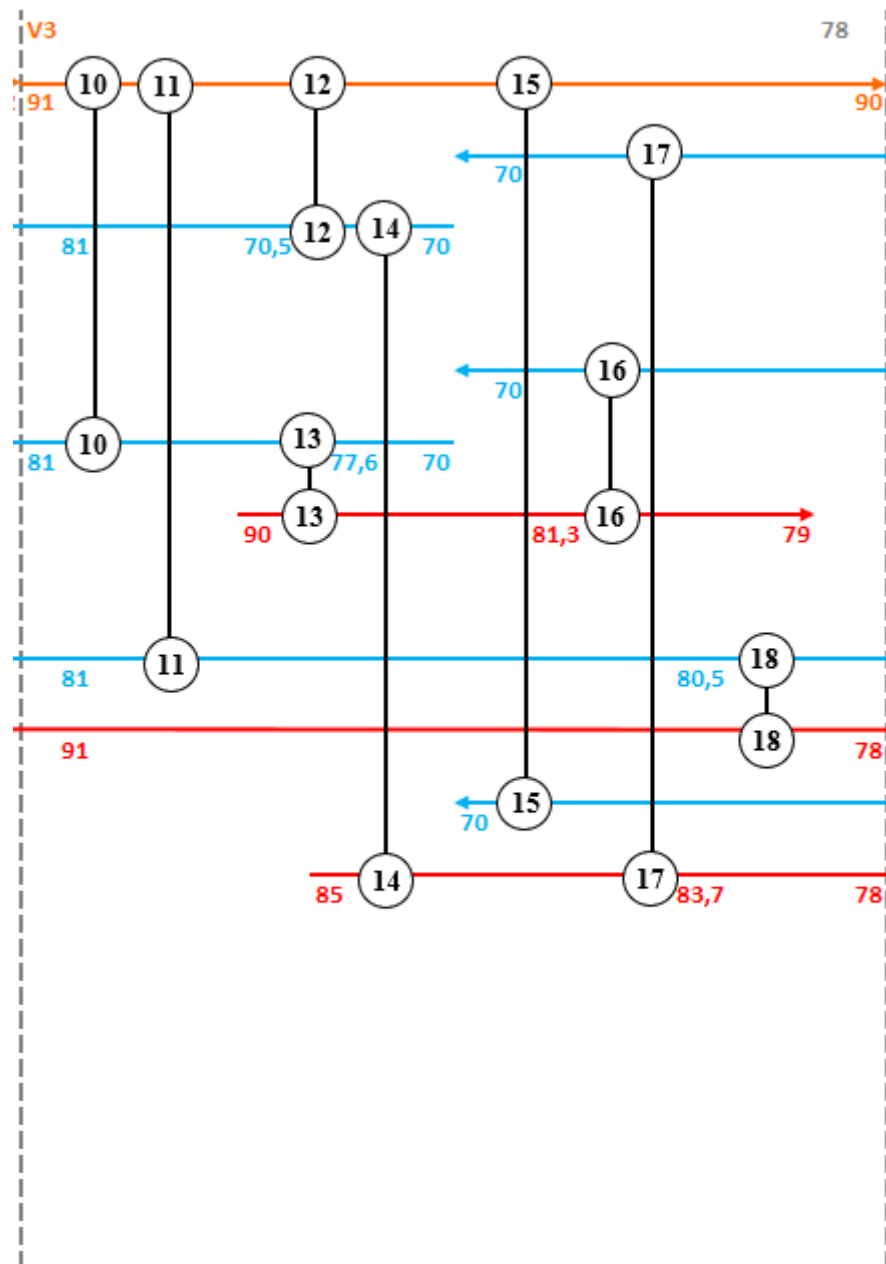
**Figura B.1 – Rede de Trocadores de Calor: Utilidades Mínimas (Usina A) – Parte A**



