

UNIVERSIDADE TECNOLÓGICA FEDERAL DO PARANÁ

ANDRÉIA DAGOSTINI DO PRADO

**INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA DA REDE DE TROCADORES DE
CALOR EM UMA PLANTA QUÍMICA DE PRODUÇÃO DE ÁCIDO
SULFÚRICO**

**FRANCISCO BELTRÃO
2019**

ANDRÉIA DAGOSTINI DO PRADO

**INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA DA REDE DE TROCADORES DE
CALOR EM UMA PLANTA QUÍMICA DE PRODUÇÃO DE ÁCIDO
SULFÚRICO**

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

FRANCISCO BELTRÃO
2019



TERMO DE APROVAÇÃO
Trabalho de Conclusão de Curso – TCC2

**Integração energética da rede de trocadores de calor em uma planta química
de produção de ácido sulfúrico**

por

Andréia Dagostini do Prado

Trabalho de Conclusão de Curso 2 apresentado às 14 horas e 30 minutos, do dia 5 de julho de 2019, como requisito para aprovação da disciplina Trabalho de Conclusão de Curso 2, do Curso de Engenharia Química da Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Campus Francisco Beltrão. O candidato foi arguido pela Banca Avaliadora composta pelos professores abaixo assinados. Após deliberação, a Banca Avaliadora considerou o trabalho _____ (Aprovado ou Reprovado).

Banca Avaliadora:

Prof. Dr. Douglas Junior Nicolin

Coordenador do Curso

Prof. Dr. André Zuber

Professor Orientador

Profª Drª Irede Angela Lucini

Dalmolin

Membro da Banca

Prof. Dr. Gabriel Cassemiro

Mariano

Membro da Banca

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

Aos meus pais e irmãos que, com muito carinho e apoio, não mediram esforços para que eu chegasse até esta etapa da minha vida.

À João Pedro, pessoa com quem eu amo partilhar a vida. Obrigada pelo carinho, a paciência e por sua capacidade de me trazer paz na correria de cada semestre.

AGRADECIMENTOS

Agradeço primeiramente a Deus pelo dom da vida e por preparar meu caminho para que eu chegasse até aqui.

Agradeço ao meu esposo João Pedro por todo amor e paciência e por ser tão fundamental na minha vida.

A minha família por ser minha base, meus conselheiros e incentivadores. Sem vocês nada disso seria possível.

Ao meu orientador Prof. Dr. André Zuber, pelo tempo e por todo conhecimento compartilhado nesta caminhada.

Aos meus amigos por estarem presentes em todos os momentos.

A comunidade da igreja por todas as orações e conversas tranquilizadoras.

Aos meus colegas de sala.

A Coordenação do Curso, pela cooperação.

Enfim, a todos os que por algum motivo contribuíram para a realização desta pesquisa.

RESUMO

Com o objetivo de reduzir os custos operacionais e o consumo de combustíveis provenientes de fontes não renováveis este trabalho aplicou a metodologia *Pinch* a fim de integrar energeticamente uma planta de produção de ácido sulfúrico a partir do gás metalúrgico. Com a aplicação do método, verificou-se que esse processo foi capaz de suprir todas as necessidades de fornecimento de calor, requerendo apenas utilidades frias externas ao processo, o que equivale a uma classe especial de problemas de integração energética denominada Problemas de Transição (*Threshold Problems*). Por meio do estudo da influência do ΔT_{\min} , determinou-se que o $\Delta T_{\text{transição}}$ nesse processo foi de 193 °C e que o melhor ΔT_{\min} para implantação da rede de trocadores de calor foi de 10 °C. Estudou-se dois casos distintos no processo, sendo que um deles envolveu todas as correntes do processo na integração energética (caso 1) e o outro envolveu apenas as correntes gasosas da planta (caso 2). Com a construção das redes de trocadores de calor, verificou-se que não era interessante para a segurança do processo adicionar intercambiadores que permitissem a troca de calor entre correntes gasosas e correntes de ácido sulfúrico. A rede de trocadores de calor para implantação foi escolhida com base em alguns critérios pré-estabelecidos, como a segurança da planta e a economia de energia. Para o novo *layout* da planta, adicionou-se dois intercambiadores de calor e removeu-se dois trocadores de calor. A integração energética resultou na redução de R\$ 70.847.851,32 no custo anual de utilidades da planta, representando uma economia de 97,0%.

Palavras-chave: Ácido Sulfúrico. Integração energética. Problema de Transição. Metodologia *Pinch*.

ABSTRACT

With the objective of reducing the operational costs and the consumption of fuels from non-renewable sources, this work applied the Pinch methodology in order to energetically integrate a sulfuric acid production plant from metallurgical gas. With the application of the method, it was verified that this process was able to supply all the needs of the hot utilities, requiring only cold utilities external to the process, which is equivalent to a special class of energy integration problems called Threshold Problems. By studying the influence of ΔT_{\min} , the $\Delta T_{\text{threshold}}$ in this process was determined to be 193 °C and that the best ΔT_{\min} for implantation of the network of heat exchangers was 10 °C. We studied two distinct cases in the process, one involving all the currents of the process in the energy integration (case 1) and the other involving only the currents gas of the plant (case 2). With the construction of the heat exchanger networks it was found that it was not of interest for the safety of the process to add heat exchangers which allowed the exchange of heat between gas streams and sulfuric acid streams. The network of heat exchangers for deployment was chosen based on some pre-established standard, such as plant safety and energy savings. For the new layout of the plant, two heat exchangers were added and two heat exchangers were removed. Energy integration resulted in a reduction of R\$70,847,851.32 in the plant's annual cost of utilities, representing a saving of 97.0%.

Keywords: Sulfuric acid. Energy integration. Threshold Problem. Pinch Methodology.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1 – Conversão no reator em função da variação de temperatura.	15
Figura 2 – Conversão para cada estágio do reator.	15
Figura 3 – Representação de um reator de estágios.	16
Figura 4 – Topo de uma torre de absorção real	17
Figura 5 – Exemplo da cascata de energia completa.	19
Figura 6 – Curva composta.	21
Figura 7 – Curva composta quente.	22
Figura 8 – Comportamento das curvas compostas para o $\Delta T_{\text{transição}}$.	23
Figura 9 – Custo das utilidades pelo ΔT_{min} .	23
Figura 10 – Rede de trocadores de calor.	25
Figura 11 – Sistema de diluição do ácido sulfúrico desenvolvido no software Petro-Sim.	33
Figura 12 – Trocadores de calor no software Petro-Sim.	36
Figura 13 – Curva composta caso 1.	40
Figura 14 – Curvas compostas caso 2.	42
Figura 15 – Rede de trocadores de calor (caso 1).	44
Figura 16 – Rede de trocadores de calor 1 (caso 2).	46
Figura 17 – Rede de trocadores de calor 2 (caso 2).	46
Figura 18 – Rede de trocadores de calor 3 (caso 2).	47

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Exemplo de tabela com temperaturas de cada correntes e as temperaturas corrigidas para $\Delta T_{\min} = 10^{\circ}\text{C}$	19
Tabela 2 – Dados de duas correntes quentes	21
Tabela 3 – Dados de entalpia para plotar o gráfico	22
Tabela 4 – Dados do processo de fabricação de ácido sulfúrico retirados da literatura	31
Tabela 5 –Dados do processo de fabricação de ácido sulfúrico.	35
Tabela 6 – Tabela resumida dos dados do processo.	37
Tabela 7 –Ajuste das temperaturas conforme ΔT_{\min} .	37
Tabela 8 – Cascata de energia caso 1 (Parte 1).	38
Tabela 9 – Cascata de energia caso 1 (Parte 2).	39
Tabela 10 – Tabela resumida dos dados do processo.	41
Tabela 11 – Cascata de energia.	41
Tabela 12 – Estudo da influência do ΔT_{\min} .	43

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	10
1.1	OBJETIVOS	12
1.1.1	OBJETIVO GERAL	12
1.1.2	OBJETIVOS ESPECÍFICOS	12
2	FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA E REVISÃO DA LITERATURA	13
2.1	PROCESSO DE PRODUÇÃO DO ÁCIDO SULFÚRICO (H ₂ SO ₄)	13
2.1.1	Torre de Secagem	14
2.1.2	Reator de Estágios	14
2.1.3	Torre de Absorção Intermediária e Final	16
2.2	INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA PELO MÉTODO <i>PINCH</i>	17
2.2.1	Cascata de Energia	18
2.2.2	Curva Composta	20
2.2.3	Problema de Transição ou <i>Threshold</i>	22
2.2.4	Rede de Trocadores de Calor	24
2.3	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	Erro! Indicador não definido.
3	PROCEDIMENTOS METODOLÓGICOS	28
4	RESULTADOS E DISCUSSÕES	30
4.1	DETALHES SOBRE A PLANTA DE PRODUÇÃO DE ÁCIDO SULFÚRICO	30
4.2	BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA	31
4.3	CARGAS TÉRMICAS DOS TROCADORES DE CALOR	35
4.4	CASCATAS DE ENERGIA E CURVAS COMPOSTAS	36
4.5	ESTUDO DA INFLUÊNCIA DO ΔT_{\min}	42
4.6	REDE DE TROCADORES DE CALOR	43
4.7	ANÁLISE ECONÔMICA	48
4.8	LAYOUT COM INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA	49
5	CONCLUSÃO	50
	REFERÊNCIAS	51
	APÊNDICE A – Fluxograma inicial do processo	53
	APÊNDICE B – Fluxograma do processo integrado energeticamente	54

1 INTRODUÇÃO

As indústrias sempre foram grandes consumidoras de energia. Até a década de 70, o elevado consumo energético não era uma preocupação para elas, a partir de então, como consequência da crise do petróleo, houve a necessidade de investimento em tecnologia para reduzir esse consumo (FRANCO, 2001; NETO, 2005).

O constante aumento nos valores dos insumos de energia e as ameaças de redução nas reservas de combustíveis fósseis resultaram em uma incessante busca por fontes alternativas e pela redução do consumo da energia. Outro fator levado em conta pela indústria é a emissão de gases poluentes que deve obedecer a legislação sobre a quantia máxima que pode ser emitida. Sendo assim, busca-se reduzir a queima de combustível resultando na diminuição da emissão de gases (BENINCA, 2008; FRANCO, 2001; OLIVEIRA, 2005).

Sabe-se que a água é de grande importância para a humanidade, uma vez que sem ela não há vida na terra, e por isso deve ser muito valorizada. Na maioria das vezes, as indústrias químicas utilizam água para resfriar e/ou aquecer correntes, conseqüentemente, reduzindo-se a quantidade de utilidades requerida pelo sistema, diminui-se o consumo de água (NETO, 2005).

O impacto ambiental causado pelas indústrias através do consumo de combustíveis fósseis, emissão de gases, consumo de água e outros, foi amenizado quando a metodologia *Pinch*, desenvolvida por Bodo Linnhoff, passou a ser implantada nas plantas industriais (FRANCO, 2001). O objetivo da integração energética, segundo Neto (2005) é “minimizar o uso de energia e, conseqüentemente, minimizar a geração de resíduos e efluentes, implicando em operar as plantas com custos reduzidos e com redução das utilidades vapor, água de resfriamento e combustíveis”.

A integração energética é aplicada nas indústrias com a utilização do método *Pinch* e pode reduzir até 60% do consumo de energia em uma indústria que nenhum tipo de integração foi aplicado (CERETO, 2004). Esse método surgiu na década de 70 e é utilizado até hoje como um método eficaz para projetar redes de trocadores de calor com o intuito de empregar as próprias correntes do sistema para aquecer ou resfriar fluidos, minimizando o consumo de energia (FRANCO, 2001).

As indústrias necessitam de muita energia para manter a linha de produção e quanto maior o consumo de energia, maior o preço final que chega ao consumidor.

Assim, é de grande importância que se realizem pesquisas dentro das fábricas para estudar métodos de reduzir o consumo energético. A seriedade desses estudos torna-se ainda mais relevante com os problemas da escassez das fontes não renováveis de energia.

Processos químicos que trabalham com maior rendimento em temperaturas específicas, resultam em gastos ainda maiores com aquecimento e resfriamento de correntes. Para diminuir o consumo de energia o método *Pinch* é implantado nas indústrias e apresenta uma rede de trocadores de calor que utiliza as correntes quentes e frias da melhor maneira possível, para diminuir o desperdício de energia e, conseqüentemente, a quantia de energia não renovável requerida pelo processo.

O ácido sulfúrico, escolhido para esse estudo, é um dos produtos químicos mais produzidos no mundo e tem ampla aplicabilidade nos mais variados ramos de indústrias. A integração energética pode ser realizada nesse processo, uma vez que a planta apresenta correntes quentes e correntes frias. A busca pela redução no consumo de energia desse tipo de indústria pode reduzir impactos ambientais em larga escala devido ao número de plantas instaladas pelo mundo.

O ácido sulfúrico produzido a partir do enxofre e da água tem grande aplicabilidade na indústria por estar envolvido direta ou indiretamente em quase todas as produções industriais.

A planta de ácido sulfúrico com capacidade de produção de 1630 t/dia é apresentada no Apêndice A e apresenta grandes variações de temperatura ao longo do processo. Seus principais equipamentos são uma torre de secagem (TS) onde ácido sulfúrico forte é utilizado para retirar a água do gás de entrada da planta, um reator (R) de quatro estágios que converte SO_2 em SO_3 por meio de uma reação de adição de O_2 e duas torres de absorção (TAI e TAF) responsáveis pela formação do H_2SO_4 a partir do SO_3 e da água. A planta trabalha com 9 trocadores de calor, 2 de utilidades quentes (TC-1 e TC-5) e 7 de utilidades frias (TC-2, TC-3, TC-4, TC-6, TC-7, TC-8 e TC-9).

Integrando esses trocadores de calor foi possível reduzir o custo na produção do ácido sulfúrico, bem como diminuir o consumo de água e utilidades na indústria.

1.1 OBJETIVOS

1.1.1 OBJETIVO GERAL

O presente trabalho de conclusão de curso visa aplicar a metodologia *Pinch* de integração energética em uma indústria de ácido sulfúrico, a fim de modificar o *layout* atual da planta química, por meio do projeto de uma nova rede de trocadores de calor, e permitir economia de utilidades quentes e frias, bem como reduzir os custos de operação do processo.

1.1.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Aplicar a Metodologia *Pinch* em uma planta de ácido sulfúrico;
- Simular os balanços de massa e energia pelo *Software* Petro-Sim;
- Construir a cascata de energia e curva composta para encontrar as quantidades mínimas de utilidades necessária;
- Construir as redes de trocadores de calor;
- Avaliar os dados obtidos em relação à economia no consumo de utilidades;
- Apresentar uma nova planta integrada energeticamente;
- Avaliar a economia de energia da planta integrada em relação a original.

2 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA E ESTADO DA ARTE

Nessa seção são apresentadas as informações sobre o processo industrial de produção do ácido sulfúrico, as etapas que o compõem e as informações relevantes sobre ele. Além disso, são abordados detalhes sobre a metodologia empregada na integração energética, bem como uma revisão bibliográfica de alguns trabalhos que utilizaram o método selecionado.

2.1 PROCESSO DE PRODUÇÃO DO ÁCIDO SULFÚRICO (H₂SO₄)

O ácido sulfúrico é um ácido inorgânico com características físicas de fluido viscoso e oleoso que, quando diluído em água (H₂O) libera muita energia. Além disso, o ácido sulfúrico tem ponto de ebulição de 10 °C e ponto de fusão de 337 °C e tem sua condutividade variando conforme a concentração (MARTINS e AFONSO, 2015). Segundo King, Davenport e Moats (2013), no passado, o ácido sulfúrico foi usado para aferir o nível de desenvolvimento de um país, a partir de seu consumo.

