



**UNIVERSIDADE FEDERAL DE UBERLÂNDIA**  
**FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA**  
**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA**



**SIMULAÇÃO E ANÁLISE TERMODINÂMICA DE UMA PLANTA  
DE PRODUÇÃO DE ÁCIDO SULFÚRICO POR DUPLO CONTATO**

Ulysses Guilherme Ferreira

Uberlândia – MG

2023



**UNIVERSIDADE FEDERAL DE UBERLÂNDIA**  
**FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA**  
**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA**



**SIMULAÇÃO E ANÁLISE TERMODINÂMICA DE UMA PLANTA  
DE PRODUÇÃO DE ÁCIDO SULFÚRICO POR DUPLO CONTATO**

Ulysses Guilherme Ferreira

Orientador:

Prof. Dr. Sérgio Mauro da Silva Neiro

Dissertação submetida ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Uberlândia como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Mestre em Engenharia Química

Uberlândia – MG

2023

Ficha Catalográfica Online do Sistema de Bibliotecas da UFU  
com dados informados pelo(a) próprio(a) autor(a).

F383 Ferreira, Ulysses Guilherme, 1991-  
2023 SIMULAÇÃO E ANÁLISE TERMODINÂMICA DE UMA PLANTA DE  
PRODUÇÃO DE ÁCIDO SULFÚRICO POR DUPLO CONTATO [recurso  
eletrônico] / Ulysses Guilherme Ferreira. - 2023.

Orientador: Sergio Mauro da Silva Neiro.  
Dissertação (Mestrado) - Universidade Federal de  
Uberlândia, Pós-graduação em Engenharia Química.  
Modo de acesso: Internet.  
Disponível em: <http://doi.org/10.14393/ufu.di.2023.65>  
Inclui bibliografia.  
Inclui ilustrações.

1. Engenharia química. I. Neiro, Sergio Mauro da  
Silva, 1973-, (Orient.). II. Universidade Federal de  
Uberlândia. Pós-graduação em Engenharia Química. III.  
Título.

CDU: 66.0

Bibliotecários responsáveis pela estrutura de acordo com o AACR2:  
Gizele Cristine Nunes do Couto - CRB6/2091  
Nelson Marcos Ferreira - CRB6/3074


**UNIVERSIDADE FEDERAL DE UBERLÂNDIA**

Coordenação do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química  
 Av. João Naves de Ávila, 2121, Bloco 1K, Sala 206 - Bairro Santa Mônica, Uberlândia-MG, CEP 38400-902  
 Telefone: (34)3239-4249 - www.ppgeq.feq.ufu.br - secppgeq@feq.ufu.br


**ATA DE DEFESA - PÓS-GRADUAÇÃO**

Programa de Pós-graduação em:	Engenharia Química				
Defesa de:	Mestrado Acadêmico, 03/2023, PPGEQ				
Data:	8 de fevereiro de 2023	Hora de início:	14:00	Hora de encerramento:	17:00
Matrícula do Discente:	12112EQU011				
Nome do Discente:	Ulysses Guilherme Ferreira				
Título do Trabalho:	Simulação e análise termodinâmica de uma planta de produção de ácido sulfúrico por duplo contato				
Área de concentração:	Desenvolvimento de Processos Químicos				
Linha de pesquisa:	Modelagem, Controle e Otimização de Processos Químicos				
Projeto de Pesquisa de vinculação:	Projeto auxiliado por computador de processos industriais				
ODS-ONU:	ODS 12 - Consumo e Produção Responsáveis				

Reuniu-se por meio de webconferência, a Banca Examinadora, designada pelo Colegiado do Programa de Pós-graduação em Engenharia Química, assim composta: Professores Doutores: Carlos Alexandre Moreira da Silva - DEQ/Unifesp, Thiago Vaz da Costa - FEQUI/UFU, Miria Hespanhol Miranda Reis - PPGEQ/UFU e Sérgio Mauro da Silva Neiro - PPGEQ/UFU, orientador do candidato.

Iniciando os trabalhos o presidente da mesa, Prof. Dr. Sérgio Mauro da Silva Neiro, apresentou a Comissão Examinadora e o candidato, agradeceu a presença do público, e concedeu ao discente a palavra para a exposição do seu trabalho. A duração da apresentação do discente e o tempo de arguição e resposta foram conforme as normas do Programa.

A seguir, o presidente concedeu a palavra, pela ordem sucessivamente aos examinadores, que passaram a arguir o candidato. Ultimada a arguição, que se desenvolveu dentro dos termos regimentais, a Banca, em sessão secreta, atribuiu o resultado final, considerando o candidato:

Aprovado

Esta defesa faz parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Mestre.

O competente diploma será expedido após cumprimento dos demais requisitos, conforme as normas do Programa, a legislação pertinente e a regulamentação interna da UFU.

Nada mais havendo a tratar foram encerrados os trabalhos. Foi lavrada a presente ata que após lida e achada conforme foi assinada pela Banca Examinadora.



Documento assinado eletronicamente por **Sergio Mauro da Silva Neiro, Professor(a) do Magistério Superior**, em 08/02/2023, às 16:51, conforme horário oficial de Brasília, com fundamento no art. 6º, § 1º, do [Decreto nº 8.539, de 8 de outubro de 2015](#).



Documento assinado eletronicamente por **Miria Hespanhol Miranda Reis, Professor(a) do Magistério Superior**, em 08/02/2023, às 16:52, conforme horário oficial de Brasília, com fundamento no art. 6º, § 1º, do [Decreto nº 8.539, de 8 de outubro de 2015](#).

---



Documento assinado eletronicamente por **Thiago Vaz da Costa, Professor(a) do Magistério Superior**, em 08/02/2023, às 16:52, conforme horário oficial de Brasília, com fundamento no art. 6º, § 1º, do [Decreto nº 8.539, de 8 de outubro de 2015](#).

---



Documento assinado eletronicamente por **Carlos Alexandre Moreira da Silva, Usuário Externo**, em 08/02/2023, às 16:54, conforme horário oficial de Brasília, com fundamento no art. 6º, § 1º, do [Decreto nº 8.539, de 8 de outubro de 2015](#).

---



A autenticidade deste documento pode ser conferida no site [https://www.sei.ufu.br/sei/controlador\\_externo.php?acao=documento\\_conferir&id\\_orgao\\_acesso\\_externo=0](https://www.sei.ufu.br/sei/controlador_externo.php?acao=documento_conferir&id_orgao_acesso_externo=0), informando o código verificador **4246442** e o código CRC **909E86BE**.

---

*Dedico este trabalho ao grande amigo Prof. Carlos Henrique Ataíde (in  
memoriam), que foi grande exemplo de profissional e amigo e também a  
Mãe Catarina (in memoriam), que foi uma grande avó e incentivadora para  
meus estudos.*

## **AGRADECIMENTOS**

Primeiramente, gostaria de agradecer a Deus por iluminar sempre meu caminho e me conceder sabedoria e coragem para enfrentar novos desafios. Agradeço também à minha família pelo amor, paciência e suporte que são tão importantes para o sucesso em minha carreira. Em especial, gostaria de agradecer a Gabriela Cunha por sempre estar comigo e me apoiar em todos os momentos.

Gostaria de agradecer a todos professores do curso de mestrado em Engenharia Química, especialmente à professora Miria pela transmissão de conhecimento em termodinâmica, disciplina fundamental para a execução deste trabalho, e aos professores Luis Cláudio e Thiago pelas contribuições feitas durante o exame de qualificação, que enriqueceram este trabalho. Um agradecimento especial também ao professor Sérgio por sua excelente orientação, disponibilidade, paciência e parceria durante este período de aprendizado.

Agradeço a todos os colegas da FEQ e ao atual diretor e amigo, professor Ricardo Malagoni, por sua compreensão e apoio, que foram fundamentais para a finalização deste trabalho em tempo hábil.

## SUMÁRIO

<b>LISTA DE FIGURAS.....</b>	<b>8</b>
<b>LISTA DE SÍMBOLOS.....</b>	<b>10</b>
<b>1. INTRODUÇÃO.....</b>	<b>14</b>
<b>1.1. Objetivo .....</b>	<b>16</b>
<b>2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA .....</b>	<b>17</b>
<b>2.1. Ácido sulfúrico .....</b>	<b>17</b>
<b>2.2. Processo de produção por duplo contato.....</b>	<b>17</b>
2.2.1. Etapa de secagem do ar .....	19
2.2.2. Etapa da queima do enxofre (forno).....	20
2.2.3. Etapa de conversão (conversor).....	22
2.2.4. Etapa de absorção .....	24
<b>2.3. Principais aplicações do ácido sulfúrico .....</b>	<b>26</b>
<b>2.4. Introdução a exergia.....</b>	<b>27</b>
2.4.1. Análise pela segunda lei da termodinâmica .....	28
2.4.2. Estudos de análise exérgica em plantas de produção de ácido sulfúrico	30
<b>3. METODOLOGIA .....</b>	<b>32</b>
<b>3.1. Descrição e implementação do processo no simulador .....</b>	<b>33</b>
3.1.1. Descrição e simulação do processo .....	33
3.1.2. Seleção dos componentes .....	40
3.1.3. Seleção do Pacote Termodinâmico.....	41
3.1.4. Configuração das reações no simulador de processos.....	43
3.1.5. Configuração das correntes de entrada .....	46
3.1.6. Configuração da torre de secagem.....	47
3.1.7. Configuração da queima de enxofre .....	48
3.1.8. Configuração do conversor.....	50
3.1.9. Configuração da torre de absorção intermediária (TAI) .....	54
3.1.10. Configuração da torre de absorção final (TAF).....	56
3.1.11. Configuração dos trocadores de calor .....	57
<b>3.2. ANÁLISE TERMODINÂMICA .....</b>	<b>59</b>



3.2.1.	Definição do volume de controle por equipamento .....	61
3.2.2.	Definição do ambiente de referência .....	64
<b>4.</b>	<b><i>RESULTADOS E DISCUSSÕES</i></b> .....	<b>65</b>
4.1.	Resultados da planta base S1.....	65
4.2.	Alterações do caso base .....	71
4.2.1.	Resultados da planta modificada .....	72
<b>5.</b>	<b><i>CONCLUSÃO</i></b> .....	<b>74</b>
<b>6.</b>	<b><i>SUGESTÃO PARA TRABALHOS FUTUROS</i></b> .....	<b>75</b>
	<b><i>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS</i></b> .....	<b>76</b>
	<b><i>APÊNDICE A – DADOS DA PLANTA S1</i></b> .....	<b>81</b>

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Principais etapas do processo de duplo contato para a produção de H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (A) e diagrama de blocos do processo de produção (B).....	18
Figura 2 - Detalhamento da torre de secagem de ar. ....	20
Figura 3 - Detalhamento da queima de enxofre .....	21
Figura 4 - Conversão de equilíbrio para oxidação do SO <sub>2</sub> x temperatura .....	22
Figura 5 - Exemplo dos quatro leitos em um conversor.....	23
Figura 6 - Fluxograma da etapa de absorção .....	25
Figura 7 - Fluxograma da simulação caso base.....	34
Figura 8 - Modelo da equação cinética para reações heterogêneas no UniSim Design .	45
Figura 9 - Fluxograma da torre de secagem .....	47
Figura 10 - Fluxograma da etapa de queima de enxofre .....	48
Figura 11 - Simulação do conversor.....	50
Figura 12 - Aba <i>Reactions</i> da configuração de um reator PFR.....	51
Figura 13 - Gráficos de conversão x temperatura dos leitos 1,2 e 3 (A) e do leito 4 (B)53	
Figura 14 - Torre de absorção intermediária .....	54
Figura 15 - Trocadores de calor 1 e 2.....	57
Figura 16 - Trocadores de calor 3,4,5,6 e 8.....	58
Figura 17 - Volume de controle envolvendo a planta inteira .....	59
Figura 18 - Volume de controle para um trocador de calor que adiciona energia ao processo. ....	61
Figura 19 - Volume de controle para válvulas de expansão.....	62
Figura 20 - Volume de controle do reator de combustão .....	63
Figura 21 - Volume de controle do compressor .....	64
Figura 22 - Perda de trabalho por operações .....	70
Figura 23 - Perda de trabalho por seção da planta modificada.....	73

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Principais usos do ácido sulfúrico comercial .....	26
Tabela 2 - Possíveis objetivos de processos químicos .....	29
Tabela 3 - Sumário de correntes de processo .....	35
Tabela 4 - Sumário de correntes de utilidades.....	37
Tabela 5 - Lista dos componentes químicos usados na simulação no UniSim Design..	41
Tabela 6 - Parâmetros para a configuração da reação heterogênea no UniSim Design .	45
Tabela 7 - Dados das correntes de entrada do processo .....	46
Tabela 8 - Composição em volume do ar úmido e ar seco.....	48
Tabela 9 - Composição em volume das correntes de entrada do reator de combustão ..	49
Tabela 10 - Fração molar do produto da combustão simulada versus literatura .....	50
Tabela 11 - Dados das dimensões dos leitos catalíticos .....	51
Tabela 12 - Resultados da conversão .....	52
Tabela 13 - Dados das correntes de entrada e saída da TAI.....	55
Tabela 14 - Dados das correntes de entrada e saída da TAF .....	56
Tabela 15 – Cálculo da Função Disponibilidade.....	66
Tabela 16 - Resultados com dados UniSim.....	67
Tabela 17 - Detalhes de cálculos utilizando dados do Aspen Plus.....	68
Tabela 18 - Perda de trabalho por equipamento da planta base .....	69
Tabela 19 - Alterações da planta base .....	71
Tabela 20 - Perda de trabalho por equipamento da planta modificada .....	72
Tabela 21 - Dados da Torre de Secagem da planta S1 .....	81
Tabela 22 - Dados do forno da planta S1 .....	81
Tabela 23 - Dados da caldeira de recuperação .....	81
Tabela 24 - Dados do conversor planta S1 .....	82
Tabela 25 - Dados de composição do conversor .....	83
Tabela 26 - Dados da torre de absorção intermediária TAI .....	83
Tabela 27 - Dados da torre de absorção final TAF.....	84