**Fonte:** Elaborado pelo autor

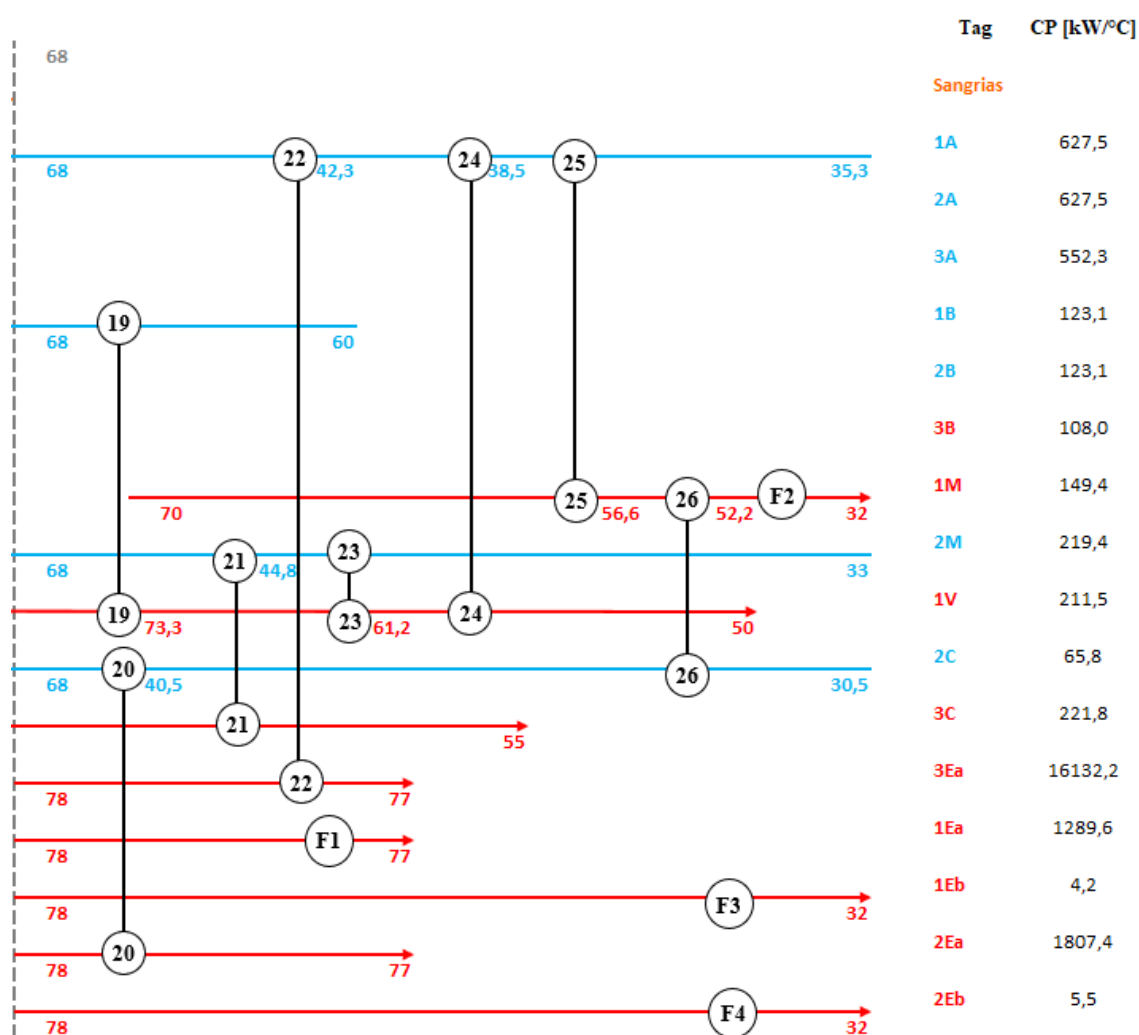


Figura B.2 – Rede de Trocadores de Calor: Utilidades Mínimas (Usina A) – Parte B



Fonte: Elaborado pelo autor

**Figura B.3 – Rede de Trocadores de Calor: Utilidades Mínimas (Usina A) – Parte C**



Fonte: Elaborado pelo autor

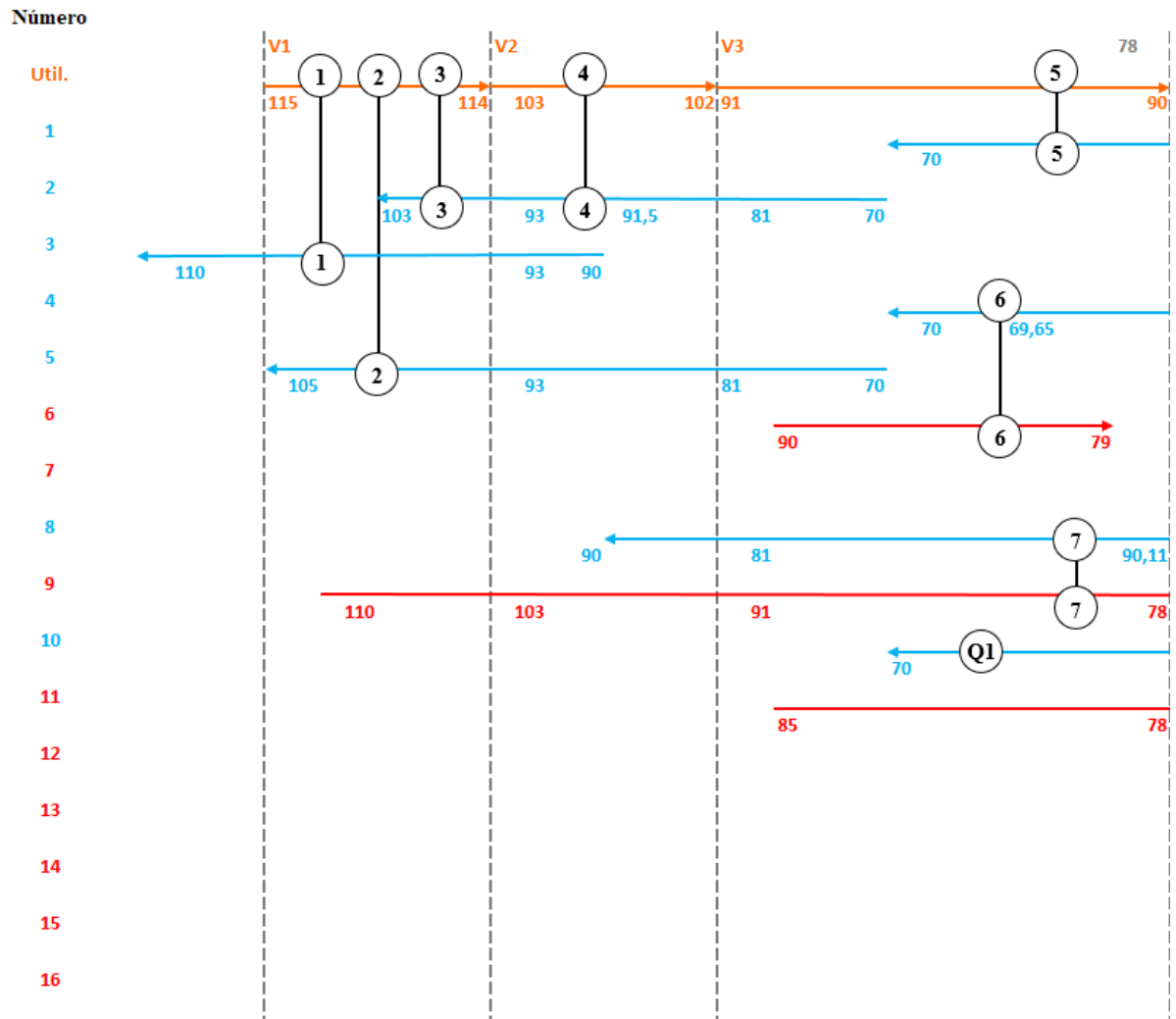
## APÊNDICE C – Rede de Trocadores de Calor: Atual (Usina A)

### Quadro C.1 – Trocadores de Calor: rede atual

Nº	$\Delta H$ (kW)	C. QUENTE	C. FRIA
1	11046	V1	3A
2	4310	V1	2B
3	7216	V1	2A
4	13491	V2	2A
5	7694	V3	1A
6	1188	3B	1B
7	5288	1V	2M
8	6653	3C	1A
9	7403	1V	1A
10	7239	3Ea	2M
Q1	2596	Ve	2C
F1	5676	1M	A.R.
F2	8893	3Ea	A.R.
F3	1290	1Ea	A.R.
F4	192	1Eb	A.R.
F5	1807	2Ea	A.R.
F6	252	2Eb	A.R.