Segundo Martins e Afonso (2015) os principais argumentos para o ácido sulfúrico ser tão aplicado são o fato de ser um ácido inorgânico bastante forte e de custo competitivo. A gama de aplicações é diversificada e pode ser aplicado como absorvente, oxidante, lixiviante, neutralizante, catalisador, purificante, como reagente ativo em indústrias petroquímicas, entre outras (MARTINS e AFONSO, 2015).

De acordo com King, Davenport e Moats (2013), a produção de ácido sulfúrico pode partir de três diferentes matérias-primas: enxofre elementar (60%), gás metalúrgico (30%) e ácido sulfúrico usado (10%). Tendo em vista que o processo de produção do ácido a partir do enxofre elementar tem apenas uma corrente fria e que, a partir do gás metalúrgico, existem duas correntes frias para a integração energética, a segunda opção é mais viável.

Para utilizar o gás metalúrgico como matéria-prima, primeiro é necessário que esse gás passe por uma lavagem para remover o pó e outras impurezas. Em seguida o gás passa por uma torre de secagem, onde é lavado com ácido sulfúrico. O ácido sulfúrico tem mais afinidade com a água, portanto remove a água presente no gás. Isso é necessário para que a água não reaja com o trióxido de enxofre (SO₃) dentro do reator (KING, DAVENPORT e MOATS, 2013).

Depois de seco, o gás passa pelo reator convertendo dióxido de enxofre (SO_2) em trióxido de enxofre (SO_3). Após 3 estágios do reator, o gás passa pela primeira torre de absorção, onde o SO_3 reage com água formando o ácido sulfúrico. O gás restante passa pelo último estágio do reator para converter o restante do SO_2 que, por fim passa pela torre de absorção final.

2.1.1 Torre de Secagem

Segundo King, Davenport e Moats (2013) o gás que chega à torre de secagem contém água devido a lavagem que sofreu anteriormente. Sendo assim, esta deve ser retirada para que, no reator, não haja a formação de ácido sulfúrico quando em contato com o SO_3 , que é produto da reação que ocorre no próprio reator.

Um meio de retirar a água do gás metalúrgico é pelo contato com o ácido sulfúrico forte. Para isso, o gás passa por uma coluna de recheio e é lavado com o ácido por contato em contracorrente (KING, DAVENPORT e MOATS, 2013).

Após a saída da torre de secagem, o gás passa por um trocador de calor, onde é aquecido para entrar no primeiro estágio do reator.

2.1.2 Reator de Estágios

A reação de formação do SO_3 é apresentada pela Equação 1.

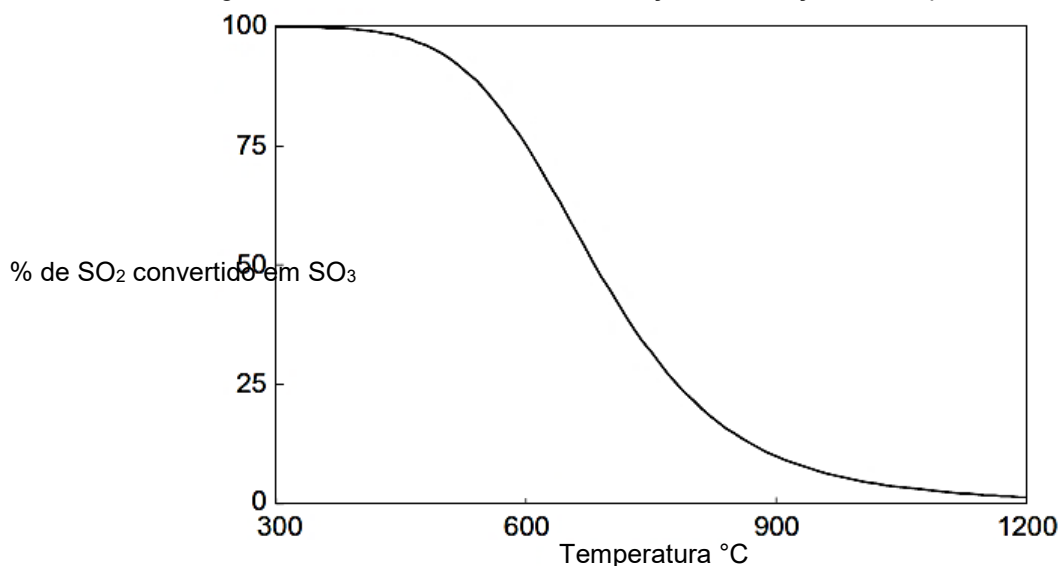


Por se tratar de uma reação exotérmica, que libera 100 MJ por kmol de SO_3 , a temperatura dentro do reator sobe até não permitir mais a formação do produto. Assim, é utilizado um reator de estágios, onde após cada estágio, a corrente passa por um trocador de calor, no qual é resfriada e encaminhada para o estágio seguinte. O comportamento da conversão em relação a temperatura para essa reação é apresentado na Figura 1 (KING, DAVENPORT e MOATS, 2013).

Na Figura 2 é representada a conversão do reator em cada estágio. Observa-se que, para o primeiro estágio a conversão é verificada até a temperatura atingir a curva de equilíbrio, onde é necessário passar por um trocador de calor para resfriar o gás e retornar no segundo estágio. Esse processo acontece até a saída do terceiro

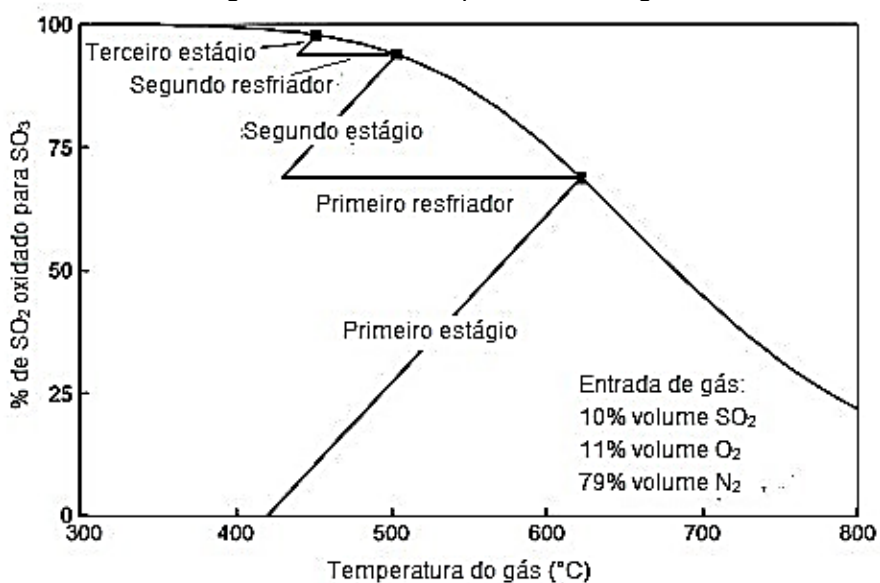
estágio quando a corrente é resfriada em um trocador de calor e depois encaminhada a torre de absorção intermediária (KING, DAVENPORT e MOATS, 2013).

Figura 1 - Conversão no reator em função da variação de temperatura.



Fonte: Adaptado de King, Davenport e Moats (2013).

Figura 2 - Conversão para cada estágio do reator.



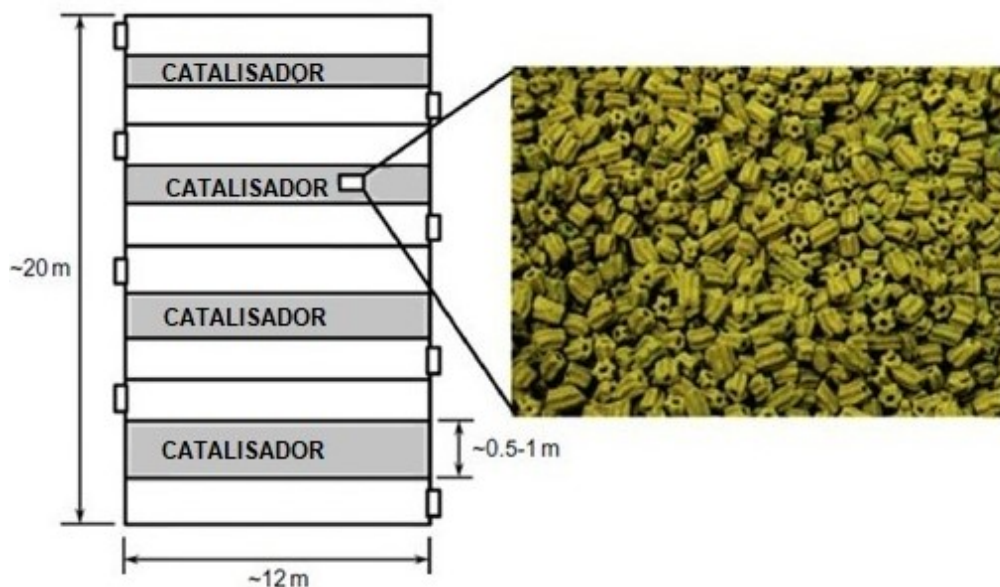
Fonte: Adaptado de King, Davenport e Moats (2013).

Segundo King, Davenport e Moats (2013), toda a oxidação industrial de SO₂ é feita em leito catalítico. Segundo Sander et al. (1984), a oxidação em fase gasosa do dióxido de enxofre é virtualmente inaplicável sem um catalisador a qualquer temperatura. Em temperaturas normais a reação é tão lenta que, em termos práticos, não é observada conversão significativa. Aumentar a temperatura acarreta em um

aumento da taxa de reação, mas desloca o equilíbrio desfavoravelmente, promovendo a formação de dióxido de enxofre e água a partir do trióxido de enxofre.

Uma representação do reator de estágios é mostrada na Figura 3. A imagem do lado direito ilustra um catalisador real utilizado em reatores com a finalidade de converter dióxido de enxofre em trióxido de enxofre.

Figura 3 - Representação de um reator de estágios.



Fonte: Adaptado de King, Davenport e Moats (2013).

2.1.3 Torre de Absorção Intermediária e Final

As torres de absorção têm a finalidade de converter o SO_3 em ácido sulfúrico. O gás entra pela região inferior da torre e sobe através do leito de recheio enquanto o H_2SO_4 com água entra na parte de cima do reator e é espalhado sobre o recheio, descendo com a força da gravidade e causando o contato com o gás. A reação que acontece dentro das torres de absorção é apresentada na Equação 2 (KING, DAVENPORT e MOATS, 2013).



Essa reação também é fortemente exotérmica, sendo que libera 130 MJ por kmol de SO_3 e é ideal que a temperatura dentro da torre seja controlada. Para isso, o ácido sulfúrico forte que entra na torre de absorção é acompanhado de uma pequena quantidade de água. O ácido sulfúrico tem a função de absorver a energia liberada

pela reação para que essa não eleve muito a temperatura do produto, garantindo que ele saia na forma líquida e relativamente frio (KING, DAVENPORT e MOATS, 2013).

É importante também que haja uma boa distribuição do ácido sobre o catalisador, para que a água não crie caminhos preferenciais no leito o que acarretaria na formação de produto concentrado em uma área do trocador e o ácido não seria suficiente para controlar a temperatura. A imagem de uma torre de absorção real é apresentada na Figura 4. Nela é possível observar os borrifadores presentes sobre o leito, onde o ácido é distribuído uniformemente. Visualiza-se também o recheio utilizado nesse tipo de torre (KING, DAVENPORT e MOATS, 2013).

Figura 4 - Topo de uma torre de absorção real



Fonte: King, Davenport e Moats (2013)

2.2 INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA PELO MÉTODO *PINCH*

Segundo Neto (2005), os métodos para integração energética disponíveis atualmente podem ser divididos em dois grupos: os baseados em programação matemática e os baseados em técnicas heurísticas-termodinâmicas.

Os métodos fundamentados em programação matemática utilizam técnicas de programação linear e não linear, analisando todas as combinações possíveis para a malha de trocadores de calor e tornando o problema muito complexo à medida que aumenta o número de correntes (JÚNIOR, 2009; NETO, 2005).

Em contrapartida, os métodos heurísticos baseiam-se em conceitos termodinâmicos juntamente com regras heurísticas. Esse método não é tão preciso quanto o matemático, porém apresentam bons resultados considerando sua simplicidade (NETO, 2005; OLIVEIRA, 2005).

A análise *Pinch*, aplicada nesse trabalho, é um método heurístico termodinâmico que foi desenvolvido principalmente por Bodo Linnhoff ainda na década de 70, mas foi aprimorado nos anos seguintes com vários estudos envolvendo Linnhoff e colaboradores (NETO, 2005).

O nome do método se dá devido ao ponto de estrangulamento. O termo *Pinch* quando traduzido para o português significa estrangulamento, referente ao local que aparece nas curvas compostas como sendo a menor distância entre a curva quente e a fria, conhecido como ponto de estrangulamento energético.

As principais etapas para realizar uma integração energética serão apresentadas nas seções a seguir.

2.2.1 Cascata de Energia

A construção da cascata de energia é utilizada para determinação do consumo mínimo de utilidades e para a localização do ponto de estrangulamento (PE) ou ponto *Pinch*. Esses dados também podem ser obtidos com as curvas compostas, entretanto apresentam maior precisão quando utilizado o método calculado. A ideia do método, segundo Fernandes (2012) é verificar, para cada intervalo de temperaturas, a quantidade de entalpia disponível entre as várias correntes de processo existentes e transferir o excesso de energia de cada nível térmico para o nível imediatamente inferior.

Segundo Kwong (2013), o primeiro passo do método é ajustar as temperaturas das correntes quentes e frias utilizando o ΔT_{\min} . O ΔT_{\min} garante uma diferença mínima de temperatura entre as correntes na saída dos trocadores de calor. Assim, se o ΔT_{\min} for próximo de 0 °C a área de troca térmica do trocador de calor tende ao infinito, tornando o custo de implantação do trocador inviável, mesmo que seja a situação de maior economia de energia. Para valores acima de 20 °C, o custo de implantação é menor, entretanto a economia de energia gerada é reduzida (CERETO, 2004; FERNANDES, 2012; NETO, 2005). Para esse estudo adotou-se ΔT_{\min} de 10 °C, valor habitualmente utilizado nos trabalhos.

O ajuste das temperaturas é feito somando-se metade do ΔT_{\min} nas temperaturas quentes e subtraindo-se a outra metade das temperaturas frias (CERETO, 2004). Para Fernandes (2012), “a definição destas temperaturas permite garantir que em qualquer intervalo de temperatura as temperaturas das correntes quentes e frias diferem de ΔT_{\min} ”. A Tabela 1 apresenta um exemplo de como corrigir as temperaturas para um $\Delta T_{\min} = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Tabela 1 - Exemplo de tabela com temperaturas de cada correntes e as temperaturas corrigidas para $\Delta T_{\min} = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$

Nº da corrente	Tipo	$T_{\text{ent}}\text{ (}^{\circ}\text{C)}$	$T_{\text{sai}}\text{ (}^{\circ}\text{C)}$	$T'_{\text{ent}}\text{ (}^{\circ}\text{C)}$	$T'_{\text{sai}}\text{ (}^{\circ}\text{C)}$
1	Fria	140	230	145	235
2	Fria	20	180	25	185
3	Quente	250	40	245	35
4	Quente	200	80	195	75

Fonte: Próprio autor (2018).

Em seguida cria-se uma tabela como exemplificado na Figura 5 (coluna 1 e 2), com as temperaturas em ordem decrescente em cada corrente representando sua temperatura de entrada e de saída (FERNANDES, 2012).