## LISTA DE SÍMBOLOS

$a_p$	área da partícula	$\text{cm}^2$
$\rho_b$	densidade bulk	$\text{g/cm}^3$
$\rho_p$	densidade da partícula	$\text{g/cm}^3$
$v_p$	volume da partícula	$\text{cm}^3$
$r$	taxa de reação	$\frac{\text{kmol SO}_2}{\text{kg cat hr}}$
$k_1$	constante de equilíbrio	$\frac{\text{kmol SO}_2}{\text{kg cat hr atm}^2}$
$k_2, k_3$	constantes de equilíbrio	$\text{atm}^{-1}$
$k_p$	constante de equilíbrio	$\text{atm}^{-\frac{1}{2}}$
$A$	fator pré exponencial	$\frac{\text{kmol}}{\text{m}^3 \text{h atm}^2}$
$A'$	fator pré exponencial	$\frac{\text{kmol}}{\text{m}^3 \text{h atm}^{\frac{3}{2}}}$
$A_{(i)}$	fator pré exponencial	$\text{atm}^{-1}$
$E_{(i)}$	energia de ativação	$\frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}$
$\eta$	eficiência termodinâmica	%
$L\dot{W}$	trabalho perdido	$\text{kJ/h}$
$H$	entalpia	$\text{kJ/kg}$
$S$	entropia	$\text{kJ/kg.K}$
$T$	temperatura	$\text{K}$
$T_0$	temperatura do ambiente de referência	$\text{K}$
$\bar{T}$	temperatura média termodinâmica	$\text{K}$
$\dot{m}$	vazão mássica	$\text{kg/h}$
$\dot{W}$	taxa de transferência de trabalho	$\text{kJ/h}$
$\dot{Q}$	taxa de transferência de calor	$\text{kJ/h}$
$L$	comprimento do reator	$\text{m}$
$\phi_s$	esfericidade da partícula	-
$D_p$	diâmetro da partícula (catalisador)	$\text{m}$
$\rho$	densidade do fluido	$\text{kg/m}^3$
$\bar{V}$	velocidade superficial do fluido através do leito	$\text{m/s}$
$\varepsilon$	fração de vazios	-
$\mu$	viscosidade do fluido.	$\text{N.s/m}^2$

$\gamma_i$	coeficiente de atividade do componente i	-
$x_i$	fração molar do componente i	-
n	número total de componentes	-
$a_{ij}$	parâmetro de energia independente da temperatura entre componentes i e j (cal/gmol)	
$b_{ij}$	parâmetro de energia dependente da temperatura entre componentes i e j (cal/gmol-K)	
CP	compressor	-
TS	torre de secagem	-
TAI	torre de absorção intermediária	-
TAF	torre de absorção final	-
$VLV_{(i)}$	válvula de expansão	-
$TC_{(i)}$	trocador de calor	-
RC	reator de combustão	-
$L_{(i)}$	leito catalítico	-
$DA_{(i)}$	diluidor de ácido	-
$D_{(i)}$	divisor	-
TQ	tanque	-
B1	bomba	-
MF	misturador final	-

## RESUMO

Com a crescente demanda por energia no mundo, é cada vez mais importante adotar práticas que utilizem os recursos energéticos de forma mais eficiente. Nesse sentido, as técnicas baseadas na primeira e segunda lei da termodinâmica desempenham um papel fundamental no setor industrial, que é o maior consumidor de energia do mundo. Nesse contexto, o presente estudo tem como objetivo investigar como é possível otimizar o uso de recursos energéticos em uma planta de produção de ácido sulfúrico, por meio de uma análise termodinâmica. Análise que permitiu identificar a eficiência termodinâmica da planta e apontar o equipamento responsável pela maior perda de trabalho. A simulação do processo de produção de ácido sulfúrico por duplo contato foi feita utilizando o simulador de processos UniSim Design, e o Aspen Plus foi utilizado para a determinação de entalpia e entropia de cada corrente de processo, variáveis que são utilizadas na análise termodinâmica. Os resultados da análise mostraram que o forno é o principal responsável pela perda de trabalho na planta, representando 59% do total. Esse resultado é consistente com estudos anteriores realizados por outros autores. A eficiência termodinâmica da planta foi identificada como baixa e também está de acordo com a literatura, atingindo apenas 17,05%. Com base nesses resultados, foi realizada uma simulação de uma nova planta com ajustes de temperatura em algumas correntes do processo, com o objetivo de aumentar a eficiência termodinâmica. A nova planta apresentou uma redução significativa na perda de trabalho na torre de absorção intermediária 32,52% e apresentou uma economia de quase 6.000 kW de energia em relação à planta original. Além disso, a eficiência termodinâmica da nova planta aumentou para 18,59%, o que representa uma melhora em relação à planta original. Esses resultados são importantes para a indústria, pois mostram como as técnicas da termodinâmica podem ser aplicadas para melhorar a eficiência energética em processos industriais, contribuindo para uma economia mais sustentável e para a preservação do meio ambiente.

Palavras-chave: Simulação de processos, ácido sulfúrico, análise termodinâmica, perda de trabalho, eficiência termodinâmica

## ABSTRACT

With the increasing demand for energy in the world, it is becoming more and more important to adopt practices that use energy resources more efficiently. In this sense, the techniques based on the first and second law of thermodynamics play a fundamental role in the industrial sector, which is the world's largest energy consumer. In this context, this study aims to investigate how it is possible to optimize the use of energy resources in a sulfuric acid production plant through thermodynamic analysis. This analysis allowed us to identify the thermodynamic efficiency of the plant and pinpoint the equipment responsible for the greatest loss of work. The simulation of the double contact sulfuric acid production process was carried out using the UniSim Design process simulator, and Aspen Plus was used to determine the enthalpy and entropy of each process stream, variables that are used in thermodynamic analysis. The results of the analysis showed that the furnace is the main contributor to the plant's work loss, accounting for 59% of the total. This result is consistent with previous studies conducted by other authors. The thermodynamic efficiency of the plant was identified as low, also in agreement with the literature, reaching only 17.05%. Based on these results, a simulation of a new plant was carried out with temperature adjustments in some of the process streams, aimed at increasing thermodynamic efficiency. The new plant showed a significant reduction in work loss in the intermediate absorption tower by 32.52% and saved nearly 6,000 kW of energy compared to the original plant. Additionally, the thermodynamic efficiency of the new plant increased to 18.59%, representing an improvement over the original plant. These results are important for the industry, as they show how thermodynamic techniques can be applied to improve energy efficiency in industrial processes, contributing to a more sustainable economy and the preservation of the environment.

Keywords: Process simulation, sulfuric acid, thermodynamic analysis, lost work, thermodynamic efficiency.

## 1. INTRODUÇÃO

O setor industrial é responsável pelo maior consumo de energia produzida no mundo, cerca de 37%, variando de 30% a 70% dependendo de suas aplicações e localidade (BOROUMANDJAZI; RISMANCHI; SAIDUR, 2013).

No Brasil, de acordo com o Ministério de Minas e Energia, o relatório de indicadores apresentado por ATLAS DA EFICIÊNCIA ENERGÉTICA – BRASIL/2021, o setor industrial também é responsável pelo maior consumo de energia do país, apesar de mostrar uma queda em seus índices nos últimos 20 anos, devido ao avanço no consumo de energia dos setores de transporte e energético.

Essa energia é consumida no setor industrial em diferentes tipos de indústrias como:

- ✓ Indústria Siderúrgicas
- ✓ Indústria de Cimento
- ✓ Indústria Química e Petroquímica
- ✓ Indústria de Açúcar
- ✓ Indústria de Fertilizantes
- ✓ Indústria de Metais Ferrosos.

O ácido sulfúrico ( $H_2SO_4$ ), produzido em indústrias químicas e que será abordado neste trabalho, é um composto químico derivado do anidrido sulfúrico, classificado como um ácido forte e se trata do produto químico mais produzido no mundo (KING et al. 2013).

Para SANDER et al. (1984), a produção e consumo do ácido sulfúrico em uma nação pode ser um indicador de seu desenvolvimento econômico. Quanto maior esse consumo, maior sua atividade industrial e maior sua força na economia. Para se ter uma ideia da importância do ácido sulfúrico para as nações, o consumo estimado para o ano de 2021 foi de 295 milhões de toneladas (VALE, COBRAS-2017), e com um faturamento previsto de 11 bilhões de dólares (IHS MARKIT, 2020).

De acordo com dados do relatório *Sulphuric Acid Market Outlook CRU/ 2017*, a queima de enxofre pelo processo por duplo contato, que será abordado neste trabalho, é atualmente a principal fonte para a sua produção.



No Brasil, mais de 80% do consumo de ácido sulfúrico é destinado à produção de fertilizantes, onde pode-se destacar o sulfato de amônio e o ácido fosfórico (VALE, COBRAS-2017).

Com o aumento populacional no planeta, estima-se que até o ano de 2050 será necessário um aumento de 70% na produção de alimentos (FAO, 2009). Para que isso ocorra, os fertilizantes terão papel fundamental para atender ao aumento efetivo da produtividade agrícola para garantir alimentos para a população mundial.

Com o grande aumento da demanda energética do planeta, a busca por novas tecnologias para melhorar o aproveitamento dos recursos energéticos e minimizar seu desperdício, torna-se cada vez mais importante para a humanidade e o meio ambiente.

Para analisar o desempenho energético de um processo industrial, são utilizadas técnicas baseadas na primeira e segunda leis da termodinâmica, conhecidas como análise energética e análise exérgica. Entre estas, destaca-se a exérgia utilizada para analisar, avaliar e otimizar os processos industriais (BOROUMANDJAZI et al. 2013).

Nos dias atuais, a análise exérgica é considerada a mais eficaz para avaliar a qualidade dos fluxos de energia, seus processos de conversão e seu uso racional, podendo ser aplicada a qualquer sistema de conversão de energia ou processo químico. Novos processos também podem ser desenvolvidos por princípio da exérgia utilizando os recursos energéticos de uma forma mais eficaz (MOROSUK et al. 2019).

Com o intuito de realizar este tipo de análise em um processo de produção de um produto químico, neste trabalho foram obtidos da literatura dados de uma planta de ácido sulfúrico por duplo contato e realizada sua simulação. Os dados são da planta S1 encontrada no estudo realizado por KING et al. (2013), que abordam a análise, controle e otimização da produção de ácido sulfúrico.

Os simuladores tem uma grande importância em pesquisas relacionadas à modelagem de processos químicos. LEIVA et al. (2020) utilizaram o simulador para otimizar os resultados operacionais de uma planta de ácido sulfúrico com foco nas conversões dos leitos catalíticos. KISS et al. (2010) utilizaram simulador de processos para realizar simulações dinâmicas, a fim de avaliar o comportamento da planta em um estado não estacionário e detectar mudanças na qualidade do produto e quantidade total de óxidos de enxofre (SO<sub>x</sub>) liberada no meio ambiente. Em um estudo semelhante a este trabalho, Vianna (2017) também fez uso de um simulador de processos para auxiliá-lo em uma análise exérgica de uma planta química de produção de amônia pelo processo

de reforma a vapor, porém o autor utilizou a metodologia de Kotas et al. (1985) para realização da análise.

Na literatura, existem trabalhos que abordam a análise exergética de plantas de ácido sulfúrico, apontando quais equipamentos da planta possuem a maior destruição da exergia e a eficiência exergética da planta, por vários métodos. Entretanto, não foi encontrado na literatura nenhum trabalho que cite qual a eficiência termodinâmica de uma planta de ácido sulfúrico, utilizando o método de SEIDER et al. (2017). Assim sendo, este trabalho traz um estudo sobre a análise termodinâmica de uma planta de ácido sulfúrico por duplo contato, utilizando a metodologia do autor mencionado.

### **1.1. Objetivo**

O objetivo geral do trabalho é realizar uma simulação do processo de produção de ácido sulfúrico por duplo contato visando, determinar a perda de trabalho e a eficiência termodinâmica da planta pelo método de SEIDER et al. (2017).

Os objetivos específicos são descritos a seguir:

- Desenvolver a simulação de um processo de produção de ácido sulfúrico por duplo contato em um simulador de processos;
- Validar a simulação com os dados obtidos da planta S1 encontrados na literatura em KING et al. (2013);
- Realizar o cálculo da perda de trabalho e eficiência termodinâmica da planta base, além de identificar quais unidades são responsáveis por uma maior perda de trabalho pelo método de SEIDER et al. (2017);
- Criar derivações da planta base, buscando-se um aumento na eficiência termodinâmica e uma menor perda de trabalho.

## 2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Neste capítulo, será apresentada uma revisão da literatura sobre o ácido sulfúrico, explicando o processo de produção por duplo contato e suas principais utilizações. Também serão explicados conceitos importantes relacionados à termodinâmica, como exergia, balanço exergético, eficiência termodinâmica e perda de trabalho de um sistema.

### 2.1. Ácido sulfúrico

O ácido sulfúrico ( $H_2SO_4$ ) consiste em um líquido claro, incolor e inodoro, sendo um composto químico derivado do anidrido sulfúrico, classificado como ácido mineral diprótico forte (CAMPOS, 2011). Além disso, é um potente ácido inorgânico, altamente corrosivo para compostos orgânicos e abrasivo para a maioria dos metais.

O ácido sulfúrico pode ser produzido por dois processos principais o processo conhecido como câmara de chumbo e o processo de contato, sendo que o processo de contato é o processo mais utilizado por possuir uma grande eficácia (SANTOS, 2019).