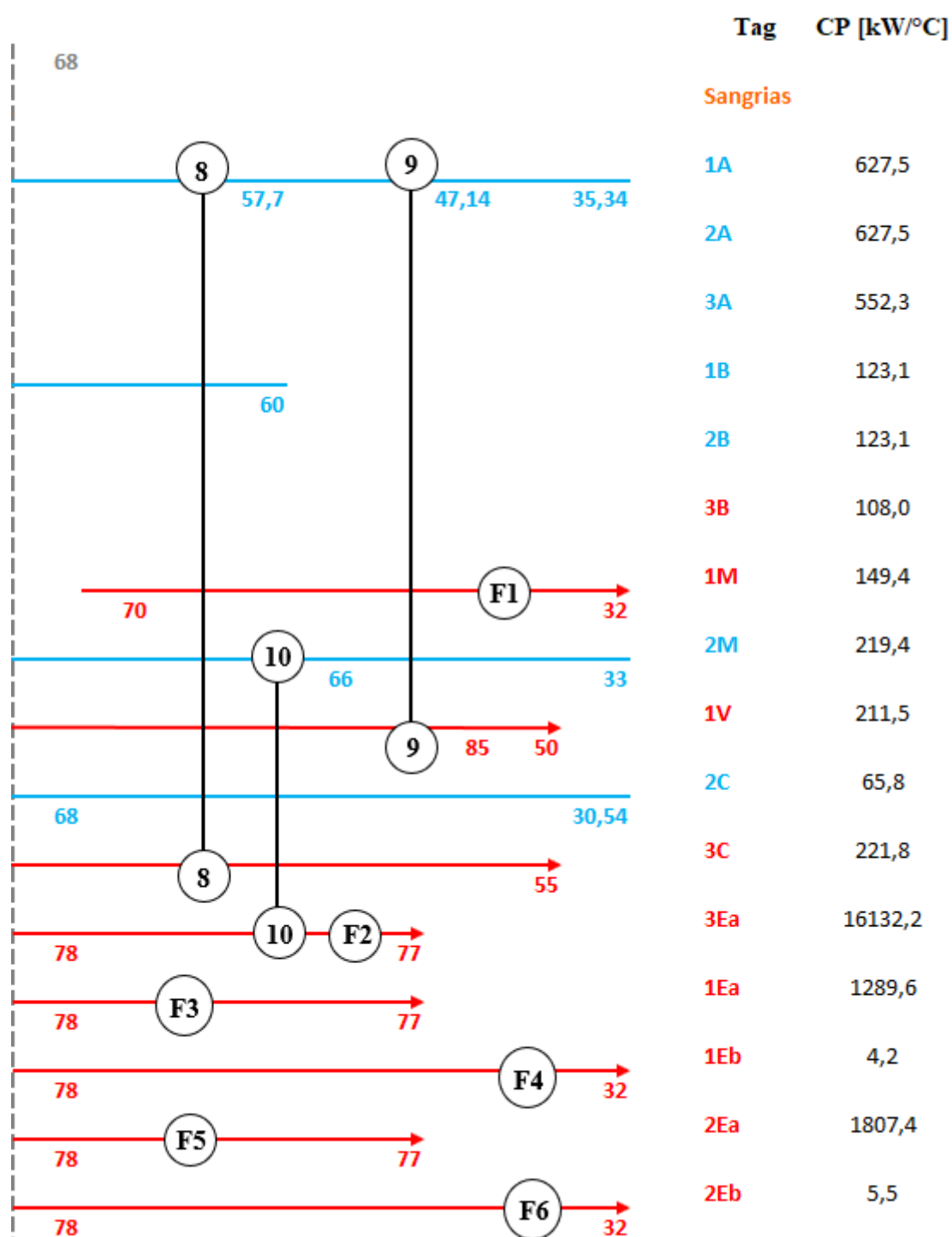
**Fonte:** Elaborado pelo autor

Figura C.1 – Rede de Trocadores de Calor: Atual (Usina A) – Parte A



Fonte: Elaborado pelo autor

Figura C.2 – Rede de Trocadores de Calor: Atual (Usina A) – Parte B



Fonte: Elaborado pelo autor