Figura 5 - Exemplo da cascata de energia completa.

1	2				3	4	5	6	7	8
T' ($^{\circ}\text{C}$)					ΔT_1 ($^{\circ}\text{C}$)	ΔMC_p ($\text{kW}/^{\circ}\text{C}$)	ΔQ_1 (kW)	Cascata de Calor (kW)		
260	1							$Q_{UQ} = 0$		$Q_{UQ} = 1000$
220					40	-18	-720	720	$Q_1 = -720$	1720
210		2			10	52	520	200	$Q_2 = 520$	1200
170				4	40	30	1200	-1000	$Q_3 = 1200$	0
150					20	-20	-400	-600	$Q_4 = -400$	400
60			3		90	-2	-180	-420	$Q_5 = -180$	580
50					10	-22	-220	-200	$Q_6 = -220$	800
MC_p ($\text{kW}/^{\circ}\text{C}$)	18	22	20	50					?	$Q_{UF} = 800$

Fonte: Fernandes (2012).

O próximo passo é efetuar os balanços de energia para cada intervalo, a fim de encontrar a diferença de entalpia entre a energia cedida das correntes quentes e a energia ganha pelas correntes fria (KWONG, 2013). Para isso, utiliza-se a seguinte equação:

$$Q = \Delta H_i = \left(\sum w * C_{ph} - \sum w * C_{pc} \right)_i * \Delta T_i \quad (3)$$

em que, w é a vazão mássica, ΔT_i a diferença de temperatura do intervalo, C_{ph} as capacidades caloríficas quentes no intervalo e C_{pc} as capacidades caloríficas frias no intervalo. A Figura 5 (colunas 3, 4 e 5) apresenta um exemplo de como deve ser construída a tabela com os dados obtidos.

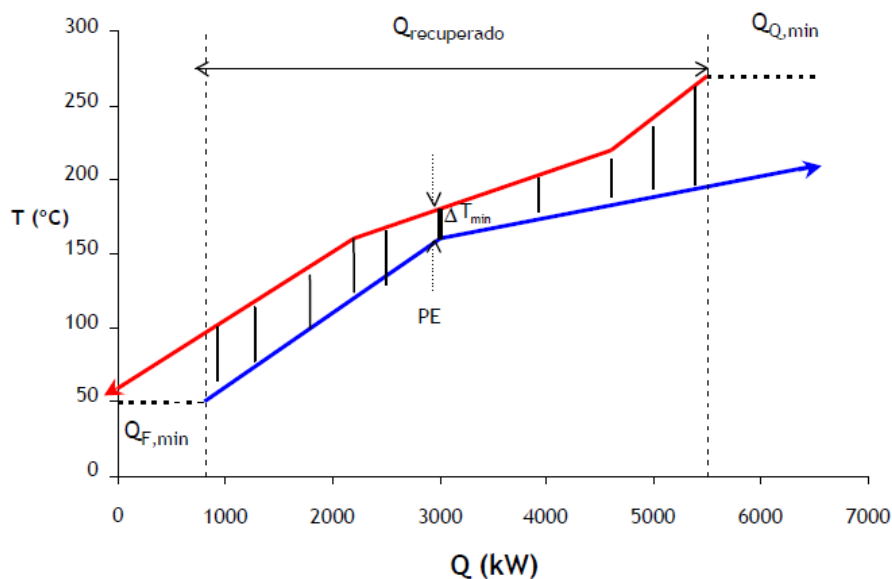
Por fim, a última etapa consiste na construção da cascata de energia. Primeiramente, constrói-se uma cascata inviável adotando-se que nenhuma quantidade de calor externo é fornecida ao problema, ou seja, Q_{vapor} é nulo. Os resultados apresentarão valores de calor negativo e, segundo Kwong (2013) “isto implica que a cascata de calor viola a segunda lei da termodinâmica, pois o calor estaria sendo transferido de uma região de temperatura mais baixa para outra de temperatura mais alta”. Para reparar isso, utiliza-se o menor valor presente na cascata inviável e fornece-o, com sinal trocado, como Q_{vapor} . O resultado deve apresentar três dados importantes: a quantidade mínima de aquecimento e de resfriamento e o ponto *Pinch* (FALEIROS E LUIZ, 2014; FERNANDES, 2012; KWONG, 2013).

A Figura 5 (coluna 6) é um exemplo da formação da cascata inviável, obtendo em seguida a cascata viável na Figura 5 (coluna 8).

2.2.2 Curva Composta

As curvas compostas combinam todas as correntes quentes do processo em uma única curva e as frias em outra, a fim de aproximá-las em um gráfico, mantendo-se uma distância de pelo menos ΔT_{min} entre elas (KWONG, 2013). Conforme Figura 6 é possível observar um exemplo de gráfico com a curva composta quente e a fria.

Figura 6 - Curva composta.



Fonte: Fernandes (2012).

É possível extrair alguns dados importantes da Figura 6. Primeiro, o ponto de estrangulamento. Segundo Cereto (2004) “O ponto de estrangulamento é o “divisor de águas” do problema, acima dele há demanda por calor, abaixo dele há sobra de energia térmica”. Na zona acima do PE, conhecida como absorvedora de calor, as correntes quentes são totalmente resfriadas pelas correntes frias do sistema e uma utilidade quente, $Q_{Q,min}$ fornece o calor faltante para aquecer as correntes frias. Em contrapartida, na zona abaixo do PE, conhecida como fonte de calor, todas as correntes frias são aquecidas pelas correntes do sistema. A utilidade que retira o calor restante nas correntes quentes é chamada utilidade fria, $Q_{F,min}$ (FERNANDES, 2012).

A quantidade máxima de energia que é possível recuperar é identificado no gráfico como $Q_{recuperado}$.

Para construir a curva composta é necessário dividir em curva composta quente e fria em segmentos. Segundo Fernandes (2012) $w \cdot Cp$ em cada intervalo é igual à soma dos $w \cdot Cp$ individuais das correntes quentes/frias existentes no intervalo. Para exemplificar, supõe-se que existam duas correntes quentes como apresentado na Tabela 2:

Tabela 2 - Dados de duas correntes quentes

Corrente	T'_{Ent} (°C)	T'_{Sai} (°C)	$Cp \cdot w$ (MW/°C)	ΔH (MW)
1	250	40	0,15	-31,5
2	200	80	0,25	-30

Fonte: Próprio autor (2018).

Agora, para calcular todos os ΔH necessários para construir a curva composta, segue-se como apresentado na Tabela 3.

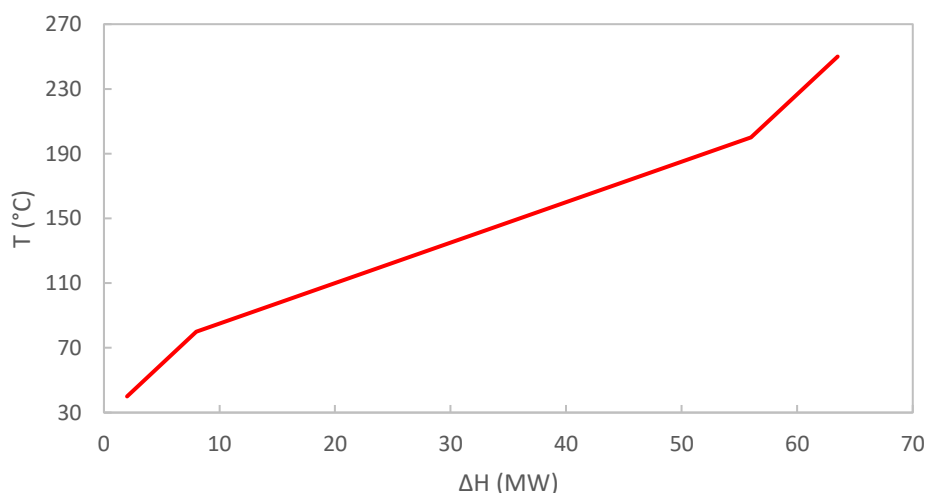
Tabela 3 - Dados de entalpia para plotar o gráfico

Intervalo	T'Ent (°C)	T'Sai (°C)	C _p *w (MW/°C)	ΔH (MW)
1	250	200	0,15	6
2	200	80	0,25+0,15	48
3	80	40	0,15	6

Fonte: Próprio autor (2018).

De acordo com a Tabela 3, cada intervalo de temperatura apresenta uma variação de energia. A Figura 7 apresenta a curva composta quente do exemplo proposto. De forma similar, e no mesmo gráfico, pode ser construída a curva composta fria, sendo que o ponto mais próximo das curvas deve respeitar o ΔT_{\min} .

Figura 7 - Curva composta quente.



Fonte: Próprio autor (2018).

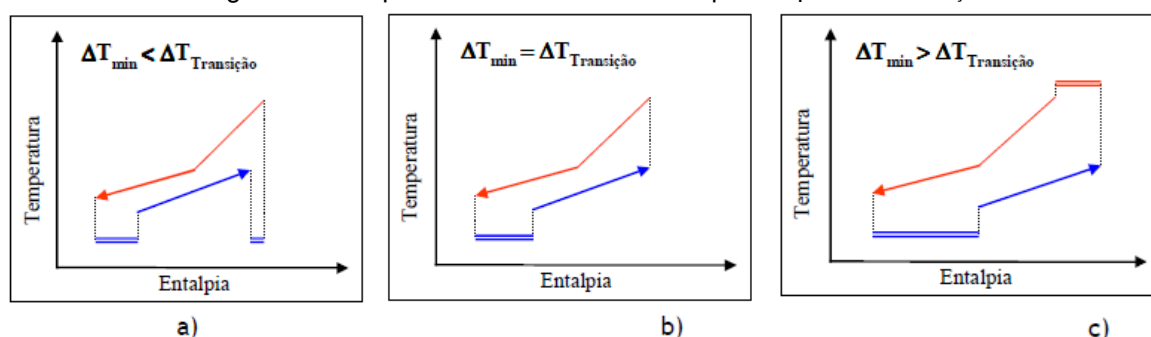
2.2.3 Problema de Transição ou *Threshold*

Segundo Kwong (2013), nem todos os processos apresentam um ponto *Pinch* que divide o sistema em duas regiões: uma emissora e outra absorvedora de calor. Esses casos caracterizam-se como problema de transição ou *threshold problem*, onde até um ΔT_{\min} conhecido como $\Delta T_{\text{transição}}$ o sistema requer apenas uma utilidade externa e a outra utilidade é suprida totalmente pelo próprio sistema.

Na Figura 8, apresentam-se as curvas compostas para um problema do tipo *threshold*. É possível observar o deslocamento horizontal da curva fria conforme o

ΔT_{\min} aumenta. Na Figura 8b, o ΔT_{\min} é igual ao $\Delta T_{\text{transição}}$, ou seja, é exatamente o ponto onde uma das utilidades é zerada (FERNANDES, 2012; KWONG, 2013). Na Figura 8a, nota-se que, para valores de ΔT_{\min} menores que o $\Delta T_{\text{transição}}$ a curva é deslocada e, segundo Fernandes (2012) enquanto num dos extremos o consumo de utilidade fria diminui, no outro extremo aumenta na mesma proporção. Acima do $\Delta T_{\text{transição}}$, o aumento do ΔT_{\min} resulta em um aumento linear do consumo de utilidade quente e, conseqüentemente, na utilidade fria na mesma proporção, como representado na Figura 8c.

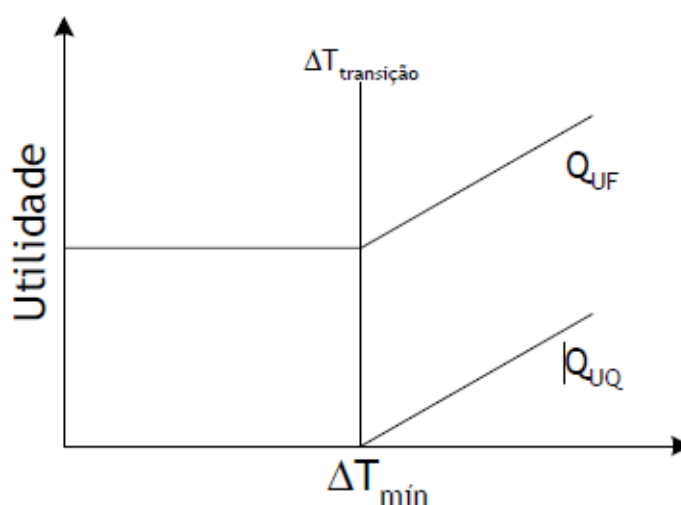
Figura 8 - Comportamento das curvas compostas para o $\Delta T_{\text{transição}}$.



Fonte: Fernandes (2012)

Como visto anteriormente, para qualquer ΔT_{\min} menor que o $\Delta T_{\text{transição}}$ uma das utilidades não é requerida e a outra tem demanda energética constante. Assim, o custo de operação da planta permanece constante até atingir o $\Delta T_{\text{transição}}$ e acima desse valor passa a aumentar linearmente como apresentado na Figura 9.

Figura 9: Custo das utilidades pelo ΔT_{\min} .



Fonte: Fernandes (2012).

Assim, para qualquer ΔT_{\min} menor que o $\Delta T_{\text{transição}}$ o custo das utilidades é constante e acima dele o custo de utilidade quente passa a existir, aumentando linearmente e elevando o custo das utilidades frias na mesma proporção (FERNANDES, 2012; KWONG, 2013).

2.2.4 Rede de Trocadores de Calor

Uma vez que já foram determinadas as utilidades mínimas quentes e frias, são desenhadas duas redes de trocadores de calor: uma para a zona acima do PE e outra para a zona abaixo do PE (KWONG, 2013). Segundo Kwong (2013) todas as correntes quentes que tocam o *Pinch* devem ser resfriadas antes das demais correntes quentes e todas as correntes frias que tocam o *Pinch* devem ser aquecidas antes das demais correntes frias.

Ainda segundo Kwong (2013) o número mínimo de trocadores de calor numa rede é dado por:

$$N_{\min} = N_C + N_U - 1 \quad (4)$$

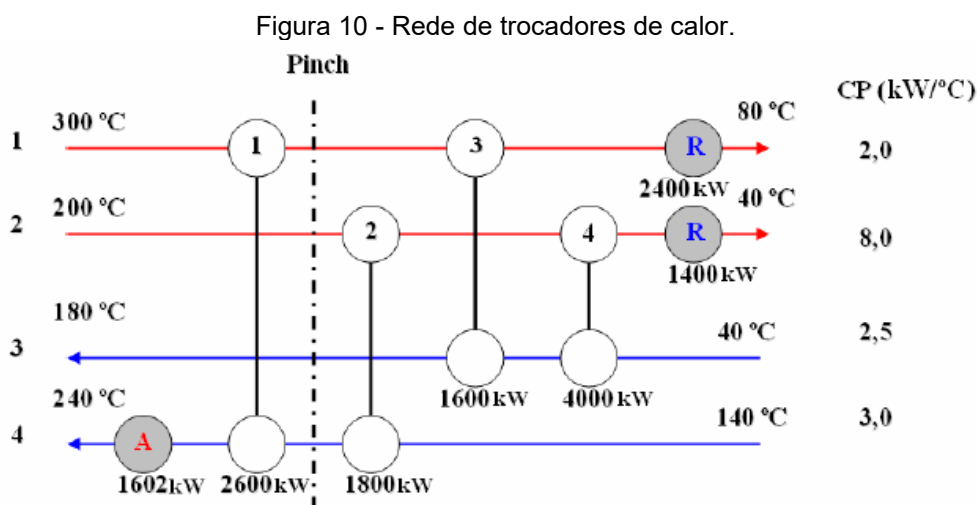
em que N_{\min} é o número mínimo de trocadores, N_C é o número de correntes do processo e N_U é o número de utilidades requeridas.