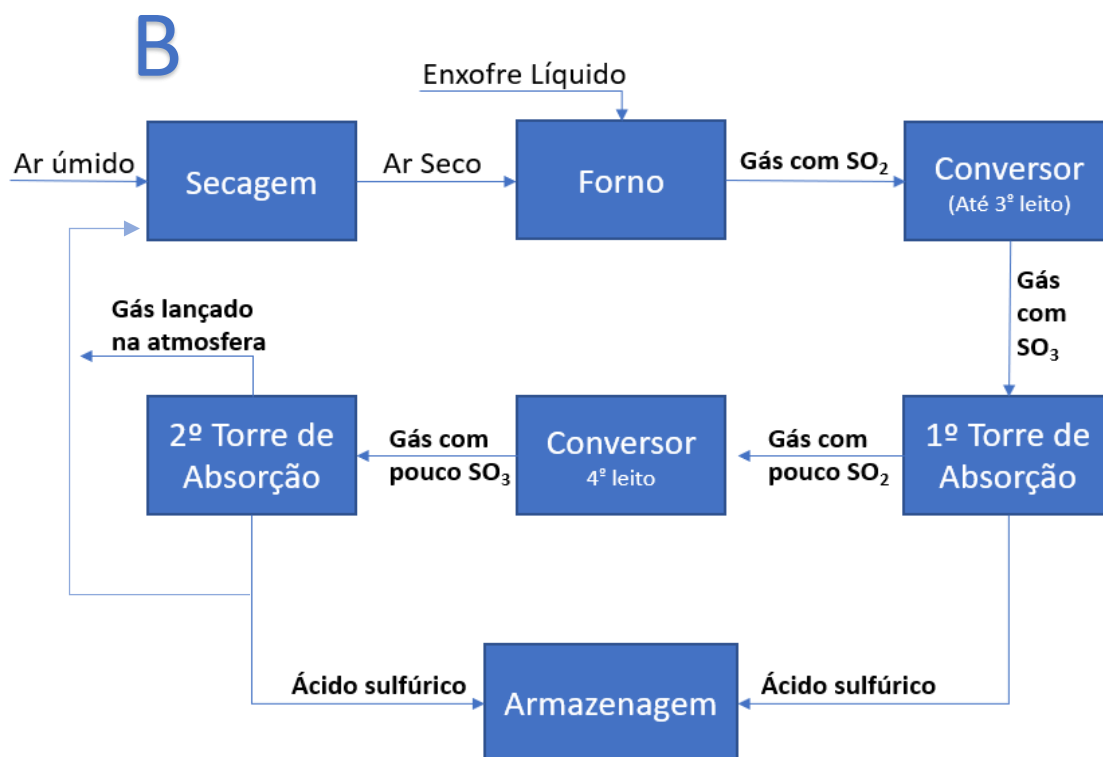
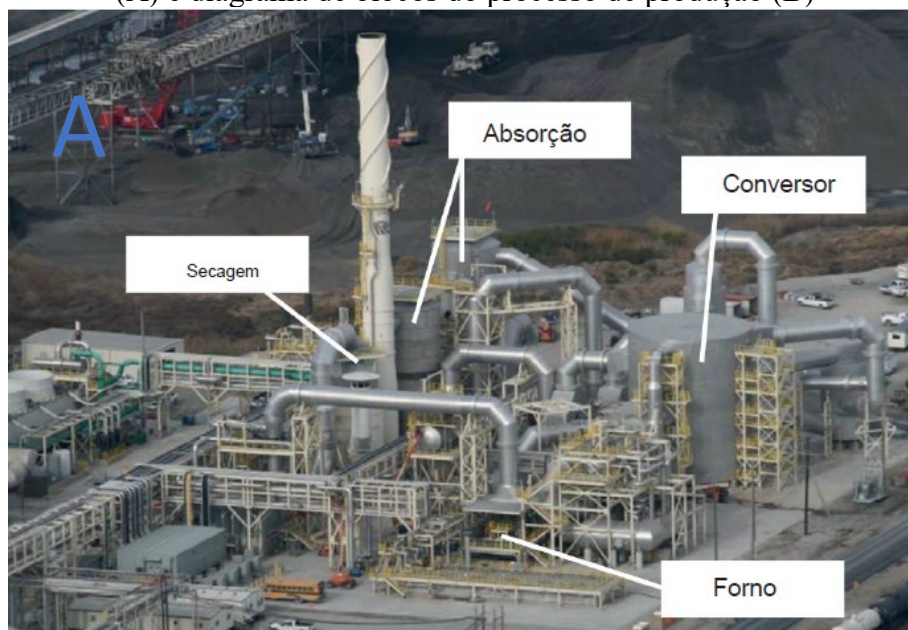
O enxofre é a principal matéria-prima para fabricação do ácido sulfúrico, podendo ser extraído pelo método de Claus ou Frasch. No método Claus o enxofre é um subproduto do refino de petróleo, obtido através da oxidação do ácido sulfídrico proveniente de efluentes gasosos. Já no método Frasch o enxofre é obtido por extração em depósitos subterrâneos com uma alta pureza, sem traços de arsênico, selênio ou telúrio (MB, 1999).

### 2.2. Processo de produção por duplo contato

De acordo com *Sulphuric Acid Market Outlook* (2017), 63% da obtenção do ácido sulfúrico no mundo se deve a queima de enxofre realizada pelo processo de duplo contato.

Como pode-se observar na Figura 1, este processo passa por 4 etapas principais; a secagem do ar, a queima do enxofre em um forno para a formação de  $SO_2$ , a conversão de  $SO_2$  em  $SO_3$  e, por último, a absorção de  $SO_3$  em  $H_2O$  para a formação de  $H_2SO_4$ .

Figura 1 - Principais etapas do processo de duplo contato para a produção de  $H_2SO_4$  (A) e diagrama de blocos do processo de produção (B)



Fonte: Adaptado de KING et al. (2013)

### 2.2.1. Etapa de secagem do ar

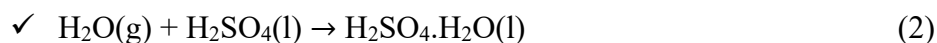
De acordo com KING et al. (2013), a experiência industrial mostra que o gás SO<sub>2</sub> deve estar seco antes de passar pelo conversor, onde é formado o SO<sub>3</sub>, caso contrário, pode ocorrer uma reação química indesejada envolvendo o SO<sub>3</sub> e o H<sub>2</sub>O presente no gás. Se trata da formação do líquido corrosivo H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> antes da hora, obtido pela reação apresentada na Equação (1).



O gás seco evita que esta reação aconteça no conversor, impedindo corrosão do equipamento e maiores danos à planta. A Figura 2 mostra com mais detalhes o funcionamento de uma torre de secagem.

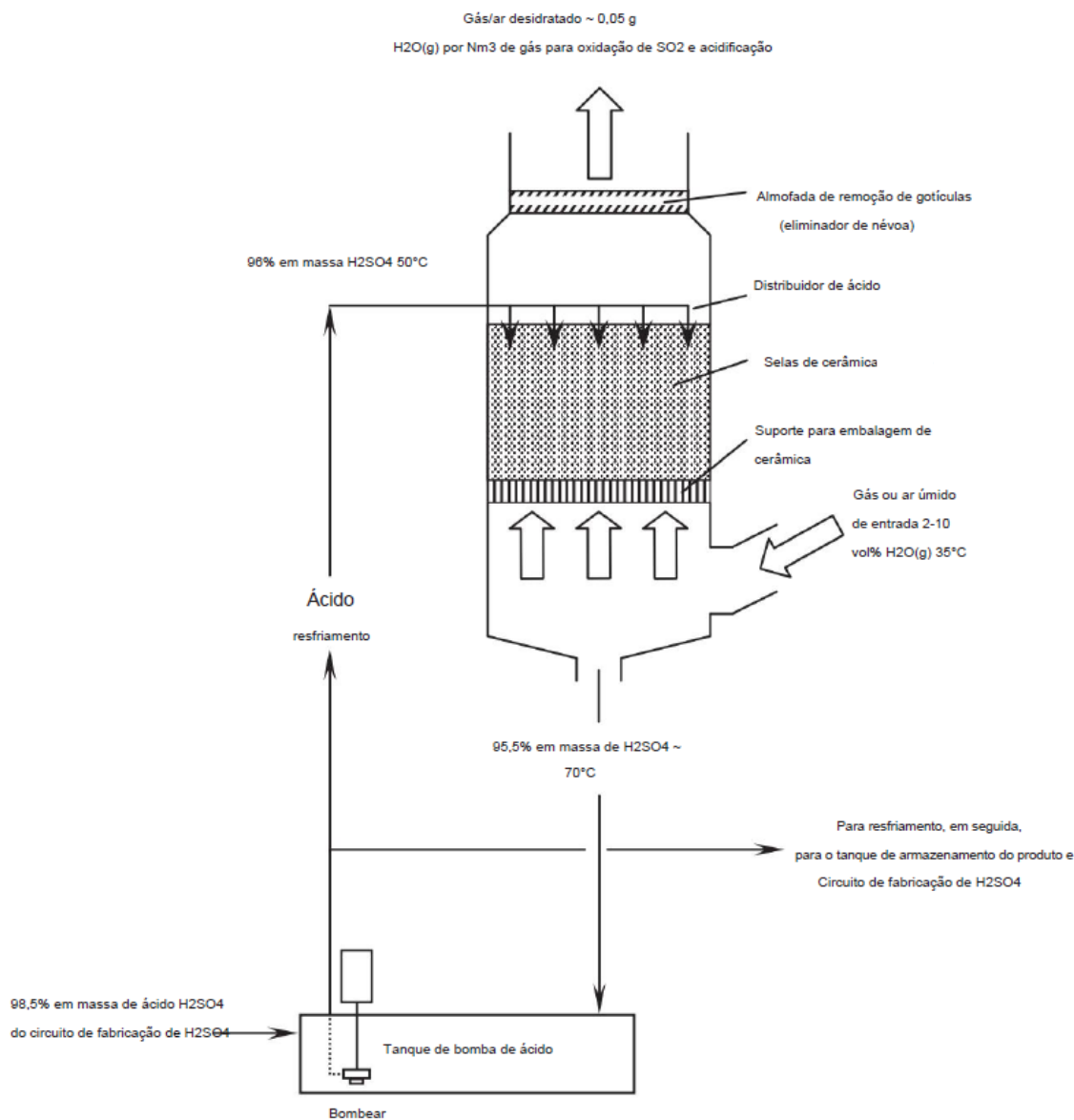
A torre de secagem é responsável pela desidratação do ar. Em sua operação, ácido sulfúrico é utilizado como meio absorvente. O ácido sulfúrico forte, provindo da etapa final de produção, é resfriado para aproximadamente 50°C (KING et al., 2013). Para SOUSA (1996), a temperatura ótima de entrada para absorção da umidade do ar é cerca de 55 a 60 °C. Este ácido é bombeado para a parte superior da torre de secagem e passa por um distribuidor que distribui o ácido de forma uniforme sobre as selas cerâmicas. Enquanto o ácido percola através do leito cerâmico de cima para baixo, o ar úmido sobe em contracorrente criando uma grande turbulência, uma grande área interfacial de gás/ácido e uma rápida desidratação do ar.

De acordo com KING et al., (2013) a desidratação do ar acontece através da Equação (2).



SOUSA (1996) indica que, para uma maior eficiência na secagem, o ácido forte recomendado a ser usado na torre de secagem é de 98,5% em massa.

Figura 2 - Detalhamento da torre de secagem de ar.



Fonte: Adaptado de KING et al. (2013)

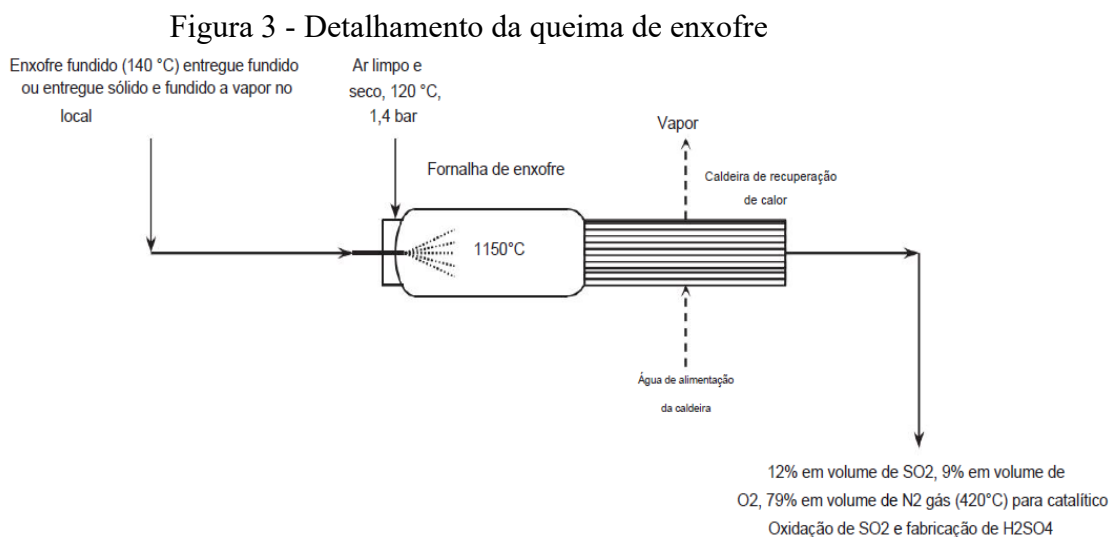
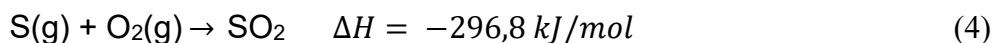
### 2.2.2. Etapa da queima do enxofre (forno)

Basicamente todo enxofre elementar usado na fabricação de ácido sulfúrico é um subproduto do gás natural ou refino de petróleo obtido pelo método Claus e ele pode chegar na fábrica já em estado líquido ou ser facilmente derretido com tubos de vapor pressurizado no local, já que seu ponto de fusão é de apenas 115,2°C, (KING et al., 2013).

Os fornos utilizados nesta etapa são classificados de acordo com a forma de vaporização do enxofre, podendo ser do tipo piscina, cascata e atomizado. De acordo com SOUSA (1996) e KING et al., (2013), o forno atomizado é atualmente o mais empregado, sendo caracterizado pela vaporização do enxofre sob a forma de uma nuvem de minúsculas gotículas suspensas na massa gasosa. O processo da queima do enxofre é detalhado na Figura 3 e consiste em:

- ✓ Atomização do enxofre líquido e pulverização das gotículas no forno à alta temperatura;
- ✓ Entrada de ar limpo e seco a 120°C no forno.