Segundo Fernandes (2012) para obter a rede de recuperação máxima de energia é preciso considerar as seguintes regras:

1. Evitar a troca térmica através do ponto *Pinch*.
2. Efetuar troca de calor entre as correntes do processo com o objetivo de suprir as demandas das correntes com menor necessidade entálpica.
3. Acima do ponto *Pinch* todas as correntes quentes devem ser supridas energeticamente por troca de calor com as correntes frias, logo não deve utilizar utilidades frias acima do *Pinch*.
4. Abaixo do *Pinch* todas as correntes frias devem ser supridas energeticamente por troca de calor com as correntes quentes, logo utilidades quentes não devem ser utilizadas abaixo do *Pinch*.

5. Acima do *Pinch* o número de correntes quentes deve ser maior ou igual ao número de correntes frias e abaixo do *Pinch* o número de correntes frias deve ser maior ou igual ao número de correntes quentes.
6. Acima do ponto *Pinch* as correntes quentes só podem trocar calor com correntes frias que possuam capacidade calorífica global ($w \cdot C_p$) maiores que a sua e abaixo do *Pinch* as correntes frias só podem trocar calor com correntes quentes que possuam capacidade calorífica global ($w \cdot C_p$) maiores que a sua.

Seguindo as regras, busca-se suprir as necessidades quentes acima do *Pinch* e as frias abaixo do *Pinch* adicionando intercambiadores de calor com as demais correntes da região. A quantidade de energia das correntes frias acima do *Pinch* e correntes quentes abaixo do *Pinch* restantes são supridas com as utilidades quentes e frias, respectivamente. A Figura 10 contém um exemplo de uma rede de trocadores de calor montada.



Fonte: Oliveira (2014)

2.3 ESTADO DA ARTE

A metodologia *Pinch* vem sendo utilizada desde sua criação, por volta da década de 70, mas está ganhando ênfase nos últimos anos. A seguir, serão apresentados alguns casos em que a técnica foi aplicada em diversos segmentos da indústria e os resultados obtidos pelos autores.

Cereto (2004) utilizou o ponto de estrangulamento para integrar energeticamente uma fábrica de produção de farelo branco de soja. Para isso utilizou um ΔT_{\min} de 15 °C e obteve uma redução de US\$ 58.000 milhões por ano no consumo de utilidades.

Júnior (2009) realizou uma integração energética em uma indústria de extração de óleo de soja, utilizando o método *Pinch* pelo ponto de estrangulamento energético (PEE) e a curva composta com um ΔT_{\min} de 10 °C. O autor utilizou duas correntes quentes e duas correntes frias do processo, obtendo-se uma redução de 77,5% no custo total anual da indústria. Além disso, o retorno do investimento para implantação da integração energética é de apenas 3 meses.

O trabalho de Lei et al. (2015) aplicou a tecnologia *Pinch* no processo de produção de hidrogênio para a fabricação de célula de combustível de membrana de troca de prótons a baixas temperaturas (LT-PEMFC). Lei et al. (2015) obtiveram uma malha de recuperação máxima de energia (MER) e uma malha simplificada. Na MER atingiu-se uma economia de 1.627 W com a implantação de 18 trocadores de calor e eficiência de 84,3%. Já na malha simplificada os autores desconsideraram pequenas fontes de calor e mesclam alguns fluxos frios, resultando na implantação de 9 trocadores de calor e eficiência de 80,1%. A malha simplificada, além de perder na eficiência, gera uma economia de 1.507 W. Entretanto, levando-se em conta o custo de implantação pelo número de trocadores de calor requeridos a malha simplificada torna-se viável.

No mesmo ano, Zhang et al. (2015) obtiveram uma economia máxima de 19% de energia aplicando a tecnologia *Pinch* juntamente com a análise de compressão das bombas e refrigeradores do processo, em uma planta de captura de CO₂ com capacidade de produção de 34,72 kg/s.

Shemfe, Fidalgo e Gu (2016) realizaram a integração energética em uma planta hipotética de hidrocessamento de bio-óleo acoplado a reforma de vapor de fase aquosa, com capacidade de produção de 16.000 kg/h. Os autores concluíram que a razão de vapor de carbono (S/C) deveria ser 3 e reduziu a emissão de CO₂ em 90%. Por fim, os autores reduziram o custo do produto em cerca de 2%.

Dois anos mais tarde, Song et al. (2018) utilizaram o método *Pinch* para reduzir os custos com utilidades em uma planta de produção de etanol celulósico. Além disso, Song et al. (2018) analisaram as pressões, temperaturas e composições das correntes para aumentar ainda mais a economia. Com isso, o autor atingiu uma

redução de 41,8 MJ/kg para 23,9 MJ/kg de etanol, o que representa 42,8% de diminuição no consumo.

No mesmo ano, Zhang, Liu e Li (2018) estudaram a integração energética pelo método de *Pinch* gráfico de uma rede de trocadores de calor acoplado a um reator na produção de ciclohexeno a partir do benzeno. Assim, os autores analisaram a melhor temperatura de entrada e saída do reator simultaneamente com a integração da rede para gerar a melhor conversão de ciclohexeno com o menor consumo de energia. Com a integração, a conversão passou de 0,40 para 0,58. Quando integrados, o reator e a rede de trocadores de calor geram uma economia de 16,3%, em comparação ao sistema com a integração apenas na rede de trocadores de calor.

Ainda em 2018, Lopez-Castrillon et al. (2018) analisaram um processo de produção de etanol utilizando a tecnologia *Pinch*. O processo inicialmente consumia cerca de 467 kg de vapor/t de cana, passando a consumir 236,8 kg de vapor/t de cana com a integração. Nesse caso a redução no consumo de utilidades foi de 49%.

Dessa forma, é notável como o planejamento correto da malha de trocadores de calor pode influenciar diretamente no consumo de utilidades de uma planta e, conseqüentemente, no valor final do produto. Assim, o método *Pinch* prova ter grande importância na busca pela minimização dos gastos de uma indústria.

3 PROCEDIMENTOS METODOLÓGICOS

Inicialmente, foi escolhida a planta industrial para aplicar a metodologia *Pinch*, respeitando a necessidade de pelo menos uma corrente quente e uma fria no processo, para que houvesse possibilidade de integração energética.

Posteriormente, foi buscado na literatura o máximo de informações a respeito do processo, como fluxograma, composições das correntes, vazões, temperaturas e capacidades caloríficas, com o intuito de suprir as informações requeridas para iniciar o estudo.

Como a busca na literatura não forneceu todos os dados, foram realizados balanços de massa e energia para completar as informações. Inicialmente, foi feito o balanço molar por componente no estágio 1 e 2 do reator do processo.

Conhecendo a vazão de entrada, a composição, a conversão e a reação que ocorre no reator, foi utilizado a Equação 5 para determinar o grau de extensão de reação que representa o número de mols reagidos de acordo com a estequiometria da reação considerada.

$$\xi = \frac{n_i - n_{i0}}{v_i} \quad (5)$$

em que ξ é o grau de extensão da reação, n_i é o número de mols que saem do reator, n_{i0} é o número de mols que entra no reator e v_i é o coeficiente estequiométrico do composto i na reação.

Com o valor de ξ calculado, foi utilizado a Equação 6 para fazer o balanço de massa para cada composto, obtendo o número de mols de cada um na saída do reator.

$$n_i = n_{i0} - v_i \xi_i \quad (6)$$

Assim, foi somado o número de mols de cada composto na saída e determinou-se o número total de mols. Foi utilizado a Equação 7 para determinar a fração de cada composto na saída.

$$x_i = \frac{n_T - n_i}{n_T} \quad (7)$$

em que x_i a fração do composto e n_T o número total de mols.

Foi repetido o procedimento para o segundo estágio do reator, completando as informações a respeito do reator. Em seguida foi utilizado o *Software* Petro-Sim para determinar o sistema de diluição do ácido sulfúrico para servir de entrada nas torres de secagem e de absorção. Para isso, simulou-se os tanques de mistura que recebem as correntes de ácido e água para ajuste da concentração conforme requerido pelo sistema.

Feito isso, foi completado a tabela de informações do problema a fim de verificar se todas estavam completas para dar início a implantação do método. Assim, foi utilizado novamente o *Software* Petro-Sim e determinou-se as cargas térmicas de cada trocador de calor da planta.

Foi organizado a nomenclatura das correntes para facilitar o entendimento dos resultados. Em seguida foi ajustado as temperaturas segundo o ΔT_{\min} estudado e construiu-se a cascata de energia. A curva composta foi construída com base nos dados da cascata de energia e viabilizou uma melhor leitura dos dados obtidos até o momento.

Foi feito a avaliação dos custos antes da integração energética e depois da integração com base no consumo anual e calculou-se a porcentagem na redução dos custos.

A construção da rede de trocadores de calor foi realizada com os dados obtidos na cascata de energia e curva composta, a fim de fornecer a melhor configuração de trocadores de calor, que gerem a maior economia de energia da indústria.

Para decisão da melhor rede foi estabelecido os seguintes critérios: seguir o número mínimo de trocadores de calor; obedecer às regras impostas na construção da rede de trocadores; e possuir apenas trocadores de calor com capacidade térmica acima de 3,00 MW.

Por seguinte, foi esquematizado um novo fluxograma da planta industrial para comparar com a conformação inicial.

4 RESULTADOS E DISCUSSÕES

Nessa seção serão apresentados e discutidos todos os resultados obtidos durante o desenvolvimento do trabalho, sendo eles detalhamento do processo industrial, balanço de massa e energia, determinação das cargas térmicas dos trocadores de calor, cascata de energia e curvas compostas, influência do ΔT_{\min} , rede de trocadores de calor, seleção da melhor rede e o novo fluxograma do processo.

4.1 DETALHES SOBRE A PLANTA DE PRODUÇÃO DE ÁCIDO SULFÚRICO

A planta original de produção de ácido sulfúrico utilizada como base para integração energética deste trabalho é apresentada no Apêndice A.

Na Tabela 4 são apresentados os dados de temperatura, vazão e composição das correntes do processo de produção de ácido sulfúrico da Asarco Hayden que, segundo King, Davenport e Moats (2013) começou a operar em 1983 e produz cerca de 1630 toneladas de ácido sulfúrico por dia.

As unidades de cada propriedade são apresentadas junto à tabela, entretanto, por se tratar de vazões gasosas e líquidas a composição pode ser apresentada em porcentagem volumétrica e mássica, respectivamente. Sendo assim, quando a unidade da composição é apresentada em porcentagem mássica é seguida de (%m).

Embora a maior parte das informações do processo esteja presente na tabela, foi preciso executar alguns balanços de massa e energia para encontrar informações que não estavam na literatura, como composição na saída dos estágios do reator e quantidade de água para ajuste da concentração das correntes de ácido sulfúrico. Os balanços de massa e energia são abordados na próxima seção.

Tabela 4 - Dados do processo de fabricação de ácido sulfúrico retirados da literatura

Corrente	Temperatura (°C)	Vazão (kmol/h)	Composição (%volume)						
			O ₂	N ₂	SO ₂	SO ₃	H ₂ O	CO ₂	H ₂ SO ₄
C-1	45	8.890,0	11,4	72,8	9,0	--	5,9	0,9	--
C-2	25		21,0	79,0	--	--	--	--	--
C-3	69	8.879,0	11,4	78,6	9,0	--	--	1,0	--
C-4	399	8.879,0	12,6	75,0	8,5	--	--	1,0	--
C-5	621								
C-6	427								
C-7	539								
C-8	438								
C-9	454	8.503,0	7,4	82,1	0,5	9,0	--	1,0	--
C-10	197	8.503,0	7,4	82,1	0,5	9,0	--	1,0	--
C-11	82	7.585,0	8,0	90,0	0,7	0,3	--	1,0	--
C-12	393	7.585,0	8,0	90,3	0,7	--	--	1,0	--
C-13	427	7.585,0	7,8	90,4	0,1	0,6	--	1,2	--
C-14	182	7.585,0	7,8	90,4	0,1	0,6	--	1,2	--
C-15	82		7,8	90,9	0,1	0,1	--	1,2	--
C-16	104		--	--	--	--	1,5 (%m)	--	98,5 (%m)
C-17	82		--	--	--	--	1,2 (%m)	--	98,8 (%m)
C-18	49		--	--	--	--	7,4 (%m)	--	92,6 (%m)
C-19			--	--	--	--	7,0 (%m)	--	93,0 (%m)
C-20	32	20.480,0	--	--	--	--	7,0 (%m)	--	93,0 (%m)
C-21			--	--	--	--	7,0 (%m)	--	93,0 (%m)
C-22									
C-23									
C-24									
C-25	25		--	--	--	--	100,0	--	--
C-26			--	--	--	--	1,5 (%m)	--	98,5 (%m)
C-27	82		--	--	--	--	1,5 (%m)	--	98,5 (%m)
C-28									
C-29	25		--	--	--	--	100,0	--	--
C-30			--	--	--	--	2,0 (%m)	--	98,0 (%m)
C-31	82		--	--	--	--	2,0 (%m)	--	98,0 (%m)

Fonte: Adaptado de King, Davenport e Moats (2013).

4.2 BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA

Notando-se a falta de dados do processo, principalmente quanto as composições das correntes do reator e as correntes de ácido sulfúrico, efetuaram-se balanços mássicos e molares para obter as vazões e composições faltantes.

Para o reator, foi desenvolvido um balanço molar para cada estágio, onde foi considerado a conversão de cada estágio conforme King, Davenport e Moats (2013), sendo que no primeiro estágio cerca de 70% do SO₂ é convertido e no segundo reator

94,2% do SO_2 reage formando SO_3 . A reação presente no reator de estágios é apresentada na Equação 1. Para o balanço molar das espécies foi necessário calcular o grau de avanço da reação, ou seja, o ξ .

Conforme a vazão e a composição de entrada e a conversão de reagente em produto, foi determinado um grau de extensão da reação (ξ) igual a 279,69 kmol para o primeiro estágio e 96,69 kmol para o segundo estágio. Para o terceiro e o quarto estágio, não foi necessário executar o balanço molar, uma vez que as informações foram encontradas na literatura.

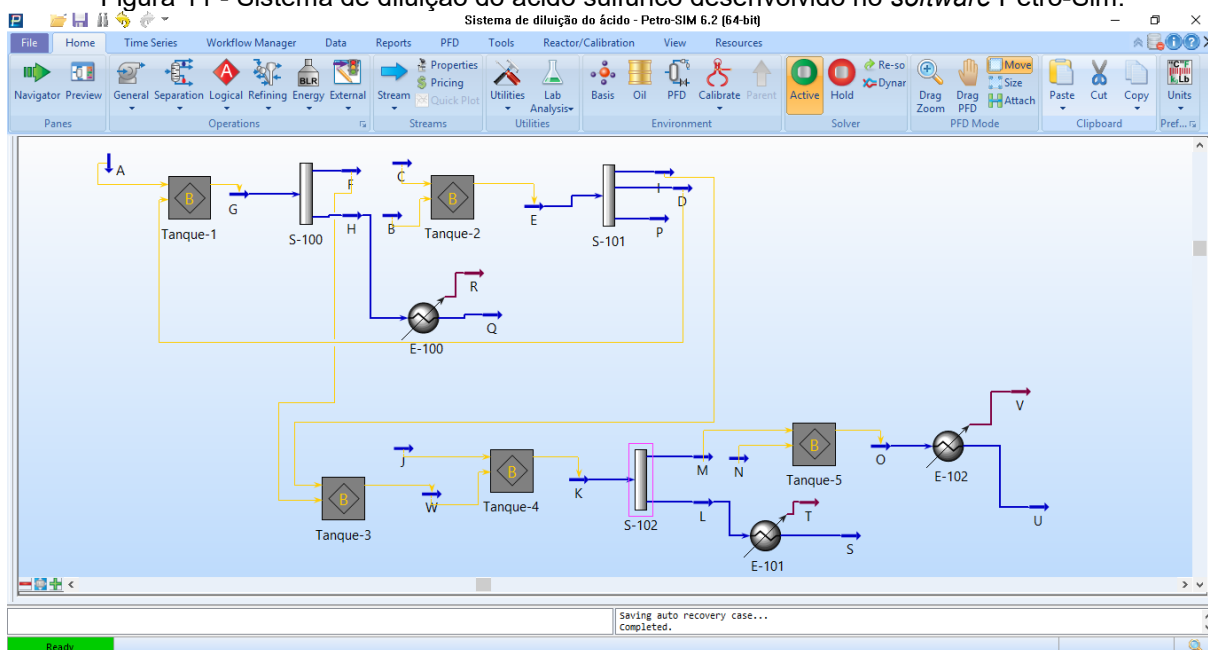
A diluição do ácido sulfúrico para ajustar a concentração e a temperatura de entrada das torres de secagem e de absorção exigiu mais cálculos, uma vez que envolve balanço de massa, pela adição de água no ajuste de concentração e balanço de energia, em virtude da adição de água em ácido liberar grande quantidade de energia, alterando a temperatura da corrente.

Inicialmente, entendia-se que a diluição era feita conforme a necessidade de cada torre e a saída do ácido sulfúrico menos concentrado (ácido utilizado na torre de secagem para retirar água do gás) era direcionado para o tanque de armazenamento de produto, enquanto o ácido sulfúrico, proveniente das torres de absorção, tinha elevada concentração e era diluído para ser fornecido às torres e o que restava era encaminhado para o armazenamento.

Posto que o processo possui duas correntes de ácido a serem diluídas e uma que precisa ser concentrada, é possível fazer a integração entre essas correntes a fim de se obter o ajuste de concentração adequado utilizando menor quantidade de água para isso e obtendo ácido sulfúrico com concentração mais elevada como produto final.

Considerando a complexidade que envolve essa integração, o *Software* Petro-Sim foi utilizado. A partir desse problema, foi elaborado no *software* o ajuste das concentrações de todas as correntes, bem como a energia que precisava ser retirada ou fornecida a cada etapa do processo. A Figura 11 apresenta o esquema desenvolvido nesse *software*.

Figura 11 - Sistema de diluição do ácido sulfúrico desenvolvido no software Petro-Sim.



Fonte: Autoria própria (2019).

Na Figura 11, A é a corrente de saída da Torre de Secagem, B é a corrente da torre de absorção final e C é a corrente proveniente da torre de absorção intermediária, as correntes J e N são correntes água, R, T e V são correntes de vapor, P é a corrente de produto final, Q é a corrente de ácido que alimenta a torre de secagem, S alimenta a torre de absorção intermediária e U a torre de absorção final.

O Tanque 1 recebe as correntes A e D, sendo que D é produto da mistura do tanque 2 e tem vazão 784,9 kmol/h. A corrente D tem 94,87% de ácido e tem a função de aumentar a concentração de ácido sulfúrico da corrente A, que passa inicialmente de 70% para 70,9%. O produto do Tanque 1 é dividido em duas correntes, F e H, no separador S-100. A corrente H tem vazão 21530 kmol/h e após passar pelo Trocador de Calor E-100, para ajuste de temperatura, já está pronto para entrar na torre de secagem.

O Tanque 2 recebe o produto das torres de absorção intermediária e final que são as correntes C e B, respectivamente. Essas correntes possuem elevada concentração de ácido sulfúrico e a corrente de saída (E) desse tanque possui 94,87% de ácido. A corrente E é fracionada no Separador S-101 em três novas correntes: a corrente I, que ainda vai ter sua concentração ajustada; a corrente D, que é usada no Tanque 1 para elevar a concentração; e a corrente P, que é o produto final e segue para armazenamento.

O Tanque 3 recebe então a Corrente I, que tem elevada concentração de ácido, e a corrente F, que tem baixa concentração. O intuito aqui é ajustar a Corrente I inicialmente para 92,52% e depois para 90%. No Tanque 3, não é adicionado água, apenas o que restou do Tanque 1. Na saída do tanque, a corrente W tem 94,13% de ácido sulfúrico. Essa corrente entra no Tanque 4, onde recebe 592 kmol/h de água pela corrente J. O processo de adição de água em ácido é exotérmico, ou seja, libera calor do sistema. Assim, a temperatura que inicialmente era de 87 °C para o ácido e 25 °C para a água, na saída do tanque é 87 °C.

A corrente K é a saída do Tanque 4 e é dividida em 2 correntes: a corrente L, que está com concentração ajustada para entrar na torre de absorção intermediária; e a corrente M, que vai para outro tanque receber mais água e diminuir a concentração de ácido. A corrente L tem vazão 25.680 kmol/h e 92,52% de ácido sulfúrico e passa pelo Trocador de Calor E-101, para ajustar a temperatura para 82 °C. Após isso, está pronta para ser usada na torre de absorção intermediária.

Por fim, o Tanque 5 recebe a corrente M com 92,52% de ácido a 87 °C e a corrente N com água pura a 25 °C. A saída do tanque é pela corrente O, que tem 90% de ácido sulfúrico e está a 86 °C. Essa corrente passa pelo Trocador de Calor E-102, para ajustar a temperatura para 82 °C e é encaminhada para a torre de absorção final.

As correntes de vapor R, T e V fornecem a carga térmica de cada trocador e detalhes adicionais serão abordados nas seções seguintes.

A corrente P, de produto tem vazão 324 kmol/h de ácido sulfúrico a 94,87%.

A Tabela 5 foi completada com os dados obtidos pelos balanços de massa e energia e contém todas as informações do processo de produção do ácido sulfúrico.

Uma vez que todas as informações do processo estão disponíveis, é necessário coletar os dados das cargas térmicas de cada trocador de calor, a fim de aplicar a metodologia *Pinch* no processo.

Tabela 5 - Dados do processo de fabricação de ácido sulfúrico.

Corrente	Temperatura (°C)	Vazão (kmol/h)	Composição (%volume)						
			O ₂	N ₂	SO ₂	SO ₃	H ₂ O	CO ₂	H ₂ SO ₄
C-1	45	8.890,0	11,4	72,8	9,0	--	5,9	0,9	--
C-2	25		21,0	79,0	--	--	--	--	--
C-3	69	8.879,0	11,4	78,6	9,0	--	--	1,0	--
C-4	399	8.879,0	12,6	75,0	8,5	--	--	1,0	--
C-5	621	8.599,0	8,5	81,2	2,8	6,5	--	1,0	--
C-6	427	8.599,0	8,5	81,2	2,8	6,5	--	1,0	--
C-7	539	8.503,0	7,5	82,1	0,6	8,8	--	1,0	--
C-8	438	8.503,0	7,5	82,1	0,6	8,8	--	1,0	--
C-9	454	8.503,0	7,4	82,1	0,5	9,0	--	1,0	--
C-10	197	8.503,0	7,4	82,1	0,5	9,0	--	1,0	--
C-11	82	7.585,0	8,0	90,0	0,7	0,3	--	1,0	--
C-12	393	7.585,0	8,0	90,3	0,7	--	--	1,0	--
C-13	427	7.585,0	7,8	90,4	0,1	0,6	--	1,2	--
C-14	182	7.585,0	7,8	90,4	0,1	0,6	--	1,2	--
C-15	82		7,8	90,9	0,1	0,1	--	1,2	--
C-16	104	9.109,0	--	--	--	--	1,5 (%m)	--	98,5 (%m)
C-17	82	25.680,0	--	--	--	--	1,2 (%m)	--	98,8 (%m)
C-18	49	20.740,0	--	--	--	--	7,4 (%m)	--	92,6 (%m)
C-19	51	20.480,0	--	--	--	--	7,0 (%m)	--	93,0 (%m)
C-20	32	20.480,0	--	--	--	--	7,0 (%m)	--	93,0 (%m)
C-21	51	1.042,0	--	--	--	--	7,0 (%m)	--	93,0 (%m)
C-22	88	779,0	--	--	--	--	1,3 (%m)	--	98,7 (%m)
C-23	88	1.053,0	--	--	--	--	1,3 (%m)	--	98,7 (%m)
C-24	88	32.910,0	--	--	--	--	1,3 (%m)	--	98,7 (%m)
C-25	25	65,0	--	--	--	--	100,0	--	--
C-26	87	25.680,0	--	--	--	--	1,5 (%m)	--	98,5 (%m)
C-27	82	25.680,0	--	--	--	--	1,5 (%m)	--	98,5 (%m)
C-28	87	8.385,0	--	--	--	--	1,5 (%m)	--	98,5 (%m)
C-29	25	234,0	--	--	--	--	100,0	--	--
C-30	86	8.619,0	--	--	--	--	2,0 (%m)	--	98,0 (%m)
C-31	82	8.610,0	--	--	--	--	2,0 (%m)	--	98,0 (%m)

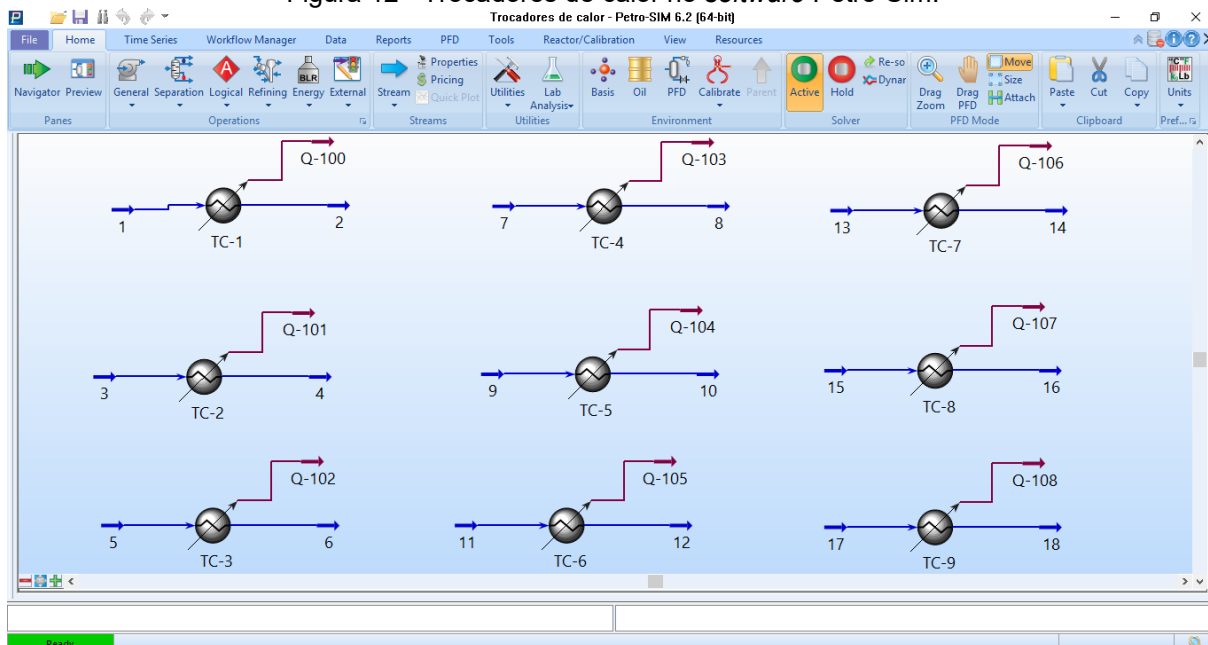
Fonte: Adaptado de King, Davenport e Moats (2013).

4.3 CARGAS TÉRMICAS DOS TROCADORES DE CALOR

A planta de produção de ácido sulfúrico estudada contém nove trocadores de calor, dos quais sete são de utilidades quentes e dois são de utilidades frias. Assim, esse processo tem os requisitos básicos para a aplicação da metodologia de integração energética, já que existem trocadores de calor para aquecer fluidos e outros para resfriar.

Para determinar a carga térmica de cada trocador de calor foi utilizado o *software* simulador Petro-Sim, conforme a Figura 12.

Figura 12 - Trocadores de calor no *software* Petro-Sim.



Fonte: Autoria própria (2019)

Na Figura 11, observa-se que cada trocador de calor foi simulado isoladamente, pois o objetivo aqui era determinar a carga térmica. Assim, para cada trocador de calor foram fornecidas a vazão, a composição e a temperatura de entrada e de saída. Ainda, estipulou-se que não houve perda de carga e foi fornecido a fase do fluido a ser aquecido ou resfriado. Além disso, determinaram-se os valores de calor específico das correntes,

Os trocadores de calor TC-1 e TC-5 operam com vapor saturado a 160 °C e 601 kPa, enquanto os demais operam com água de arrefecimento a 25 °C.

4.4 CASCATAS DE ENERGIA E CURVAS COMPOSTAS

Com o propósito de facilitar a leitura dos dados, simplificou-se a tabela de dados para as correntes de entrada e saída de cada trocador de calor, sendo que as demais correntes não interessam por hora. Ainda, a nomenclatura das correntes foi alterada para simplificar a identificação delas. As correntes que são aquecidas pelo trocador de calor foram nomeadas C, seguidas de um número, pois são as correntes

que precisam de energia do sistema. Já as correntes quentes, que cedem calor ao sistema foram chamadas H, seguida de um número.

Na Tabela 6, além de troca de nomenclatura, já são apresentados os dados de variação de temperatura e Cp das correntes.

Tabela 6 - Tabela resumida dos dados do processo.

Corrente	Entrada	Saída	T _e (°C)	T _s (°C)	Cp (kJ/kmol°C)	w (kmol/h)	CP (MW/°C)
C1	C-3	C-4	69	399	30,7	8879,0	0,077
H1	C-5	C-6	621	427	36,0	8599,3	0,086
H2	C-7	C-8	539	438	36,1	8502,6	0,085
H3	C-9	C-10	454	197	36,9	8502,6	0,087
H4	C-26	C-27	87	82	276,2	25678,8	1,970
C2	C-11	C-12	82	393	29,7	7585,0	0,063
H5	C-13	C-14	427	182	31,8h	7585,0	0,067
H6	C-30	C-31	86	82	270,4	9109,4	0,684
H7	C-19	C-20	51	32	209,4	20479,9	1,191

Fonte: Autoria Própria (2019).

Com os dados organizados começou-se a ajustar as temperaturas com o ΔT_{\min} e seguiu-se para a construção da cascata de energia. Pela literatura, o ΔT_{\min} mais utilizado é de 10 °C, portanto reproduziu-se nesse trabalho. Assim, ajustando as temperaturas temos a Tabela 7.

Tabela 7 - Ajuste das temperaturas conforme ΔT_{\min} .

Corrente	Te (°C)	Ts (°C)	Cp*w (MW/°C)	Te* (°C)	Ts* (°C)	ΔH (MW)
H1	621	427	0,0861	616	422	-16,70
H2	539	438	0,0853	534	433	-8,61
H3	454	197	0,0872	449	192	-22,40
H4	87	82	1,9701	82	77	-9,85
H5	427	182	0,0670	422	177	-16,42
H6	86	82	0,6842	81	77	-2,74
H7	51	32	1,1912	46	27	-22,63
C1	69	399	0,0756	74	404	24,95
C2	82	393	0,0626	87	398	19,45

Fonte: Autoria Própria (2019).