As minúsculas gotículas de enxofre e o ar dentro do forno, ocasiona a rápida vaporização do enxofre (Equação 3) e a oxidação total do vapor de enxofre pelo O<sub>2</sub> (Equação 4), formando assim o dióxido de enxofre. Portanto, as seguintes etapas ocorrem:



A descrição desta etapa consiste em soprar ar limpo e seco a uma temperatura média de 120°C em um forno quente com enxofre líquido atomizado. O ar fornece o oxigênio necessário tanto para oxidação do enxofre nesta etapa, quanto para oxidação do

dióxido de enxofre na etapa seguinte, além de fornecer também o nitrogênio que ajuda a evitar o superaquecimento do forno na etapa atual (KING et al., 2013).

Após as etapas relacionadas as Equações (3) e (4), o gás sai do forno e é resfriado por uma caldeira de recuperação de calor gerando vapor saturado a uma pressão de 40 ou 60 bar. Este vapor pode ser utilizado para o derretimento do próprio enxofre no início do processo e/ou para geração de energia elétrica.

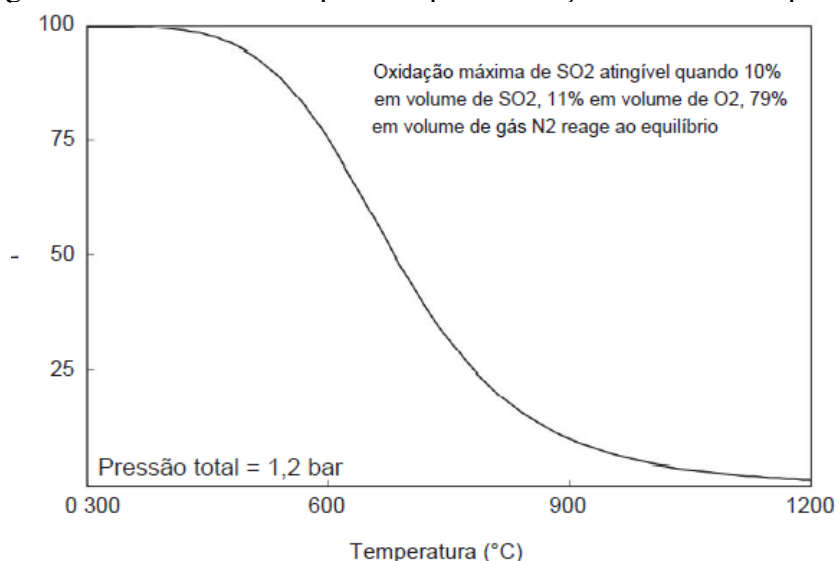
Finalmente, o gás sai da caldeira a uma temperatura de aproximadamente 420°C, com uma concentração molar aproximada de 12% de dióxido de enxofre, 9% de oxigênio e 79% de nitrogênio.

### 2.2.3. Etapa de conversão (conversor)

Para muitos autores, o conversor é considerado o coração do processo, já que nele é obtido o trióxido de enxofre necessário para formação do ácido sulfúrico. A conversão do SO<sub>2</sub> só acontece com a presença de um catalisador, ou seja, se trata de uma reação catalítica.

De acordo com a Figura 4, observa-se que, com o aumento da temperatura, a oxidação máxima de SO<sub>2</sub>, representada pela curva de equilíbrio, diminui acentuadamente de 100% à uma temperatura de 300°C para 2% a uma temperatura de 1200°C. Pode-se concluir com isto que a busca por um aumento na temperatura para aumentar a taxa de reação diminui a conversão máxima alcançável de SO<sub>2</sub> (KING et al., 2013).

Figura 4 - Conversão de equilíbrio para oxidação do SO<sub>2</sub> x temperatura



Fonte: Adaptado de KING et al. (2013)

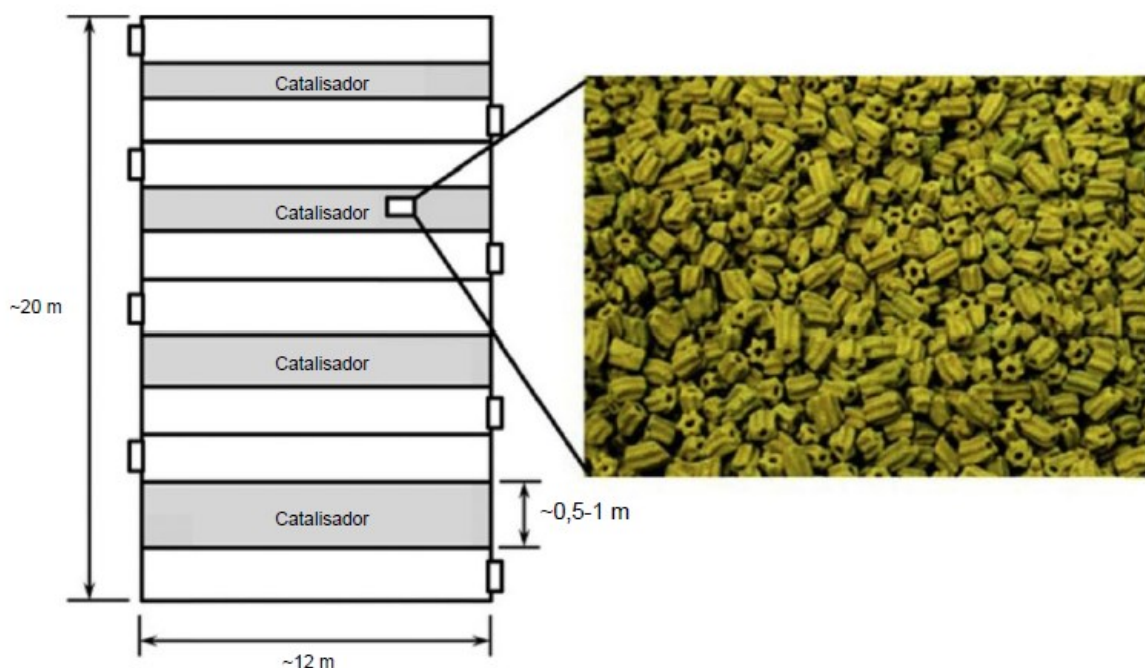


A reação de oxidação de  $\text{SO}_2$  a  $\text{SO}_3$  é exotérmica, liberando uma grande quantidade de calor e, conseqüentemente, elevando a temperatura do meio reacional. Esta elevação de temperatura, como antes citado, atua desfavoravelmente no sentido de formação do  $\text{SO}_3$ , ou seja, diminui a geração do produto que se deseja (MB CONSULTORES LTDA, 1999).

A velocidade de reação é acelerada com o emprego de catalisadores. Em especial, adota-se o uso do pentóxido de vanádio ( $\text{V}_2\text{O}_5$ ), ilustrado na Figura 5, que de acordo com CAMPOS (2011), a temperatura de 400 a 450°C (faixa de temperatura ótima) deve ser mantida ao longo dos quatro leitos catalíticos. Como a reação de oxidação do  $\text{SO}_2$  a  $\text{SO}_3$  descrita pela Equação (5) é exotérmica, entre cada passagem de leito, existe um trocador de calor para manter a temperatura dentro desta faixa. Com isso a passagem de gás pelos quatro leitos catalíticos permite atingir uma taxa de conversão global do  $\text{SO}_2$  de 99,7% (SOUSA, 1996).



Figura 5 - Exemplo dos quatro leitos em um conversor

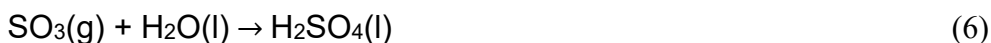


Fonte: Adaptado de KING et al. (2013)

A reação reversível representada pela Equação (5) atinge a conversão de equilíbrio, sendo que a temperatura, pressão, relação  $O_2/SO_2$  e concentração de  $SO_3$  influenciam no seu equilíbrio e velocidade de reação (MB CONSULTORES, 1999). O conversor é constituído de quatro leitos catalíticos para atingir a alta conversão citada anteriormente. Esses leitos possuem diferentes espessuras, sendo que usualmente o primeiro leito possui a menor espessura e o último leito a maior. De acordo com a literatura, a conversão de apenas um leito fica entre 60 a 69%, indicando que a oxidação total de  $SO_2$  não é obtida com apenas um leito catalítico (KING et al., 2013).

#### 2.2.4. Etapa de absorção

A última etapa na fabricação de ácido sulfúrico é a produção de  $H_2SO_4$  a partir da absorção de  $SO_3$  em água. A reação acontece em duas torres de absorção, denominadas torre de absorção intermediária e torre de absorção final. O  $H_2SO_4$  é produzido pela Equação (6).



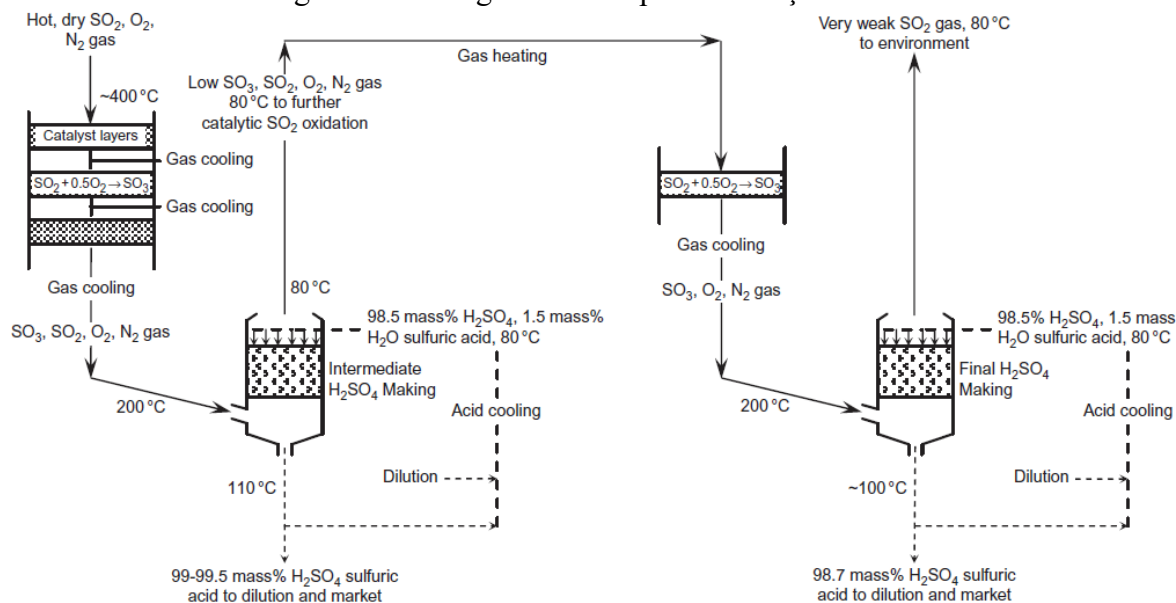
A reação apresentada na Equação (6) é fortemente exotérmica e, caso ela seja realizada com alta concentração de água, produziria vapor em torno de  $570^\circ C$ . Dado que o ponto de ebulição do  $H_2SO_4$  é de  $340^\circ C$ , para se obter o  $H_2SO_4$  líquido o vapor deveria ser condensado, aumentando o custo operacional do processo. Para contornar esta situação, o  $SO_3$  reage com ácido sulfúrico concentrado, o qual contém uma pequena quantidade de  $H_2O$ . A grande quantidade de  $H_2SO_4$  no reagente, absorve o calor gerado pela reação elevando a temperatura do ácido em apenas  $30^\circ C$ . Isso garante que o ácido do produto esteja em estado líquido (KING et al. 2013).

De acordo com MB CONSULTORES LTDA (1999), há uma maior eficiência nesta etapa quando a concentração do ácido empregado está dentro da faixa de 98-99%. Estudos de KING et al. (2013) também vão ao encontro desta informação, e apontam uma melhor eficiência para o uso de um ácido sulfúrico com 98,5% em massa no processo de absorção.

Na Figura 6 é mostrado um fluxograma desta etapa, onde percebe-se que parte do ácido sulfúrico produzido pela torre de absorção é diluído até atingir a concentração de 98,5% e em seguida retorna para sua respectiva torre de absorção para fabricação de mais

ácido sulfúrico, realizando um ciclo. Esta situação acontece em ambas as torres de absorção.

Figura 6 - Fluxograma da etapa de absorção



Fonte: (KING et. al, 2013)

Nas colunas, o gás derivado do conversor é borbulhado em contracorrente com ácido sulfúrico concentrado, através de uma torre recheada por um leito cerâmico. O  $\text{SO}_3$  presente na fase gasosa reage com água de diluição do ácido, formando novas moléculas de ácido, conforme Equação 6. Esta absorção acontece em dois estágios e, portanto, se trata de um processo de dupla absorção ou duplo contato. (MB CONSULTORES LTDA, 1999)

Após os dois estágios, o gás residual pode ser lançado na atmosfera por ter baixas concentrações de  $\text{SO}_2$  e  $\text{SO}_3$ , e atenderem leis ambientais vigentes. No Brasil, o CONAMA 491/2018 dispõe sobre os padrões de qualidade do ar e a norma COPAM 187/2013 estabelece limites máximos de emissão para poluentes atmosféricos no estado de Minas Gerais.

Para unidades de produção de ácido sulfúrico a COPAM 187/2013 estabelece conforme resolução CONAMA nº 436/2011 o fator de emissão, em base seca do  $\text{SO}_2$  de 2 kg/tonelada. $\text{H}_2\text{SO}_4$  a 100% e do  $\text{SO}_3$  de 0,075 kg/tonelada. $\text{H}_2\text{SO}_4$  a 100%.

### 2.3. Principais aplicações do ácido sulfúrico

O ácido sulfúrico é o produto químico mais produzido no mundo. Ao todo, são produzidos 200 milhões de toneladas por ano e cerca de 60% de todo ácido sulfúrico produzido é consumido na fabricação de fertilizantes fosfatados, a partir da produção de ácido fosfórico. Determinados fertilizantes sulfatados também são produzidos tendo o ácido sulfúrico como matéria-prima, como o sulfato de amônio (CAMPOS, 2011).