A variação de energia das correntes quentes são negativas e apresentam a quantidade de calor a serem retiradas delas, seja por água de resfriamento ou

cedendo energia a outra corrente. Já para as correntes frias, a variação é positiva e representa a quantidade de calor a ser adicionada a corrente. Inicialmente o processo necessita adicionar 44,40 MW e retirar 98,11 MW.

Uma vez que a diferença de temperatura está garantida pelo ΔT_{\min} , começa a construção da cascata de calor. A representação das correntes e a variação de $Cp \cdot w$ em cada intervalo de temperatura são apresentados na Tabela 8.

Para sequência da aplicação da metodologia, considerou-se duas possibilidades de integração: a primeira, chamada caso 1, onde considera-se todas as correntes do processo; e a segunda, caso 2, onde considera-se todas as correntes gasosas e exclui-se as correntes de ácido sulfúrico da integração.

Tabela 8 - Cascata de energia caso 1 (Parte 1).

T (°C)	Corrente								$\Delta Cp \cdot w$ (MW/°C)	
	H1	H2	H3	H4	H5	H6	H7	C1		C2
616										-0,086
534										-0,171
449										-0,259
433										-0,173
422										-0,154
404										-0,079
398										-0,016
192										0,071
177										0,138
87										0,076
82										-1,895
81										-2,579
77										-0,609
74										0,000
46										-1,191
27										

Fonte: Autoria própria (2019).

Assim, para cada intervalo de temperatura foi calculado o balanço de energia. A partir desses dados foi calculado a cascata de energia inviável e a cascata de

energia viável, a fim de determinar a quantidade de utilidade quente e fria a ser fornecida no processo. Para o ΔT_{\min} de 10 °C a cascata de calor obtida é apresentada na Tabela 9.

Tabela 9 - Cascata de energia caso 1 (Parte 2).

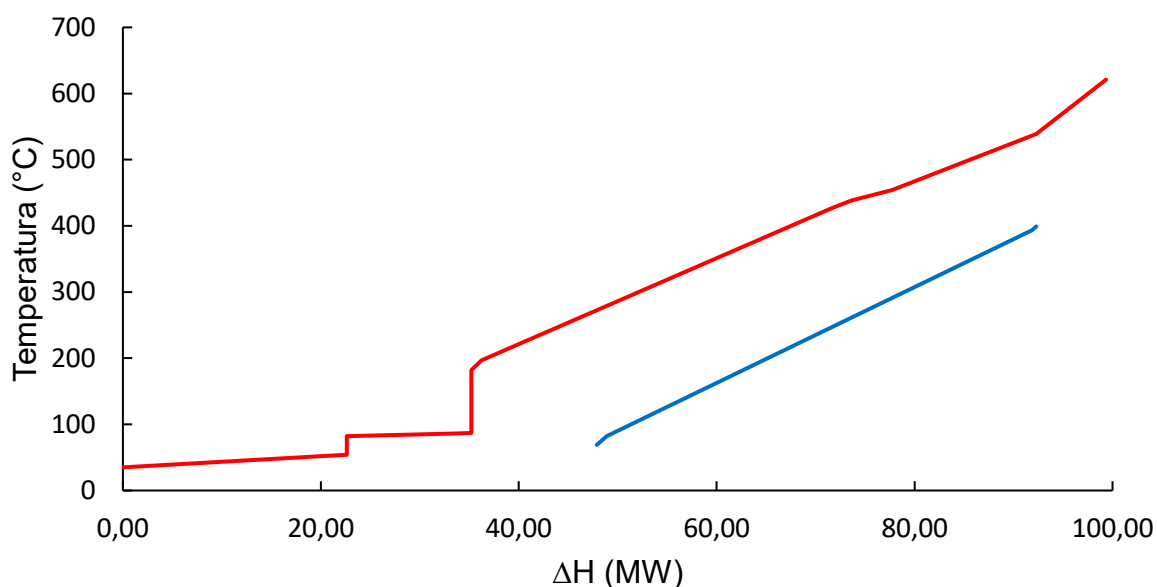
T (°C)	$\Delta C_p \cdot w$ (MW/°C)	ΔT (°C)	ΔH (MW)	Cascata inviável de energia
616				0
	-0,086	82	-7,059	7,059
534				
	-0,171	85	-14,565	21,624
449				
	-0,259	16	-4,136	25,761
433				
	-0,173	11	-1,906	27,666
422				
	-0,154	18	-2,775	30,442
404				
	-0,079	6	-0,471	30,913
398				
	-0,016	206	-3,301	34,215
192				
	0,071	15	1,067	33,147
177				
	0,138	90	12,434	20,714
87				
	0,076	5	0,378	20,336
82				
	-1,895	1	-1,895	22,230
81				
	-2,579	4	-10,315	32,545
77				
	0,076	3	0,227	32,319
74				
	0,000	28	0,000	32,319
46				
	-1,191	19	-22,634	54,952
27				

Fonte: Autoria própria (2019).

Observa-se que quando se assume que o sistema precisa de 0 MW de utilidade quente, nenhum valor negativo surge na cascata. Portanto, a cascata inviável de energia é na realidade a cascata viável do processo, já que, nesse caso, as correntes quentes suprem a necessidade de calor do sistema e apenas água de resfriamento precisa ser fornecida. Assim, pela cascata de energia, conclui-se que a demanda mínima de energia quente e fria que o processo requer é, respectivamente, 0 MW e 54,952 MW. Nesse caso, apenas uma utilidade foi requerida e o problema se caracteriza como do tipo *Threshold*, onde o próprio processo supre uma das demandas de utilidade do processo.

Pela curva composta, é possível confirmar algumas informações já fornecidas pela cascata de energia, como por exemplo, a quantidade de energia requerida e a localização do ponto *Pinch*. A curva composta é apresentada na Figura 13 e confirma que é necessário 53,71 MW de utilidade fria e que este é um problema *Threshold*.

Figura 13 - Curva composta caso 1.



Fonte: Autoria própria (2019).

Devido ao grande número de correntes quentes em relação as correntes frias, decidiu-se por realizar a integração energética considerando duas formulações diferentes da planta. Dessa forma, a segunda conformação leva em conta apenas as correntes gasosas, excluindo-se as três correntes de ácido do processo.

A Tabela 10 contempla os dados das correntes usadas para essa nova conformação, após desconsiderar as correntes H4, H6 e H7, que representavam as correntes de ácido sulfúrico.

Tabela 10 - Tabela resumida dos dados do processo.

Corrente	T_e (°C)	T_s (°C)	$Cp \cdot w$ (MW/°C)	T_e^* (°C)	T_s^* (°C)	ΔH (MW)
H1	621	427	0,0861	616	422	-16,70
H2	539	438	0,0853	534	433	-8,61
H3	454	197	0,0872	449	192	-22,40
H5	427	182	0,0670	422	177	-16,42
C1	69	399	0,0756	74	404	24,95
C2	82	393	0,0626	87	398	19,45

Fonte: Autoria própria (2019).

Seguindo a mesma analogia discutida no caso 1, inicialmente o processo necessita da adição de 44,40 MW e da retirada de 64,13 MW.

Seguindo a mesma metodologia para construção da cascata de energia, a Tabela 11 contém a distribuição das correntes em cada intervalo de temperatura, o balanço de energia e a cascata de energia para o ΔT_{\min} de 10 °C.

Tabela 11 - Cascata de energia.

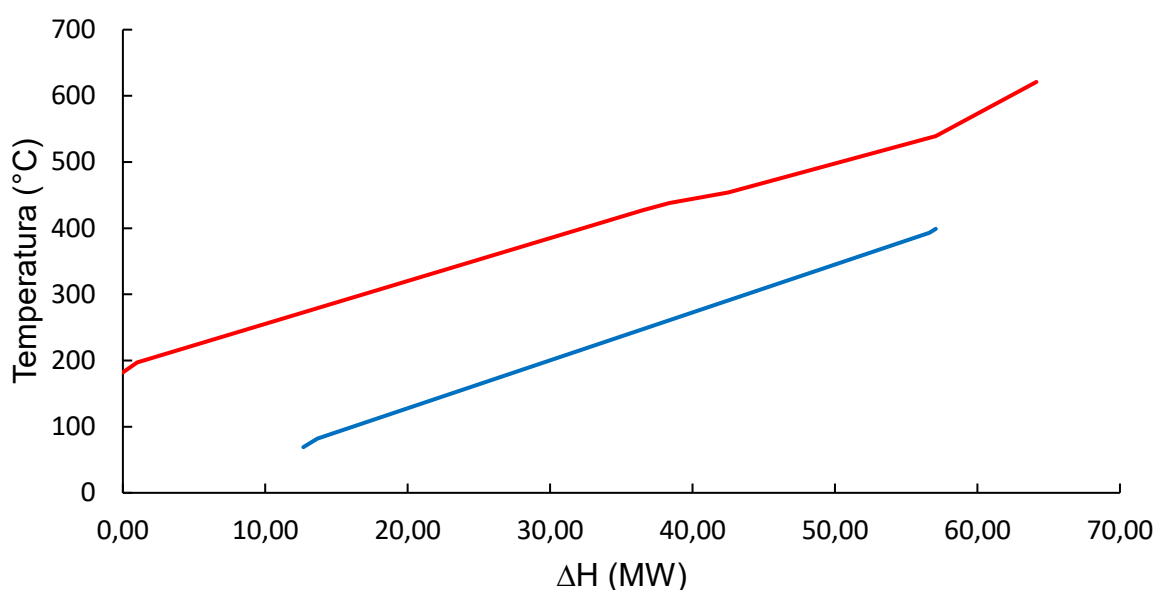
T (°C)	Corrente						$\Delta Cp \cdot w$ (MW/°C)	ΔT (°C)	ΔH (MW)	Cascata de energia inviável 0
	H1	H2	H3	H5	C1	C2				
616							-0,086	82	-7,059	7,059
534							-0,171	85	-14,565	21,624
449							-0,259	16	-4,136	25,761
433							-0,173	11	-1,906	27,666
422							-0,154	18	-2,775	30,442
404							-0,079	6	-0,471	30,913
398							-0,016	206	-3,301	34,215
192							0,071	15	1,067	33,147
177							0,138	90	12,434	20,714
87							0,076	5	0,378	20,336
74										

Fonte: Autoria própria (2019).

Foi observado que, nesse caso, é necessário fornecer 0 MW de calor com utilidades quentes e retirar 20,336 MW com utilidades frias. Além disso, novamente a cascata inviável equivale à cascata viável por não necessitar de utilidade quente.

Da mesma forma que no primeiro caso, a curva composta confirma que esse é um problema do tipo *Threshold*. A curva composta do caso 2 é apresentada na Figura 14.

Figura 14 - Curvas compostas caso 2.



Fonte: Autoria própria (2019).

Observa-se na curva composta que a curva quente sobrepõe totalmente a curva fria, o que indica que não é necessário fornecer utilidade quente para esse processo. Além disso, por se tratar de um problema *Threshold*, as curvas compostas não apresentam um ponto *Pinch*.

4.5 ESTUDO DA INFLUÊNCIA DO ΔT_{\min}

No caso estudado, por se tratar de um problema *Threshold*, a curva composta não apresenta o ponto *Pinch*. Fez-se um novo estudo considerando diferentes valores para o ΔT_{\min} . Os resultados são apresentados na Tabela 12.

Tabela 12 - Estudo da influência do ΔT_{\min} .

ΔT_{\min} (°C)	Q _{quente} (MW)		Q _{frio} (MW)	
	Caso 1	Caso 2	Caso 1	Caso 2
10	0	0	52,98	19,73
20	0	0	52,98	19,73
100	0	0	52,98	19,73
190	0	0	52,98	19,73
193	0	0	52,98	19,73
194	0,03	0,03	53,01	19,76
200	0,85	0,85	53,84	20,59
210	2,24	2,24	55,22	21,97
300	14,67	14,67	67,65	34,40

Fonte: Autoria própria (2019).

A partir dos dados da Tabela 12, observa-se que a temperatura relacionada ao $\Delta T_{\text{transição}}$ é 193 °C para ambos os casos, já que o ponto de estrangulamento aparece nas temperaturas mais altas, ou seja, as correntes gasosas. Acima dessa temperatura o processo passa a requisitar também utilidades quentes. Observa-se que abaixo da temperatura de transição a necessidade de utilidades permanece constante para ambos os casos, portanto o custo operacional não varia. Já acima da temperatura, a quantidade de utilidade quente requerida é sempre demandada a mais de utilidade fria, o que causa um crescimento linear no custo de operação.

É visto que quando se utiliza um ΔT_{\min} próximo de 0 °C, a área dos trocadores de calor tende ao infinito, gerando um custo de implantação gigantesco (NETO, 2005). Entretanto aumentar essa temperatura para acima de 20 °C não gera um resultado satisfatório pelo custo de operação. Desta maneira, resolveu-se adotar o valor de ΔT_{\min} de 10°C, já que este também é o mais habitualmente aplicado nos estudos.

4.6 REDE DE TROCADORES DE CALOR

Apesar de definir o ΔT_{\min} para montar as redes de trocadores de calor, cada caso apresenta várias possibilidades de posicionamento dos intercambiadores de calor. Inicialmente, uma rede de trocadores de calor com todas as correntes foi montada. Para isso, seguiu-se algumas regras já apresentadas na seção 2.2.4 da fundamentação teórica.

Para iniciar a montagem da rede, primeiro identificou-se em que temperatura está localizado o ponto *Pinch*. Nesse estudo, por se tratar de um problema *Threshold*,

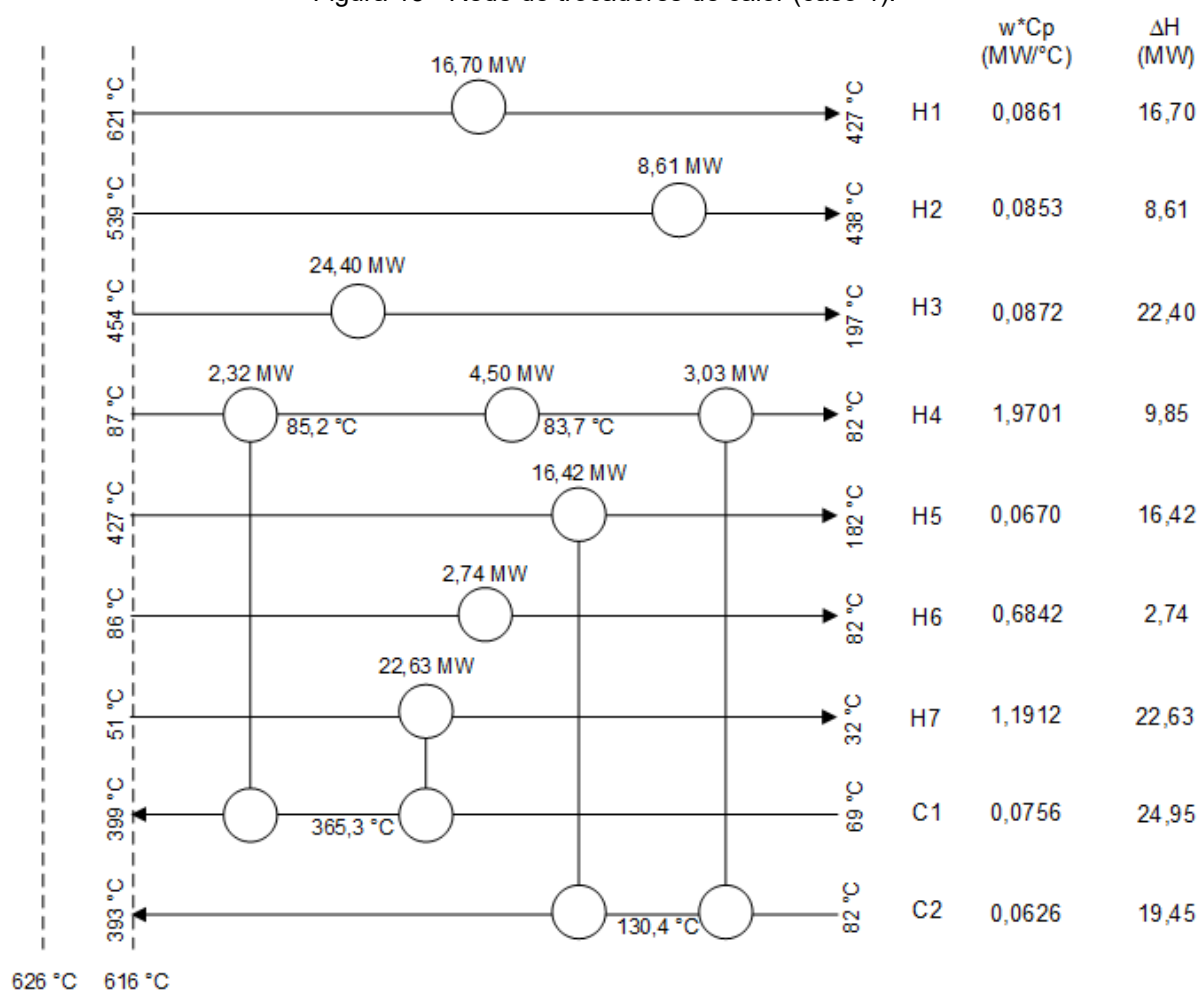
esse ponto não aparece, e por precisar apenas de utilidade fria, conclui-se que todas as correntes estão na região abaixo do *Pinch*.