Além disso, o ácido sulfúrico é utilizado na produção do ácido clorídrico, refino de petróleo, sulfato de alumínio, o qual é matéria-prima utilizada para a fabricação de papel. Também é usado na fabricação de nylon, elaboração de matérias-primas para detergentes, fabricação de baterias, decapagem de metais, no tratamento da água na etapa de floculação, entre outras diversas aplicações (ARAÚJO, 2021). Na Tabela 1 são apresentados os principais usos do ácido sulfúrico comercial em relação a sua concentração em grau Baumé (°Bé).

Tabela 1 - Principais usos do ácido sulfúrico comercial

Concentração do H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Usos
53 a 56 °Bé	Fabricação dos superfosfatos normais, utiliza-se o processo das câmaras de chumbo para obtenção deste ácido.
60 a 65,98 °Bé	Obtenção de sulfatos de amônio, de cobre, de alumínio, de magnésio, de zinco, ferro, etc.; de ácidos minerais, ácidos orgânicos, como o cítrico, oxálico, acético e tartárico; tratamento superficial de metais e não metais; no refino e obtenção de metais pesados; na preparação do amido, do açúcar e dos xaropes; na fabricação de couro; polpação na indústria de papel e celulose; indústria têxtil e de fibras; processos de sulfonação orgânica para detergentes e indústrias farmacêuticas; preparo do caldo para decantação na indústria de açúcar e álcool ; indústria alimentícia na produção de ácido cítrico e láctico.
66 a 66,2 °Bé	Purificação de produtos de petróleo; dióxido de titânio; na alquilação do isobutano; na fabricação de compostos nitrogenados; na síntese do fenol; na fabricação do ácido fosfórico e dos superfosfatos triplos; na indústria química como agente ácido desidratante (para processos químicos orgânicos e petroquímicos); no tratamento superficial de metais e não metais; no refino e obtenção de metais pesados.
68,68 °Bé, oleum, ácido sulfúrico fumegante, anidro – H <sub>2</sub> S <sub>2</sub> O <sub>7</sub>	Na industrialização do petróleo; da nitrocelulose; da nitroglicerina; do TNT; na fabricação de corantes; além de servirem para dar mais força aos ácidos fracos.

Fonte:( Adaptado de ARAÚJO, 2021)

## 2.4. Introdução a exergia

O conceito de exergia surgiu no século XIX pelos estudos do americano Josiah Willard Gibbs e pelo francês Nicolas L. Sadi Carnot. No ano de 1824, Carnot estudou como quantificar o trabalho máximo obtido de máquinas a vapor para o propósito do aumento de eficiência, o que resultou desenvolvimento do primeiro trabalho que estabeleceu as bases da Segunda Lei da Termodinâmica. Já em 1876, Gibbs usou o termo “energia disponível do corpo” para definir a quantidade máxima de trabalho mecânico que pode ser alcançada por um corpo, sem haver transferência de calor ou transferência de massa (ROJAS, 2007).

Para analisar um desempenho energético de um processo industrial, pode-se utilizar técnicas baseadas na primeira e segunda leis da termodinâmica, conhecidas como análise energética e análise exergética. Destaca-se o emprego da exergia para analisar, avaliar e otimizar os processos industriais (BOROUMANDJAZI, RISMANCHI, SAIDUR, 2013).

De acordo com AHERN (1980), a irreversibilidade é indicada pelo aumento da geração de entropia, a qual pode ser determinada utilizando a segunda lei da termodinâmica. A segunda lei estabelece que uma fração da energia térmica total disponível não pode ser usada para a produção de trabalho.

Nos dias atuais, a análise exergética é considerada a mais eficaz para avaliar a qualidade dos fluxos de energia, os seus processos de conversão e seu uso racional, podendo ser aplicada a qualquer sistema de conversão de energia ou processo químico. Novos processos também podem ser desenvolvidos baseados em princípios de exergia utilizando recursos energéticos de uma forma mais eficaz (MOROSUK e TSATSARONIS, 2019). A análise exergética tem como objetivo maximizar o uso eficaz de energia, já que ela admite a determinação e localização das perdas de exergia em um sistema (MORAN & SHAPIRO, 2006)

A exergia pode ser definida como a máxima quantidade de trabalho obtida, quando uma massa é levada a um estado de equilíbrio termodinâmico, com os elementos do meio ambiente através de processos reversíveis (SZARGUT, MORRIS e STEWARD, 1988). Para TSATSARONIS (2006), o máximo trabalho útil obtido ao levar um sistema de um determinado estado para o equilíbrio com o meio de referência é definido como exergia de um sistema termodinâmico. KOTAS et al. (1985) definem a exergia de um sistema como sendo a quantidade de trabalho útil que pode ser obtido quando o sistema

é levado a um estado de equilíbrio irrestrito com o ambiente de referência através de processos reversíveis envolvendo a interação térmica e química apenas com o ambiente.

#### 2.4.1. Análise pela segunda lei da termodinâmica

A primeira lei da termodinâmica é amplamente utilizada em projetos para realizar balanços de energia em torno de equipamentos. De acordo com SEIDER et al. (2017), embora ela possa determinar os requisitos de transferência de calor na forma de calor e trabalho de eixo, ela não pode indicar se a energia está sendo usada de forma eficiente. Para isso, são necessários cálculos baseados em uma combinação da primeira e segunda leis da termodinâmica, que fornece um indicador de eficiência energética conhecido como eficiência termodinâmica.

O método escolhido para realizar a análise da segunda lei da termodinâmica foi o proposto por SEIDER et al. (2017), em que equações para determinar a perda de trabalho e a eficiência termodinâmica de um sistema aberto e em estado estacionário são apresentados a seguir.

A Equação (7) se refere a perda de trabalho de um sistema aberto em estado estacionário, sendo  $i$  a  $i$ -ésima entrada ou saída do sistema e será melhor explorada no Capítulo 3.

$$L\dot{W} = -\sum_i \dot{W}_i - \Delta(\dot{m}B)_{\text{fluidos}} + \sum_i \left(1 - \frac{T_0}{T_i}\right) \dot{Q}_i \quad (7)$$

Em que, o primeiro termo do lado direito da Equação (7) leva em consideração trabalhos de eixo executado pelo sistema ou sobre o sistema e o último termo leva em consideração à máxima troca de calor entre o sistema e uma fonte ou sorvedouro de calor mantido à temperatura constante  $T_i$ . O termo  $B$ , que aparece no segundo termo do lado direito da Equação (7) é definido pela Equação (8) e é denominado Função Disponibilidade. A Função Disponibilidade é considerada uma variável de estado, devido ao fato de ser determinada a partir de outras variáveis de estado e não representa um valor absoluto. Ao contrário, ela pode ser referenciada a qualquer estado, como afirma SEIDER et al. (2017).  $T_0$  representa a temperatura do ambiente de referência utilizado para a determinação da Função Disponibilidade.

$$B = H - T_0S \quad (8)$$

O trabalho perdido ocorre por irreversibilidades do processo e suas principais causas são:

- ✓ Misturas de dois ou mais fluxos com temperatura, pressão e/ou composição diferentes;
- ✓ Forças motrizes finitas para processos de transporte;
- ✓ Fricção e arraste do fluido;
- ✓ Reações químicas que ocorrem longe do equilíbrio;
- ✓ Transferência de calor com água de resfriamento;
- ✓ Atrito mecânico em bombas, compressores e turbinas.

A eficiência termodinâmica é dada por duas equações. A Equação (9) é utilizada quando o objetivo principal for positivo, enquanto a Equação (10) é usada quando o valor do objetivo principal for negativo. A Tabela 2 mostra os diferentes tipos de objetivos principais que podem ser utilizados para o cálculo da eficiência termodinâmica de um processo químico ou operação em estado estacionário.

$$\eta_{\text{Objetivo}(+)} = \frac{\text{Objetivo Principal} - LW}{\text{Objetivo Principal}} \quad (9)$$

$$\eta_{\text{Objetivo}(-)} = \frac{\text{Objetivo principal}}{\text{Objetivo principal} - LW} \quad (10)$$

Tabela 2 - Possíveis objetivos de processos químicos

<b>Objetivo Principal</b>	<b>Explicação</b>
$-\Delta(\dot{m}B)$	Mudança de disponibilidade no fluxo
$-\dot{W}$	Transferência de trabalho
$\left(1 - \frac{T_0}{T_i}\right) \dot{Q}_i$	Trabalho equivalente de transferência de calor

Fonte: Adaptado de (SEIDER et al., 2017)

A eficiência termodinâmica de todo um processo, ou de uma operação, depende de seu objetivo principal e do trabalho perdido durante a realização desse objetivo. Pode existir mais de um objetivo principal em um processo. Por exemplo, em processos

químicos que envolvem reatores, trocadores de calor e dispositivos de trabalho de eixo, o objetivo principal é o aumento ou diminuição da função de disponibilidade dos fluxos que atravessam os limites de fronteira do sistema. O objetivo principal de um ciclo de refrigeração, por outro lado, é o trabalho equivalente de transferência de calor. Já o objetivo principal de uma turbina adiabática pode ser produzir trabalho (SEIDER et al., 2017).

É importante frisar que o limite de 100% de eficiência não deve ser considerado na prática, visto que este limite teórico poderia ser alcançado apenas se não houvesse destruições ou perdas de exergia. SEIDER et al. (2017) salientam que um aumento na eficiência para reduzir o consumo de combustível ou melhor utilização de recursos, normalmente requer despesas adicionais para instalações e operações, sendo que uma melhoria pode não ser implementada se ocorrer um aumento considerável no custo total (MORAN e SHAPIRO, 2006). Em outras palavras, vários métodos são usados para melhorar a utilização dos recursos energéticos e esses métodos devem atingir seus objetivos de uma maneira econômica. De acordo com SEIDER et. al (2017), a eficiência termodinâmica na maioria dos processos químicos está na faixa entre 20 a 30%. Estudos econômicos mostram que vale a pena buscar formas para melhorar essa eficiência para até 60%.

#### **2.4.2. Estudos de análise exergética em plantas de produção de ácido sulfúrico**

Alguns estudos de análise exergética de plantas de produção de ácido sulfúrico foram realizados nas últimas décadas. KOTAS et al. (1985), iniciaram os estudos realizando a análise exergética de uma planta de produção de ácido sulfúrico onde os resultados da destruição da exergia foram apresentados pelo Diagrama de Grassmann. Como diferencial, os autores propuseram a reutilização dos vapores gerados no processo para realizar a fusão do enxofre sólido. MAGAEVA et al. (2000) estudaram uma análise exergética de uma planta de ácido sulfúrico utilizando como matéria-prima gases ricos em  $\text{SO}_2$  derivados de processos metalúrgicos. Porém, neste estudo, não foi relatado dados como pressão, temperatura e exergia das correntes do processo. Já RASHEVA e ATANASOVA (2002) fizeram uma análise de uma planta de ácido sulfúrico com dados



da literatura. A planta estudada tinha dois estágios na absorção intermediária onde também se produz o oleum, conhecido também como ácido sulfúrico fumegante.

Em estudos mais recentes, CHOUAIBIA et al. (2013), fizeram uma avaliação de desempenho energético de uma unidade de produção de ácido sulfúrico usando a análise exérgica, onde foi calculado a eficiência exérgica global, além da eficiência racional e utilizável dos principais equipamentos da planta e as perdas de exergia calculadas por seções. Já CIVETTA et al. (2014) apresentaram uma análise exérgica de uma planta industrial de ácido sulfúrico real, com produção de 45 ton/dia de ácido sulfúrico. A metodologia de cálculo foi baseada no balanço exérgico de CAMPOS et al. (1998), onde as variáveis se restringiram à composição e temperatura das correntes. Os resultados foram apresentados por meio de um diagrama de Grassmann e um gráfico.

Em nenhum dos estudos citados, a eficiência termodinâmica proposta por SEIDER et al. (2017) foi estudado. Já neste presente trabalho, a metodologia proposta pelos autores para encontrar a eficiência termodinâmica foi seguida.

### 3. METODOLOGIA

Neste capítulo será descrita a metodologia empregada, tendo em vista o objetivo de realizar uma análise termodinâmica do processo de produção de ácido sulfúrico por duplo contato baseado na descrição encontrada na literatura de uma planta real de duplo contato típica.

Inicialmente, foi feito um levantamento de informações relacionadas ao fluxograma, cinética de reações e dados sobre as condições operacionais de uma planta de produção de ácido sulfúrico por duplo contato.

Além do uso do simulador de processos *UniSim Design* para simular uma planta de ácido sulfúrico por duplo contato, foi utilizado também o simulador de processos *Aspen Plus* para os cálculos de entalpia, entropia de cada corrente do processo. Foi necessário a inclusão do software *Aspen Plus* no trabalho, pois os valores de entalpia e entropia fornecidas pelo *UniSim Design* resultaram em perdas de trabalho com valores negativos, o que desrespeita a segunda lei da termodinâmica, visto que a geração de entropia é sempre maior que zero em processos irreversíveis e igual a zero em processos reversíveis, ou seja, jamais é negativa.

Vale ressaltar que o próprio autor da metodologia utiliza como exemplo o *Aspen Plus* para obtenção dos dados de entalpia e entropia, ao realizar uma análise de uma de suas plantas de estudo de caso em seu livro. Portanto, as correntes de processo da planta foram simuladas no *Aspen Plus* utilizando vazão, composição, temperatura e pressão de cada corrente fornecidas pela simulação do *UniSim Design*.

Utilizando os dados de entalpia e entropia de cada corrente do processo fornecidos pelo *Aspen Plus*, realizou-se uma análise termodinâmica baseada na metodologia de SEIDER et al. (2017). Ela exibiu a perda de trabalho e a eficiência termodinâmica da planta como um todo, além da perda de trabalho de cada unidade envolvido no processo.

Uma análise mais detalhada foi realizada nessas unidades para identificar melhorias que pudessem reduzir a perda de trabalho. Para isso, foi utilizada uma ferramenta de otimização disponível no *UniSim Design* com o objetivo de encontrar temperaturas de correntes específicas que diminuam a função objetivo que foi definida como  $L\dot{W}$  (perda de trabalho). Uma nova simulação foi executada com essas mudanças e a perda de trabalho foi recalculada, tanto do processo como um todo quanto das unidades de processo individuais, a fim de desenvolver uma análise comparativa entre a simulação base e a simulação modificada.