Duas regras são fundamentais para realizar a integração abaixo do *Pinch*. Primeiro, verificou-se se o número de correntes quentes (N_Q) é maior ou igual ao número de correntes frias (N_F), o que se confirma, pois tem-se sete correntes quentes e apenas duas frias.

Em seguida, verificou-se quais correntes poderiam trocar calor entre si. Assim, conclui-se que a corrente C1 pode trocar calor com as correntes H1, H2, H3, H4 e H7, enquanto a corrente C2 pode receber energia de todas as correntes quentes.

Visto que as restrições foram atendidas e respeitando as correntes que podem trocar calor, a rede de trocadores de calor construída é apresentada na Figura 15.

Figura 15 - Rede de trocadores de calor (caso 1).



Fonte: Autoria própria (2019).

Nessa rede de trocadores evitou-se adicionar mais de dois trocadores de calor em cada corrente, para evitar que os intercambiadores de calor tivessem baixa carga térmica, o que acarretaria em uma grande área de troca térmica e um custo elevado para implantação. Ainda, verifica-se que foram necessários quatro intercambiadores e cinco trocadores de calor para suprir as necessidades do processo, obedecendo o número mínimo de trocadores de calor, definido pela Equação 4.

Observa-se na Figura 15 que a corrente C1 troca calor com as correntes H4 e H7. Uma vez que a corrente C1 é gasosa e as correntes H4 e H7 são correntes de ácido concentrado, o uso de intercambiadores ligando essas correntes é inviável por questões de segurança fabricado processo.

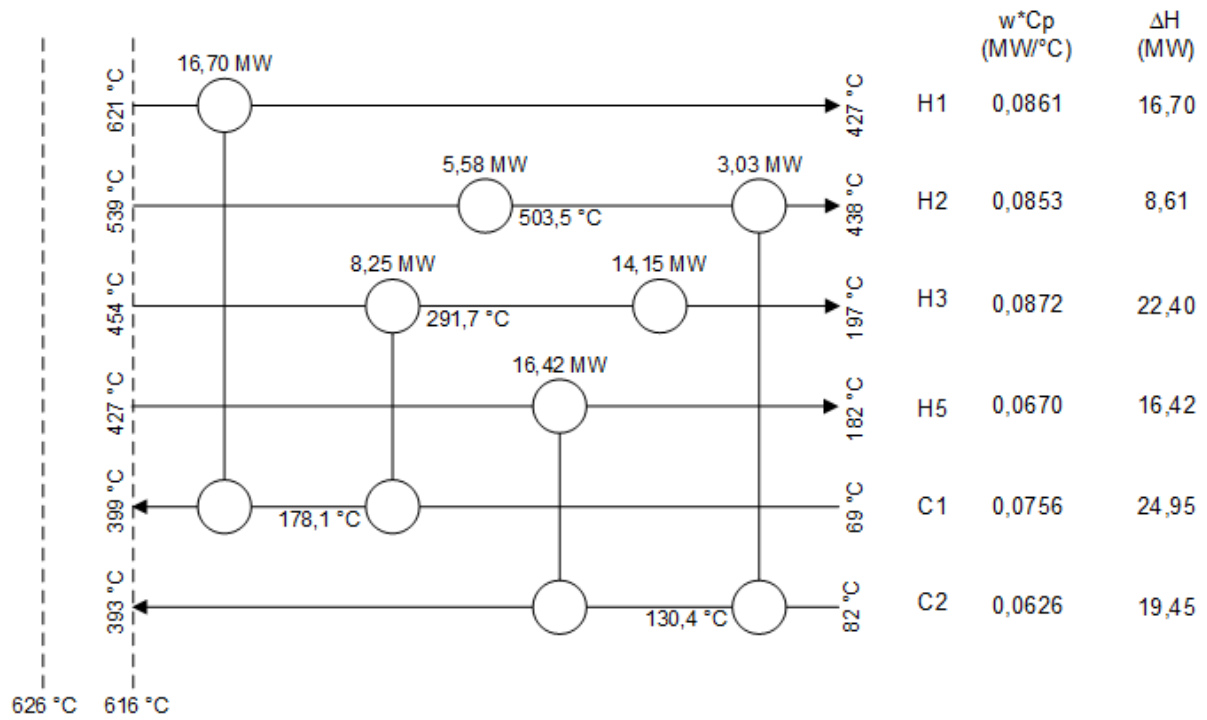
Segundo Martins e Afonso (2015) em solução aquosa, o ácido sulfúrico reage com a maioria dos metais, em uma reação de deslocamento simples, com a formação de gás hidrogênio e o sulfato do metal correspondente. Portanto, é indicado que o ácido passe sempre por dentro do tubo do trocador e que no casco passe água para, no caso de vazamentos, tornar mais fácil o controle do problema.

Uma vez que a energia presente nas correntes quentes H1, H2, H3 e H5 são suficientes para suprir a demanda de energia das correntes frias, optou-se por trabalhar apenas com essas correntes e colocar trocadores de calor nas correntes H4, H6 e H7, que são as correntes de ácido. Portanto, definiu-se que o caso 2 é mais viável que o primeiro.

Para construir as redes de trocadores de calor no caso 2, utilizou-se procedimento semelhante ao caso 1. As correntes estão todas abaixo do *Pinch*, o número de correntes quentes continua sendo maior que o de correntes frias e a corrente C1 pode trocar calor com as correntes H1, H2 e H3, enquanto que a C2 pode receber energia das correntes H1, H2, H3 e H5.

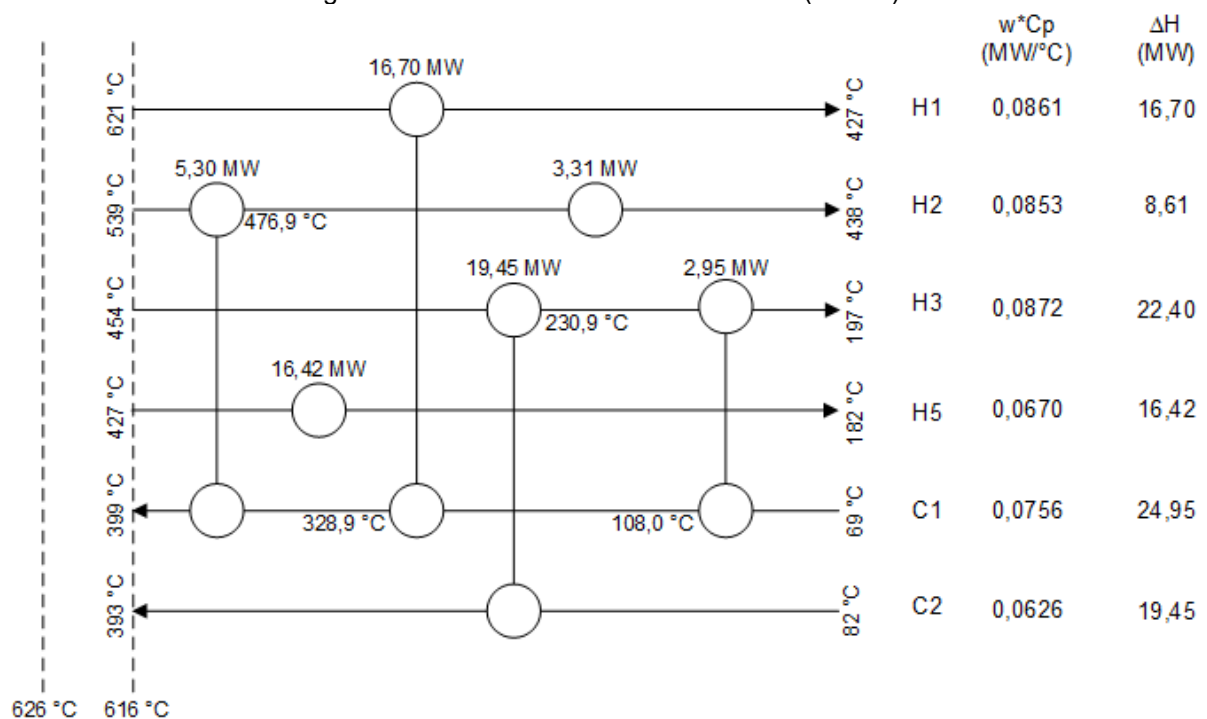
Apesar das várias configurações possíveis, foram construídas três redes apresentadas nas Figuras 16, 17 e 18.

Figura 16 - Rede de trocadores de calor 1 (caso 2).



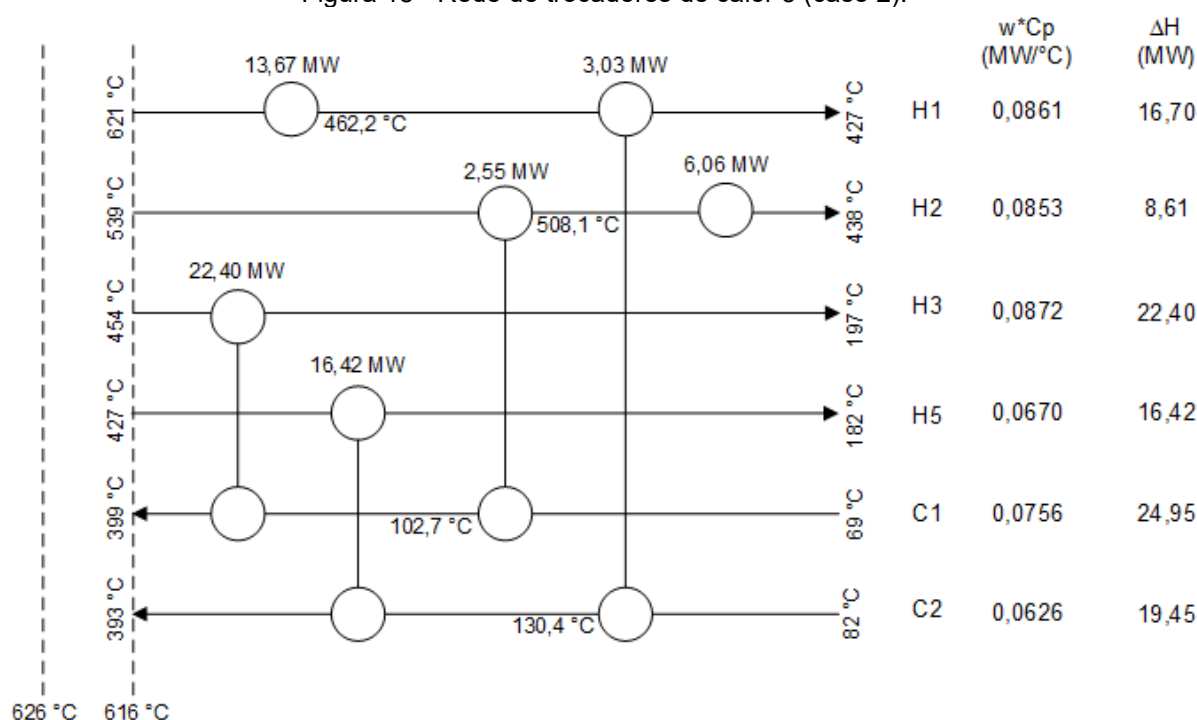
Fonte: Autoria própria (2019).

Figura 17 - Rede de trocadores de calor 2 (caso 2).



Fonte: Autoria própria (2019).

Figura 18 - Rede de trocadores de calor 3 (caso 2).



Fonte: Autoria própria (2019).

As três redes de trocadores de calor representadas nas Figuras 16 a 18 são apenas algumas das possibilidades de integração energética. Observa-se que em nenhum caso a corrente C1 troca calor com a corrente H5, já que essa troca não é possível.

Uma vez que seis correntes estão envolvidas na troca térmica e apenas uma utilidade, seguindo a Equação 4, obteve-se que o número mínimo de trocadores de calor para essas correntes é seis. As três redes apresentadas seguem isso, sendo que possuem quatro intercambiadores de calor e dois trocadores de calor em cada.

A rede de trocadores apresentada na Figura 16 supre primeiro as necessidades energéticas da corrente quente que toca no *Pinch* e depois as outras correntes, obedecendo a regra citada por (KWONG, 2013).

A fim de escolher a melhor configuração possível, buscou-se não adicionar intercambiadores e trocadores de calor de baixa quantidade de energia. Além disso, por se tratar de um problema do tipo *Threshold*, o custo de operação será o mesmo para todos os ΔT_{\min} escolhidos, desde que abaixo do $\Delta T_{\text{transição}}$, tornando o custo de implantação o principal fator de decisão da melhor malha de trocadores de calor. Por se tratar de um problema complexo, com muitas correntes, optou-se por não fazer essa análise.

Sendo assim, a rede de trocadores selecionada para implantação foi a da Figura 16, pois está apresenta os trocadores de calor com maior carga térmica comparada as outras redes, além de respeitar o número mínimo de trocadores de calor e suprir primeiro as necessidades das correntes que tocam no *Pinch*. Uma análise do custo das áreas de troca térmica e custo de implantação dos trocadores forneceria uma confirmação da melhor rede de trocadores para implantação.

4.7 ANÁLISE ECONÔMICA

Para determinar os custos das utilidades e verificar a economia da planta após a integração energética, utilizou-se como base que o custo do vapor é de 14,00 US\$/GJ enquanto a água de arrefecimento tem um custo de 0,35 US\$/GJ (TURTON et al., 2008). Utilizando a conversão de que US\$ 1,00 equivale a R\$ 3,90, tem-se que o valor do vapor é 54,60 R\$/GJ e o de água é 1,37 R\$/GJ.

O custo das utilidades antes e depois da integração são apresentados na Tabela 13, considerando que em um ano a planta tenha 330 dias de operação.

Tabela 13 - Custo das utilidades antes e depois da integração energética.

Utilidade	Demanda (MW)	Custo (R\$/ano)
Fria antes da integração	99,35	R\$ 3.866.590,73
Fria depois da integração	54,95	R\$ 2.138.670,29
Quente antes da integração	44,40	R\$ 69.119.930,88
Quente depois da integração	0	R\$ 0,00

Fonte: Autoria própria (2019).