### **3.1. Descrição e implementação do processo no simulador**

Nesta seção são apresentadas a descrição e configurações utilizadas na implementação do processo no simulador de processos. O material de referência para este estudo é uma planta de ácido sulfúrico produzido por duplo contato com capacidade de produção de aproximadamente 4400 ton/dia descrita como a planta S1 em MATTHEW J. KING et al. (2013), cujos dados se encontram no APÊNDICE A.

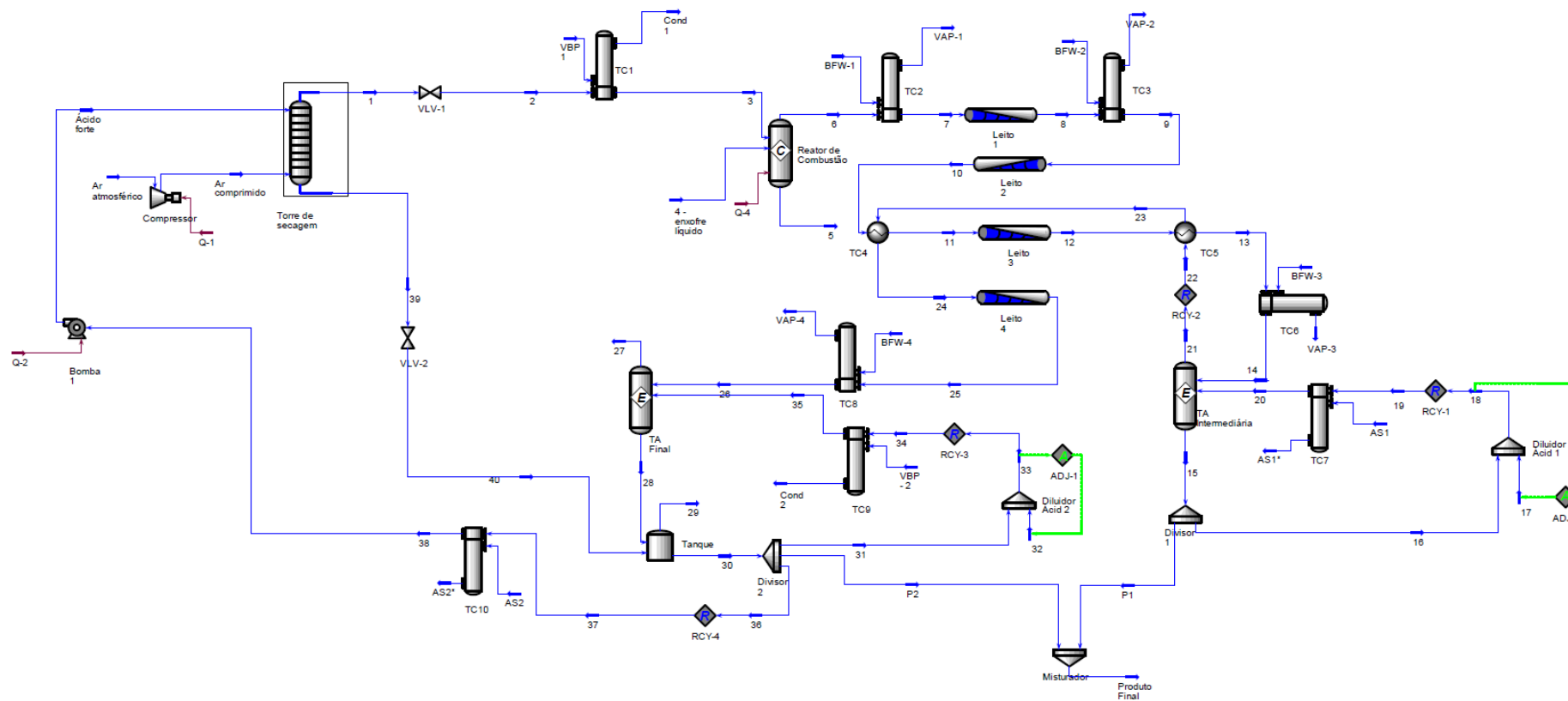
O UniSim Design, foi utilizado como instrumento para o desenvolvimento dos balanços de energia e massa do processo, assim como calcular as propriedades físicas, químicas e termodinâmicas necessárias para a realização dos cálculos de perda de trabalho e eficiência termodinâmica.

De acordo com MOUNNAAM et. al (2020), a configuração de uma simulação passa basicamente por duas etapas principais: a configuração base do ambiente e a configuração do ambiente de simulação. Na primeira etapa citada, os componentes necessários para a simulação, os pacotes termodinâmicos, e as reações do processo são configurados. Na configuração do ambiente de simulação, as correntes, equipamentos, fluxos de energia são adicionados e configurados, além de ser desenvolvido o fluxograma do processo estudado.

#### **3.1.1. Descrição e simulação do processo**

O fluxograma do processo de produção de ácido sulfúrico por duplo contato caso base deste trabalho foi implementado no UniSim Design de acordo com o fluxograma apresentado na Figura 7. O processo inicia com a alimentação do ar atmosférico sendo comprimida por um compressor até alcançar uma pressão de 350 kPa, após a qual é enviada para a base da torre de secagem através da corrente identificada como ar comprimido. Um sumário contendo os resultados da simulação referente às correntes de processo é apresentado na Tabelas 3, enquanto um sumário contendo os resultados da simulação referente às correntes de utilidades são apresentadas na Tabela 4. Como será detalhado na seção 3.1.3, as correntes de processo e as correntes de utilidades foram simuladas com diferentes modelos termodinâmicos.

Figura 7 - Fluxograma da simulação caso base



Fonte: Próprio autor

Tabela 3 - Sumário de correntes de processo

	Correntes de Processo (Simuladas com o modelo termodinâmico PR(g)-NRTL(l))								
	Ar Atm.	Ar Comp.	1(gás)	2(gás)	3(gás)	4 (S Liq)	5	6(gás)	7(gás)
Fração de Vapor	1	1	1	1	1	0	0	1	1
Temperatura (°C)	<b>25,00</b>	190,10	45,02	44,51	<b>143,00</b>	<b>132,00</b>	1172,00	<b>1172,00</b>	<b>423,00</b>
Pressão (kPa)	<b>101,32</b>	<b>350,00</b>	350,00	<b>140,00</b>	140,00	<b>140,00</b>	140,00	140,00	140,00
Vazão Total (kmol/h)	<b>16089,40</b>	16089,40	15893,05	15893,05	15893,05	<b>1874,01</b>	-	15893,05	15893,05
Vazão $H_2O$ (kmol/h)	<b>205,94</b>	205,94	26,55	26,55	26,55	-	-	26,55	26,55
Vazão $H_2SO_4$ (kmol/h)	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Vazão S (kmol/h)	-	-	-	-	-	<b>1874,01</b>	-	-	-
Vazão $N_2$ (kmol/h)	<b>12556,16</b>	12556,16	12548,32	12548,32	12548,32	-	-	12548,32	12548,32
Vazão $SO_3$ (kmol/h)	-	-	0,07	0,07	0,07	-	-	0,07	0,07
Vazão $O_2$ (kmol/h)	<b>3327,29</b>	3327,29	3317,85	3317,85	3317,85	-	-	1443,84	1443,84
Vazão $SO_2$ (kmol/h)	-	-	0,26	0,26	0,26	-	-	1874,27	1874,27

Continuação

	Correntes de Processo (Simuladas com o modelo termodinâmico PR(g)-NRTL(l))								
	8(gás)	9(gás)	10(gás)	11(gás)	12(gás)	13(gás)	14(gás)	15(ácido)	16(ácido)
Fração de Vapor	1	1	1	1	1	1	1	0	0
Temperatura (°C)	631,96	<b>440,00</b>	523,84	<b>445,00</b>	465,86	318,18	<b>166,00</b>	124,63	124,63
Pressão (kPa)	139,42	139,42	138,83	138,83	138,17	138,17	138,17	138,17	138,17
Vazão Total (kmol/h)	15304,96	15304,96	15069,50	15069,50	15011,09	15011,09	15011,09	26627,09	24961,58
Vazão $H_2O$ (kmol/h)	26,55	26,55	26,55	26,55	26,55	26,55	26,55	168,13	157,61
Vazão $H_2SO_4$ (kmol/h)	-	-	-	-	-	-	-	26418,64	24766,17
Vazão S (kmol/h)	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Vazão $N_2$ (kmol/h)	12548,32	12548,32	12548,32	12548,32	12548,32	12548,32	12548,32	12,68	11,89
Vazão $SO_3$ (kmol/h)	1176,29	1176,29	1647,21	1647,21	1764,03	1764,03	1764,03	19,27	18,06
Vazão $O_2$ (kmol/h)	855,74	855,74	620,28	620,28	561,87	561,87	561,87	1,76	1,65
Vazão $SO_2$ (kmol/h)	698,06	698,06	227,14	227,14	110,32	110,32	110,32	6,61	6,19

## Continuação

	Correntes de Processo (Simuladas com o modelo termodinâmico PR(g)-NRTL(l))								
	17(água)	18(ácido)	19(ácido)	20(ácido)	21(gás)	22(gás)	23(gás)	24(gás)	25(gás)
Fração de Vapor	0	0	0	0	1	1	1	1	1
Temperatura (°C)	<b>25,00</b>	120,94	120,94	<b>66,00</b>	124,63	124,63	317,74	<b>420,00</b>	443,65
Pressão (kPa)	<b>140,00</b>	138,17	138,17	138,17	138,17	138,17	138,17	138,17	138,07
Vazão Total (kmol/h)	1784,23	<b>26745,81</b>	26745,81	26745,81	13471,74	13471,76	13471,76	13471,76	13419,95
Vazão $H_2O$ (kmol/h)	<b>1784,23</b>	1941,84	1941,85	1941,85	142,20	142,21	142,21	142,21	142,21
Vazão $H_2SO_4$ (kmol/h)	-	24766,17	24766,17	24766,17	5,60	5,60	5,60	5,60	5,60
Vazão $S$ (kmol/h)	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Vazão $N_2$ (kmol/h)	-	11,89	11,89	11,89	12547,53	12547,53	12547,53	12547,53	12547,53
Vazão $SO_3$ (kmol/h)	-	18,06	18,06	18,06	104,75	104,74	104,74	104,74	208,36
Vazão $O_2$ (kmol/h)	-	1,65	1,65	1,65	561,76	561,78	561,78	561,78	509,97
Vazão $SO_2$ (kmol/h)	-	6,19	6,19	6,19	109,91	109,91	109,91	109,91	6,29

## Continuação

	Correntes de Processo (Simuladas com o modelo termodinâmico PR(g)-NRTL(l))								
	26(gás)	27(gás)	28(ácido)	29(gás)	30(ácido)	31(ácido)	32(água)	33(ácido)	34(ácido)
Fração de Vapor	1	1	0	1	0	0	0	0	0
Temperatura (°C)	<b>135,00</b>	93,18	93,18	78,66	78,66	78,66	<b>25,00</b>	78,22	78,22
Pressão (kPa)	138,07	138,07	138,07	138,07	138,07	138,07	<b>140,00</b>	138,07	138,07
Vazão Total (kmol/h)	13419,95	13465,89	20758,13	13,75	47437,20	20715,07	296,11	<b>21011,19</b>	21011,19
Vazão $H_2O$ (kmol/h)	142,21	396,99	1060,37	0,27	2807,88	1226,16	<b>296,11</b>	1522,27	1522,27
Vazão $H_2SO_4$ (kmol/h)	5,60	0,54	19689,35	-	44602,42	19477,17	-	19477,17	19477,17
Vazão $S$ (kmol/h)	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Vazão $N_2$ (kmol/h)	12547,53	12545,33	6,47	10,00	9,79	4,27	-	4,27	4,27
Vazão $SO_3$ (kmol/h)	208,36	1,17	0,38	0,00	0,70	0,31	-	0,31	0,31
Vazão $O_2$ (kmol/h)	509,97	515,83	1,09	3,49	15,92	6,95	-	6,95	6,95
Vazão $SO_2$ (kmol/h)	6,29	6,03	0,48	0,00	0,49	0,22	-	0,22	0,22

Continuação

	Correntes de Processo (Simuladas com o modelo termodinâmico PR(g)-NRTL(l))									
	35(ácido)	36(ácido)	37(ácido)	38(ácido)	39(ácido)	40(ácido)	Ac. Forte	P1(ácido)	P2(ácido)	Prod. Final(ácido)
Fração de Vapor	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Temperatura (°C)	<b>82,00</b>	78,66	78,66	44,89	67,17	67,16	<b>45,00</b>	124,63	78,66	119,34
Pressão (kPa)	138,07	138,07	138,07	138,07	350,00	138,07	<b>350,00</b>	138,17	138,07	138,07
Vazão Total (kmol/h)	21011,19	26496,48	26496,49	26496,49	26692,83	26692,83	26496,49	1665,51	225,66	1891,16
Vazão $H_2O$ (kmol/h)	1522,27	1568,36	1568,38	1568,38	1747,78	1747,78	1568,38	10,52	13,36	23,87
Vazão $H_2SO_4$ (kmol/h)	19477,17	24913,08	24913,08	24913,08	24913,07	24913,07	24913,08	1652,47	212,17	1864,64
Vazão $S$ (kmol/h)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Vazão $N_2$ (kmol/h)	4,27	5,47	5,47	5,47	13,31	13,31	5,47	0,79	0,05	0,84
Vazão $SO_3$ (kmol/h)	0,31	0,39	0,39	0,39	0,32	0,32	0,39	1,21	0,00	1,21
Vazão $O_2$ (kmol/h)	6,95	8,89	8,89	8,89	18,33	18,33	8,89	0,11	0,08	0,19
Vazão $SO_2$ (kmol/h)	0,22	0,28	0,28	0,28	0,02	0,02	0,28	0,41	0,00	0,42

Tabela 4 - Sumário de correntes de utilidades

	Correntes de Utilidades (Simuladas com o modelo termodinâmico <i>ASME steam</i> )							
	VBP-1 (vapor)	Cond 1(água)	VBP - 2 (vapor)	Cond 2 (água)	BFW-1 (água)	VAP-1 (vapor)	BFW-2 (água)	VAP-2 (vapor)
Fração de Vapor	<b>1</b>	<b>0</b>	<b>1</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>1</b>	<b>0</b>	<b>1</b>
Temperatura (°C)	<b>158,84</b>	158,84	<b>158,84</b>	158,84	<b>115,17</b>	279,58	<b>115,17</b>	253,24
Pressão (kPa)	<b>600,00</b>	600,00	<b>600,00</b>	600,00	<b>170,00</b>	<b>6380,00</b>	<b>170,00</b>	<b>4200,00</b>
Vazão $H_2O$ (kmol/h)	1234,57	1234,57	280,59	280,59	10246,37	10246,37	2546,23	2546,23

Continuação

	Correntes de Utilidades (Simuladas com o modelo termodinâmico <i>ASME steam</i> )							
	<b>BFW-3</b> (água)	<b>VAP-3</b> (vapor)	<b>BFW-4</b> (água)	<b>VAP-4</b> (vapor)	<b>AS1</b> (água)	<b>AS1*</b> (água)	<b>AS2</b> (água)	<b>AS2*</b> (água)
Fração de Vapor	0	<b>1</b>	0	<b>1</b>	0	0	0	0
Temperatura (°C)	<b>115,17</b>	253,24	<b>115,17</b>	253,24	<b>30,00</b>	<b>40,00</b>	<b>30,00</b>	<b>40,00</b>
Pressão (kPa)	<b>170,00</b>	<b>4200,00</b>	<b>170,00</b>	<b>4200,00</b>	<b>101,32</b>	<b>101,32</b>	<b>101,30</b>	<b>101,30</b>
Vazão $H_2O$ (kmol/h)	1893,12	1893,12	3100,75	3100,75	261935,48	261935,48	156544,86	156544,86

Fonte: Próprio autor

**OBS:** Nota-se que os dados de entrada no simulador encontram-se devidamente identificados nas Tabelas (3 e 4) em negrito, enquanto os valores não destacados correspondem aos resultados obtidos por meio da simulação.



A torre de secagem também recebe em seu topo uma corrente identificada de ácido forte com 98,5% de ácido sulfúrico em massa, que é bombeada até atingir a pressão da torre de 350kPa. Após a entrada das duas correntes, o ar seco sai da torre de secagem pelo topo através da corrente 1 e o ácido, ligeiramente mais fraco, sai pela base da torre de secagem através da corrente 39. Ambas as correntes passam por válvulas de expansão para reduzir suas pressões para a pressão de trabalho da planta, a qual é de 140kPa.

Após a descompressão, o ácido é encaminhado para um tanque de armazenagem através da corrente 40 e o ar seco é encaminhado para o trocador de calor TC1 por meio da corrente 2, onde é aquecido até a temperatura de 142°C e em seguida encaminhado para o reator de combustão juntamente com a corrente 4 contendo enxofre líquido. No reator de combustão ocorre a oxidação total do enxofre líquido pelo O<sub>2</sub> do ar seco e produz-se o dióxido de enxofre na corrente 6. Devido ao fato de a reação ser exotérmica, a corrente 6 sai com uma temperatura elevada de 1172°C e passa pelo TC2 onde é resfriada até 423°C, atingindo a temperatura ideal para passar pela etapa de conversão a seguir. Ao fazer este resfriamento, o TC2 produz vapor supersaturado a 6830 kPa.

A etapa de conversão é iniciada pelo leito 1 do conversor simulada em um reator PFR. Nele, é atingida uma conversão de SO<sub>2</sub> para SO<sub>3</sub> de 62,76% e temperatura de saída de 632°C. Essa corrente é resfriada pelo TC3 até atingir 440°C antes de ser encaminhada para o leito 2, a qual é resfriada pelo TC4 até atingir 445°C antes de ser encaminhada para o leito 3.

As conversões dos leitos 2 e 3 são de 87,88% e 94,11% (calculadas em relação à alimentação do primeiro leito), respectivamente, e atingem uma temperatura de saída de 523,8°C no leito 2 e 465,9°C no leito 3. A corrente 12 sofre um pré-resfriamento pelo TC5, após o qual é resfriada até atingir a temperatura final de 166°C através do trocador de calor TC6.

Na etapa de absorção do primeiro estágio, a Torre de Absorção Intermediária (TAI) recebe as correntes 14 (gás) a 166°C e a corrente 20 (ácido forte com concentração de 98,5% em massa de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) a 66°C e produz um ácido sulfúrico (corrente 15) com 99,8% de pureza. Este ácido passa pelo Divisor 1 onde uma fração desta corrente é encaminhada para o misturador e o restante segue para um diluidor de ácido onde o ácido é diluído com a alimentação de água (corrente 17).

A vazão da água é calculada pela ferramenta *Adjust-3*. Este é um objeto lógico que foi configurado para garantir que a mistura da corrente 17 e 16 resulte em uma corrente 18 contendo ácido sulfúrico com 98,5% de pureza. A corrente 19 possui temperatura de 121°C e é resfriada pelo TC7 até atingir a temperatura de 66°C na corrente 20 citada anteriormente.

O restante do gás (corrente 21), que não sofreu reação, sai pelo topo da TAI e é aquecido até 420°C pelos trocadores de calor TC5 e TC4 e, em seguida, é encaminhado para o leito 4 do conversor onde atinge uma conversão de 99,67% (também calculada em relação a alimentação do primeiro leito) e uma temperatura de saída de 443,6°C. Esse gás resfriado pelo TC8 até atingir a temperatura de 135°C e em seguida é encaminhado para o último estágio da absorção na Torre de Absorção Final (TAF).

A TAF recebe as correntes 26 (gás) a 135°C e a corrente 35 (ácido forte 98,5% em massa de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) a uma temperatura de 82°C e produz um ácido sulfúrico (corrente 28) com 99% de pureza. Este ácido é encaminhado para o tanque de armazenagem e, em seguida, dividido em três frações pelo divisor 2. Uma fração vai para o reciclo da própria torre de absorção (corrente 31), outra encaminhada para o misturador (corrente P2) e o restante é encaminhado para o TC10 onde o ácido é resfriado até atingir a temperatura de 44,89°C. Ao passar pela bomba alcança a temperatura de 45°C e pressão de 350kPa, fechando o ciclo e sendo encaminhada para a torre de absorção.

A corrente 32 (água) é responsável por diluir o ácido sulfúrico no diluidor de ácido 2, e o *Adjust 1* é responsável pelo cálculo da vazão desta corrente para que a corrente 33 tenha um ácido sulfúrico com 98,5% em massa de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>. O TC9 aquece a corrente 34 até atingir uma temperatura de 82°C da corrente 35 fechando um ciclo. Finalmente, a corrente *Produto Final* possui uma vazão de 4404,054 toneladas por dia, correspondente à produção final da planta simulada. Nas próximas seções, detalhes sobre os passos da implementação são apresentados.

### 3.1.2. Seleção dos componentes

Em primeiro lugar, ao iniciar a simulação, deve-se selecionar na biblioteca de componentes do UniSim Design os componentes necessários para a desenvolvimento do processo. Para a simulação de uma planta de ácido sulfúrico pelo processo de contato duplo, todos os componentes presentes na planta foram encontrados disponíveis no banco

de componentes padrão do simulador. A lista dos componentes adicionados ao modelo é mostrada na Tabela 5.

Tabela 5 - Lista dos componentes químicos usados na simulação no UniSim Design

Componente	Fórmula Química
Enxofre Líquido	S Liq 150
Oxigênio	O <sub>2</sub>
Nitrogênio	N <sub>2</sub>
Água	H <sub>2</sub> O
Dióxido de Enxofre	SO <sub>2</sub>
Trióxido de Enxofre	SO <sub>3</sub>
Ácido Sulfúrico	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>

Fonte: Próprio autor

Pode-se observar pela Tabela 5, que o enxofre utilizado para a simulação já se encontra no estado líquido. Sendo assim, não foi necessário passar por um processo de derretimento, ou seja, na simulação, não se adicionou a etapa de fusão do enxofre sólido.

### 3.1.3. Seleção do Pacote Termodinâmico

O modelo termodinâmico é responsável pelos cálculos das variáveis de estado termodinâmicas e das propriedades químicas e físicas dos componentes e misturas. Nesta simulação, assim como no estudo de MOUNAAMM et. al (2020), o modelo de atividade NRTL padrão foi selecionado para descrever o comportamento da fase líquida das correntes de processo, enquanto a equação de estado Peng Robinson foi selecionado para descrever a fase vapor das correntes de processo. Estes modelos foram usados para descrever o comportamento das misturas das correntes de processo formadas por todos os componentes listados na Tabela 5.

A equação de Peng Robinson retirada do manual de usuário do *UniSim* é dada por:

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V(V+b)+b(V-b)} \quad (11)$$

$$Z^3 - (1 - B)Z^2 + (A - 2B - 3B^2)Z - (AB - B^2 - B^3) = 0$$

Em que:

$$b = \sum_{i=1}^N x_i b_i$$

$$\begin{aligned}
a &= \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N x_i x_j (a_i a_j)^{0,5} (1 - k_{ij}) \\
a_i &= a_{ci} \alpha_i \\
a_{ci} &= 0,457235 \frac{(RT_{ci})^2}{P_{ci}} \\
\alpha_i^{0,5} &= 1 + m_i (1 - T_{ri}^{0,5}) \\
m_i &= 0,37464 + 1,54226 \omega_i - 0,26992 \omega_i^2 \quad (12)
\end{aligned}$$

OBS: quando o fator acêntrico for >0,49, o UniSim passa a forma corrigida da Equação (13), no lugar da Equação (12):

$$m_i = 0,379642 + 1,48503 \omega_i - 0,164423 \omega_i^2 - 0,016666 \omega_i^3 \quad (13)$$

$$A = \frac{aP}{(RT)^2} \quad (14)$$

$$B = \frac{bP}{(RT)} \quad (15)$$

Por outro lado, a equação de NRTL é dada por:

$$\ln \gamma_i = \frac{\sum_{j=1}^n \tau_{ji} x_j G_{ji}}{\sum_{k=1}^n x_k G_{ki}} + \sum_{j=1}^n \frac{x_j G_{ij}}{\sum_{k=1}^n x_k G_{kj}} \left( \tau_{ij} - \frac{\sum_{m=1}^n \tau_{mj} x_m G_{mj}}{\sum_{k=1}^n x_k G_{kj}} \right) \quad (16)$$

Onde:

$\gamma_i$  = coeficiente de atividade do componente i

$G_{ij} = \exp(-\tau_{ij} \alpha_{ij})$

$\tau_{ij} = \frac{a_{ij} + b_{ij} T}{RT}$

$x_i$  = fração molar do componente i

T = temperatura em K

n = número total de componentes

$a_{ij}$  = parâmetro de energia independente da temperatura entre componentes i e j  
(cal/gmol)

$b_{ij}$  = parâmetro de energia dependente da temperatura entre componentes i e j  
(cal/gmol-K)

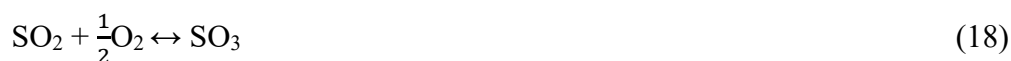
Para as correntes de utilidades usou-se uma lista de componentes separada da lista que representa os componentes presentes do lado do processo. Na realidade, como as utilidades usadas em todos os trocadores de calor envolvem apenas água na forma de

vapor como fonte quente, ou água de resfriamento para se efetuar resfriamentos, a lista de componentes do lado das utilidades foi constituída exclusivamente por água. Em decorrência disto, um modelo termodinâmico que representa fielmente a tabela de vapor foi selecionado para descrever o comportamento das correntes de utilidade, o *ASME steam* disponível no *UniSim Design*.

Vale ainda ressaltar que, no processo de produção de ácido sulfúrico, é natural a presença de íons, especialmente na etapa de secagem, o que implicaria na exigência da seleção de modelos termodinâmicos que fossem capazes de representar o comportamento especial destes compostos. No entanto, devido as limitações da licença disponível para o desenvolvimento do estudo, a presença de íons no processo não foi considerada em nenhuma etapa do processo.

#### 3.1.4. Configuração das reações no simulador de processos

As três reações exotérmicas que acontecem no processo de fabricação de ácido sulfúrico, mencionadas no Capítulo 2, foram adicionadas ao simulador e são listadas a seguir:



A reação descrita na Equação (17) representa a oxidação total do enxofre pelo oxigênio que acontece na etapa de queima do enxofre e foi configurada como uma reação de conversão, a qual é adicionada posteriormente a um reator de conversão. A reação de conversão foi configurada com uma conversão de 100% do S, visto que, de acordo com a literatura, todo o enxofre é consumido na combustão (WYKROTA, 2016). O reator de conversão representa a combustão realizada pelo forno no processo. Alternativamente, esta reação poderia ser igualmente configurada como uma reação de equilíbrio, visto que

a conversão de equilíbrio nas condições de operação do reator atingem quase a conversão total.