Nota-se que a redução no custo de vapor foi de 100%, uma vez que todas as necessidades de vapor foram supridas pela integração energética. Já para as utilidades frias a redução dos custos foi de 44,7%.

Quando analisados a redução total nos custos, tem-se que o custo antes da integração energética era de R\$ 72.986.521,61 por ano e passou a ser R\$ 2.138.670,29 por ano após a integração energética, logo obteve-se uma redução em 97,0% dos custos de operação anual da planta. Essa diferença é bastante expressiva, pois o principal custo está relacionado ao vapor que foi eliminado do processo.

Observa-se que, com a eliminação da necessidade de utilidades quentes no processo, a caldeira da planta não precisa mais ser operada. Assim, além do consumo

de utilidades e redução nos custos, ainda se evita a queima de combustíveis e reduz-se a emissão de gases poluentes da planta.

4.8 LAYOUT COM INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA

Por fim, com a melhor rede de trocadores de calor estabelecida, uma nova configuração da planta é apresentada no Apêndice B, contendo os intercambiadores adicionados e os trocadores de calor que permanecem no processo.

Os trocadores de calor representados na cor azul já pertenciam a planta antes da integração energética. Os trocadores de calor na cor laranja são os adicionados a planta após a integração energética e seguem a nomenclatura TCE. As correntes intermediárias formadas são chamadas de CE.

Os trocadores de calor TC-1 e TC-5 foram retirados da planta, uma vez que requeriam utilidades quentes e essas utilidades foram supridas pelos intercambiadores TC-2, TC-3, TC-4 e TC-6. Os trocadores TCE-1 e TCE-2 foram adicionados para suprir a demanda externa de utilidade fria.

Os trocadores TC-7, TC-8 e TC-9 representam as correntes de ácido que precisam ser resfriadas e continuam utilizando utilidades frias externas ao processo.

5 CONCLUSÃO

Por meio deste trabalho, aplicou-se a metodologia *Pinch* em uma planta de produção de ácido sulfúrico a partir do gás metalúrgico, buscando reduzir o consumo energético da planta, bem como diminuir a utilização de fontes de energia não renováveis.

Por meio da simulação dos balanços de massa e energia executadas no *Software* Petro-Sim, certifica-se que essa é uma ótima ferramenta para simular processos, uma vez que foi de grande importância para a obtenção dos dados da planta.

Verificou-se, através das cascatas de energia e das curvas compostas que esse processo se caracteriza como um problema do *Threshold* de integração energética, no qual apenas uma das utilidades precisa ser fornecida, enquanto a outra é totalmente suprida pelo próprio processo. Determinou-se também que quantidade mínima de utilidade fria requerida pelo sistema é 54,45 MW.

Com a construção das redes de trocador de calor, verificou-se que há diversas possibilidades de integração, já que o processo contém nove correntes. Ainda, analisou-se que adicionar intercambiadores de calor que cruzem correntes gasosas com correntes de ácido não é interessante, devido a segurança do processo.

Verificou-se que após a integração energética, houve uma redução de 100% nos custos anuais com utilidades quentes e de 44,7% nos custos anuais com utilidades frias, resultando em uma economia de 97,0% nos custos totais anuais da planta.

O novo *layout* da planta foi montado com base na rede de trocadores de calor escolhida. A nova planta apresenta 4 intercambiadores de calor que suprem as necessidades de vapor, retirando assim os trocadores TC-1 e TC-5 da planta. Para suprir as utilidades frias restantes, 2 novos trocadores de calor foram adicionados. Os 3 trocadores de calor das correntes de ácidos permanecem no sistema.

REFERÊNCIAS

BENINCA, M. **Integração Energética de uma Planta de Eteno com Aspectos de Flexibilidade: Aplicação da Análise Pinch em Conjunto com a Otimização Matemática.** [s.l.] Universidade Federal do Rio Grande do Sul, 2008.

CERETO, A. C. **Integração Energética da Rede de Trocadores de Calor em Extração por Solvente para a Produção de Farelo Branco de Soja.** [s.l.] Universidade Federal do Rio Grande do Sul, 2004.

FALEIROS, R. R.; LUIZ, S. L. **Integração energética em uma planta de formaldeído e análise de sua viabilidade econômica.** [s.l.] Universidade Federal de Alfenas, 2014.

FERNANDES, M. C. S. **Integração de processos.** [s.l.: s.n.].

FRANCO, M. **Integração energética de sistemas de evaporação localizados abaixo do ponto Pinch.** [s.l.] Universidade Estadual de Campinas, 2001.

JÚNIOR, C. C. F. **Integração energética da etapa de extração de óleo de soja, utilizando a análise Pinch.** Toledo: Universidade Estadual do Oeste do Paraná, 2009.

KING, M. J.; DAVENPORT, W. G.; MOATS, M. S. **Sulfuric acid manufacture: analysis, control and optimization.** Second ed. San Diego: [s.n.].

KWONG, W. H. **Integração energética: Redes de trocadores de calor.** São Carlos: EdFUSCar, 2013.

LEI, J.; YUE, H.; TANG, H.; LIANG, B. **Heat integration and optimization of hydrogen production for a 1kW low-temperature proton exchange membrane fuel cell.** Chemical Engineering Science, v. 123, p. 81–91, 2015.

LOPEZ-CASTRILLON, C. et al. **Improvements in fermentation and cogeneration system in the ethanol production process: Hybrid membrane fermentation and heat integration of the overall process through Pinch Analysis.** Energy, v. 156, p. 468–480, 2018.

MARTINS, V. G.; AFONSO, J. C. **A odisséia da síntese do ácido sulfúrico.** Revista de Química Industrial, p. 14, 2015.

NETO, J. N. DE S. **Metodologia Para Aplicação De Integração Energética Numa Planta Industrial.** [s.l.] Universidade Federal da Bahia, 2005.

OLIVEIRA, A. B. DE. **Avaliação da Eficiência Energética em um Sítio Industrial Utilizando Análise Pinch com Heurísticas e Técnicas de Projeto.** [s.l.] Universidade Federal do Rio Grande do Sul, 2005.

OLIVEIRA, C. M. DE. **Integração energética da biorrefinaria de cana-de-açúcar**

para produção de etanol de primeira e segunda geração e energia elétrica. [s.l.] Universidade Federal de São Carlos, 2014.

SANDER, U. H. F. et al. **Sulphur, sulphur dioxide, and sulphuric acid: An introduction to their industrial chemistry and technology.** London: [s.n.].

SHEMFE, M. B.; FIDALGO, B.; GU, S. **Heat integration for bio-oil hydroprocessing coupled with aqueous phase steam reforming.** Chemical Engineering Research and Design, v. 107, p. 73–80, 2016.

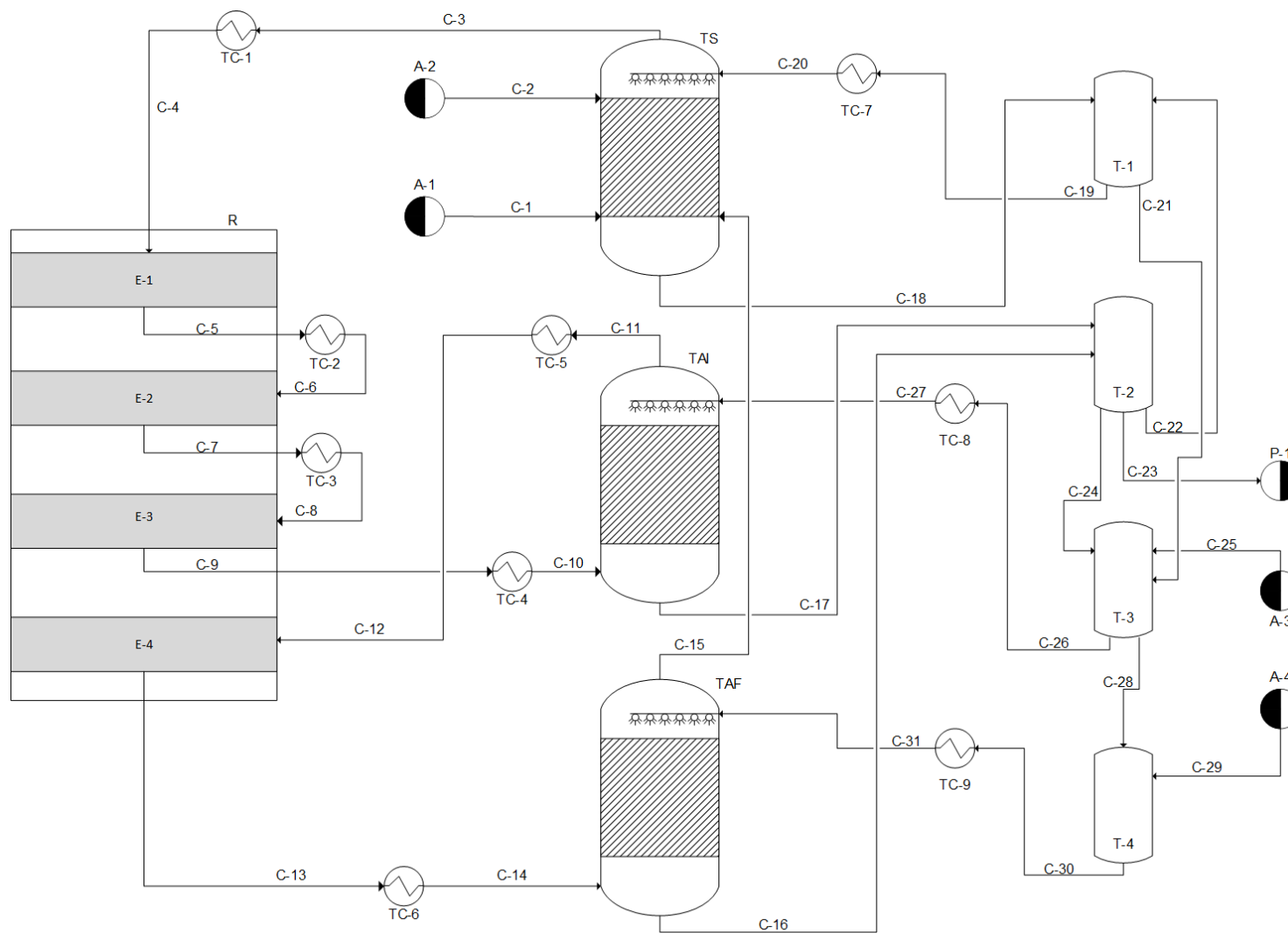
SONG, C. et al. **Process intensification of cellulosic ethanol production by waste heat integration.** Chemical Engineering Research and Design, v. 132, p. 115–122, 2018.

TURTON, R.; BAILIE, R. C.; WHITING, W. B.; SHAEIWITZ, J. A. **Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes.** Third edit ed. Boston: Pearson Education, 2008.

ZHANG, D.; LIU, G.; LI, Y. **Graphical optimization method for coupled heat exchanger network and reactor.** Energy, v. 156, p. 635–646, 2018.

ZHANG, K.; LIU, Z.; HUANG, S.; LI, Y. **Process integration analysis and improved options for an MEA CO₂ capture system based on the pinch analysis.** Applied Thermal Engineering, v. 85, p. 214–224, 2015.

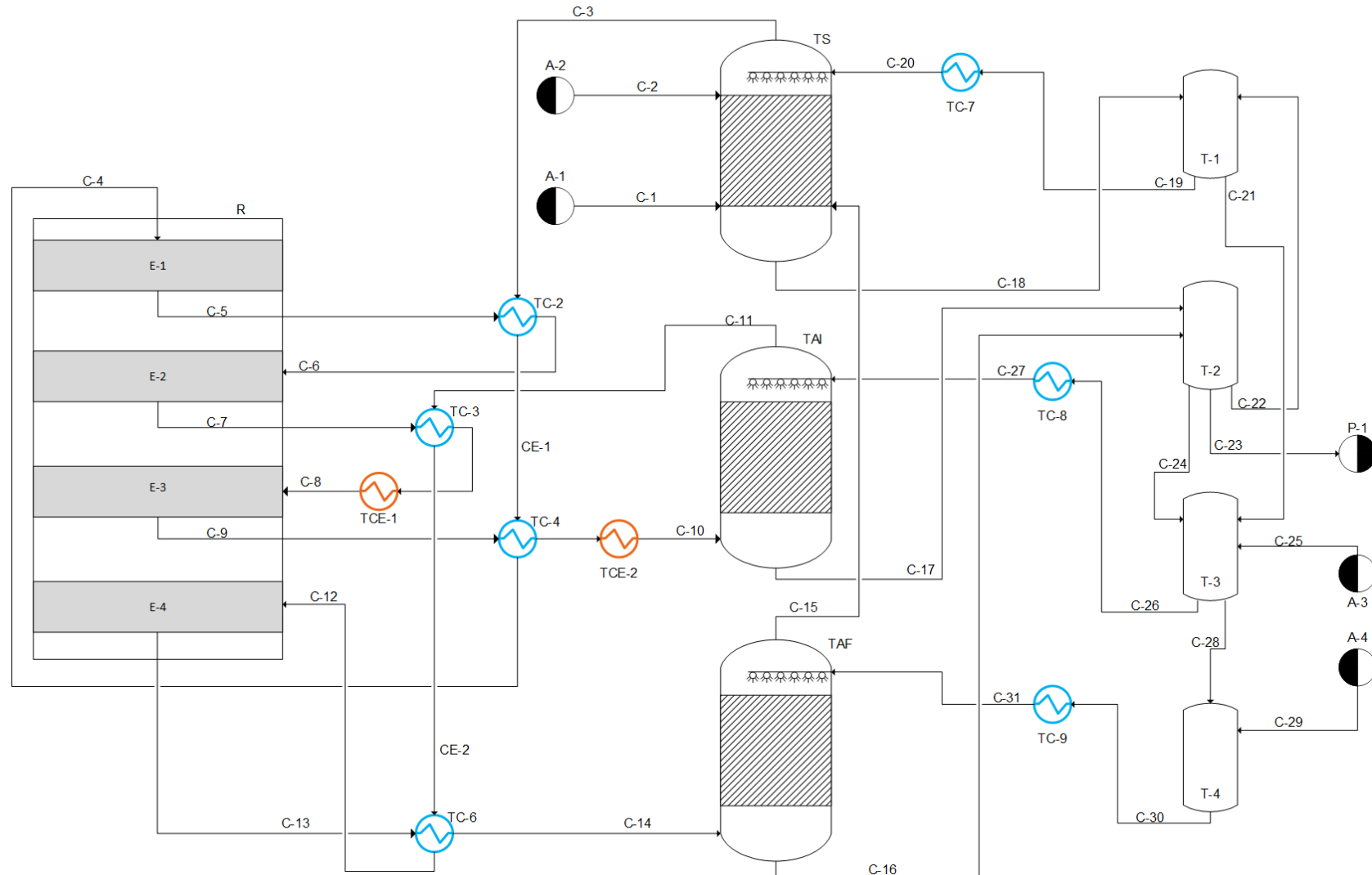
APÊNDICE A – Fluxograma inicial do processo



Sendo que: A: alimentação; C: corrente; TS: Torre de secagem; TC: trocador de calor; R: reator; E: estágio do reator; TAI: Torre de absorção intermediária;

T: Tanque de mistura; P: produto; TAF: Torre de absorção final

APÊNDICE B – Fluxograma do processo integrado energeticamente



Sendo que: A: alimentação; C: corrente; TS: Torre de secagem; TC: trocador de calor; R: reator; E: estágio do reator; TAI: Torre de absorção intermediária; T: Tanque de mistura; P: produto; TAF: Torre de absorção final; TCE: trocadores de calor extra; CE: Corrente intermediária.