A reação apresentada na Equação (18) representa a oxidação do dióxido de enxofre (SO<sub>2</sub>) para trióxido de enxofre (SO<sub>3</sub>) no leito catalítico, usando o catalisador VK38 de pentóxido de vanádio (V<sub>2</sub>O<sub>5</sub>), cujos dados foram retirados do estudo realizado por SOUSA (1996) e são apresentados a seguir:

$$\begin{aligned}\rho_b & 0,46 \text{ g/cm}^3 \\ \rho_p & 0,8846 \text{ g/cm}^3 \\ v_p & 0,5278 \text{ cm}^3 \\ a_p & 4,8381 \text{ cm}^2\end{aligned}$$

A configuração dos leitos catalíticos, foi baseada na equação cinética apresentada em (20), a qual foi proposta por FROMENT et al. (2010).

$$r = \frac{k_1 p_{O_2} p_{SO_2} \left( 1 - \frac{p_{SO_3}}{K_p p_{SO_2} p_{O_2}^{1/2}} \right)}{22,414 (1 + K_2 p_{SO_2} + K_3 p_{SO_3})^2} \quad (20)$$

Em que:

$$r = \frac{\text{kmol SO}_2}{\text{kg cat. hr}} \quad (21)$$

$$k_1 = e^{12,160} \cdot e^{\frac{-5473}{T}} \frac{\text{kmol SO}_2}{\text{kg cat. hr. atm}^2} \quad (22)$$

$$K_2 = e^{-9,953} \cdot e^{\frac{8619}{T}} \text{ atm}^{-1} \quad (23)$$

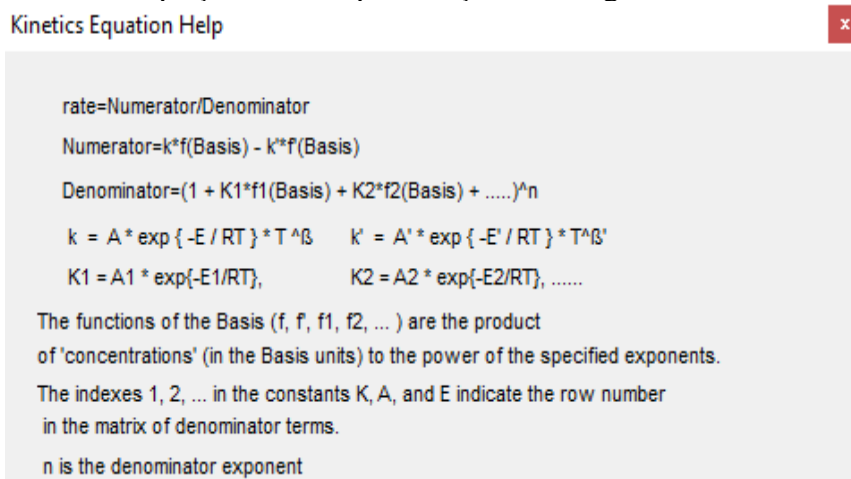
$$K_3 = e^{-71,745} \cdot e^{\frac{52596}{T}} \text{ atm}^{-1} \quad (24)$$

$$K_p = e^{-10,68} \cdot e^{\frac{11300}{T}} \text{ atm}^{\frac{-1}{2}} \quad (25)$$

Porém, para inserir estes dados na configuração do UniSim Design, necessita-se definir a energia de ativação (E<sub>a</sub>) e o fator pré-exponencial (A) ocultos na equação. Ao manipular a equação da taxa cinética proposta por FROMENT et al. (2010), é possível conformar a equação final à uma equação padrão de Langmuir-Hinshelwood, a qual é

adotada pelo UniSim Design como sua forma padrão para reações heterogêneas como pode ser observado na Figura 8.

Figura 8 - Modelo da equação cinética para reações heterogêneas no UniSim Design



Fonte: Próprio autor

Pelo fato da unidade da taxa de reação proposta por FROMENT et al. (2010) ser dada em “kmol SO<sub>2</sub> / kg cat h” e a unidade da taxa de reação no simulador ser dada em “kmol/m<sup>3</sup> h” (considerando o volume como sendo o espaço de vazios, ou seja, como se fosse um reator ideal PFR), é necessário utilizar os dados do catalisador para realizar a conversão dos fatores pré-exponenciais A e A’. Após as manipulações necessárias para deixar os fatores com as unidades consistentes, os parâmetros utilizados na configuração da cinética da reação da oxidação do SO<sub>2</sub> no UniSim Design são apresentados na Tabela 6.

Tabela 6 - Parâmetros para a configuração da reação heterogênea no UniSim Design

Numerador	Denominador
$A = 8160484 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3 \text{h atm}^2}$	$A1 = 4,76 \times 10^{-5} \text{ atm}^{-1}$
$E = 45503 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}$	$E1 = -71658,4 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}$
$\beta = 0$	$A2 = 6,94 \times 10^{-32} \text{ atm}^{-1}$
$A' = 3,55 \times 10^{11} \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3 \text{h atm}^{\frac{3}{2}}}$	$E2 = -437283 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}$
$E' = 1,3945 \times 10^5 \frac{\text{KJ}}{\text{Kmol}}$	
$\beta' = 0$	

Fonte: Próprio autor

Esta reação foi configurada em reatores PFR conectados em série de acordo com o que foi apresentado na Figura 7, onde os quatro leitos formam o conversor. As dimensões de cada leito do conversor foram configuradas nos reatores.

A reação representada pela Equação (19) utilizada na etapa de absorção foi configurada como uma reação de equilíbrio, sendo simulada em um reator de equilíbrio para representar a absorção de  $\text{SO}_3$ .

### 3.1.5. Configuração das correntes de entrada

Na simulação, existem duas correntes de alimentação da planta que são as matérias-primas do processo; o ar e enxofre líquido. As composições das duas correntes são apresentadas a seguir.

Tabela 7 - Dados das correntes de entrada do processo

	<b>Ar atmosférico</b>	<b>Enxofre Líquido</b>
<b>Vazão mássica (kg/h)</b>	461.919,14	60.092,0
<b>Pressão (kPa)</b>	101,3	140
<b>Temperatura (°C)</b>	25	132
<b>SO<sub>2</sub> (% molar)</b>	0	0
<b>O<sub>2</sub> (% molar)</b>	20,68	0
<b>SO<sub>3</sub> (% molar)</b>	0	0
<b>N<sub>2</sub> (% molar)</b>	78,04	0
<b>S (% molar)</b>	0	100
<b>H<sub>2</sub>O (% molar)</b>	1,28	0
<b>H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (% molar)</b>	0	0

Fonte: Próprio autor

Na simulação desenvolvida, foi utilizada a mesma composição da corrente do ar empregada no trabalho de MOUNAAM et al. (2020) apresentada na Tabela 7. As condições de temperatura, pressão e vazão correspondem aos dados coletados da planta S1, do estudo de KING et al. (2013).



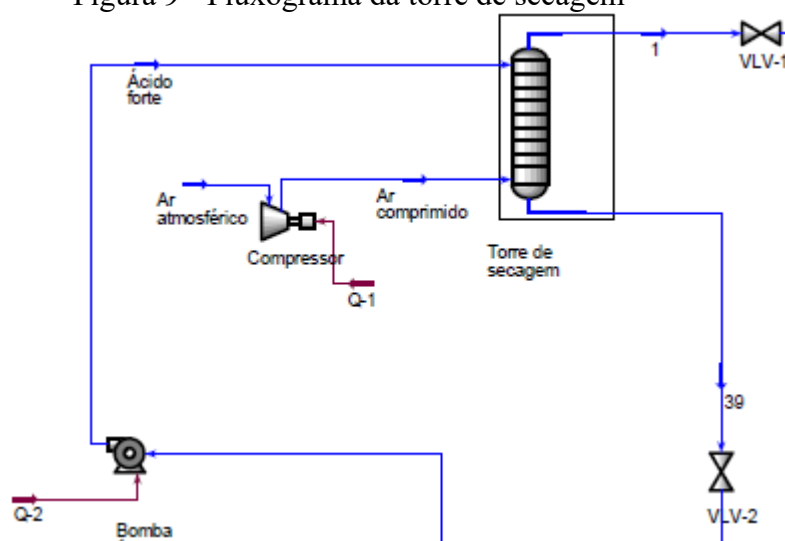
### 3.1.6. Configuração da torre de secagem

Das quatro etapas principais do processo de produção de ácido sulfúrico por duplo contato detalhado no Capítulo 2, a etapa de secagem, responsável pela desidratação do ar atmosférico foi configurada conforme os passos a seguir:

- A coluna de absorção foi selecionada para simular a torre de secagem
- A pressão da coluna foi ajustada em 350 kPa
- Número de pratos foi configurado em 5 pratos teóricos
- As correntes de entrada e saída foram selecionadas

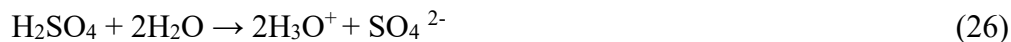
Como pode ser observado na Figura 9, uma bomba e um compressor foram utilizados para elevar as pressões das correntes de ácido forte e ar atmosférico, respectivamente, até a pressão de trabalho da torre de secagem a 350 kPa. Na saída da coluna, duas válvulas de expansão, “VLV-1” e “VLV-2”, foram utilizadas para reduzir as pressões das correntes de saída até a pressão de 140 kPa. A pressão da coluna de absorção foi aumentada com a finalidade de promover melhor absorção da água.

Figura 9 - Fluxograma da torre de secagem



Fonte: Próprio autor

De acordo com MOUNAAM et al. (2020), a reação eletrolítica apresentada na Equação (26) representa a diluição do ácido sulfúrico com a água absorvida na torre de secagem.



Porém, considerando uma limitação relacionada ao uso de modelos termodinâmicos capazes de lidar com soluções iônicas na licença do software utilizado no estudo, a Equação (26) não foi adicionada na configuração da coluna de absorção usada para a secagem do ar alimentado ao processo, conforme já mencionado anteriormente. Portanto, nesta coluna o ar foi secado considerando apenas equilíbrio de fases na absorção.

As composições de entrada e saída do ar podem ser observadas na Tabela 8. Observa-se que na simulação houve uma redução do H<sub>2</sub>O no ar de 1,28% para 0,17%.

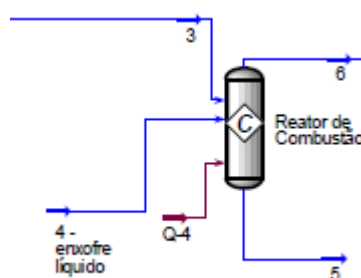
Tabela 8 - Composição em volume do ar úmido e ar seco

	Ar úmido (% molar)	Ar seco (% molar)
<b>SO<sub>2</sub></b>	0	0
<b>O<sub>2</sub></b>	20,68	20,88
<b>SO<sub>3</sub></b>	0	0
<b>N<sub>2</sub></b>	78,04	78,95
<b>S</b>	0	0
<b>H<sub>2</sub>O</b>	1,28	0,17
<b>H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub></b>	0	0

Fonte: Próprio autor

### 3.1.7. Configuração da queima de enxofre

Figura 10 - Fluxograma da etapa de queima de enxofre



Fonte: Próprio autor

Um reator com conversão fixa em 100% foi adicionado para representar o forno responsável pela queima de enxofre. A Equação (17), descrita anteriormente, é uma reação altamente exotérmica. A reação foi utilizada no reator nomeado como reator de combustão e o reator foi configurado para operar de forma não adiabática e perfeitamente misturado. Como pode ser observado na Figura 10, uma corrente de calor “Q-4” foi introduzida para representar a perda de energia térmica do forno para o ambiente, já que nos dados da planta real a corrente 6 apresenta uma temperatura de 1172°C. Essa temperatura está abaixo da Temperatura Adiabática (TA) do reator. Portanto, admitiu-se que esta diferença de temperatura é devido às perdas de calor através das paredes do forno.

As correntes de entrada deste reator são descritas na Tabela 9. Alternativamente, um reator de equilíbrio poderia ter sido utilizado, obtendo resultados semelhantes, visto que a conversão de equilíbrio é muito próxima de 100% e o reator real atingi uma conversão muito próxima da máxima.

Tabela 9 - Composição em volume das correntes de entrada do reator de combustão

	<b>Ar seco</b>	<b>Enxofre Líquido</b>
<b>Vazão mássica (kg/h)</b>	458.190,2	60.092,0
<b>Pressão (kPa)</b>	140	140
<b>Temperatura (°C)</b>	143	132
<b>SO<sub>2</sub> (% molar)</b>	0	0
<b>O<sub>2</sub> (% molar)</b>	20,88	0
<b>SO<sub>3</sub> (% molar)</b>	0	0
<b>N<sub>2</sub> (% molar)</b>	78,95	0
<b>S (% molar)</b>	0	100
<b>H<sub>2</sub>O (% molar)</b>	0,17	0
<b>H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (% molar)</b>	0	0

Fonte: Próprio autor

A composição da corrente efluente do reator, a qual representa a corrente vapor de saída do reator, é detalhada e comparada com a composição apresentada na literatura na Tabela 10 para fins de validação da simulação. Nota-se que, na simulação do reator, foi também adicionada uma corrente de saída 5, a qual representaria uma retirada de produto líquido do reator. No entanto, nas condições de simulação do reator, nenhum líquido é formado. De qualquer forma, é mandatório que a corrente prevendo a formação de líquido seja adicionada ao fluxograma, por razões estruturais do simulador.

Tabela 10 - Fração molar do produto da combustão simulada versus literatura

	<b>Corrente 6</b>	<b>Produto da queima de enxofre</b>
<b>Vazão (kg/h)</b>	518.276,6	518.276,6
<b>SO<sub>2</sub> (% molar)</b>	0,1179	0,116
<b>O<sub>2</sub> (% molar)</b>	0,0908	0,0906
<b>SO<sub>3</sub> (% molar)</b>	0,000004	0,001804
<b>N<sub>2</sub> (% molar)</b>	0,7895	0,791
<b>S (% molar)</b>	0	0
<b>H<sub>2</sub>O (% molar)</b>	0,001673	0,000596
<b>H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (% molar)</b>	0	0

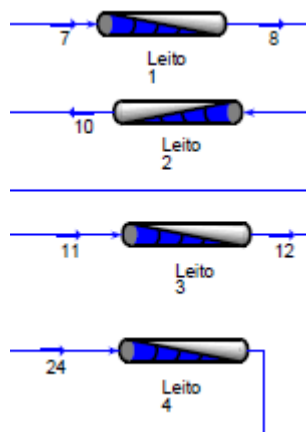
Fonte: Próprio autor

A corrente 6 é enviada para um trocador de calor que representa uma caldeira de recuperação de calor. Neste trocador de calor, a temperatura da corrente 6 é reduzida para 423°C, gerando vapor de alta pressão. Detalhes da configuração do trocador de calor são apresentados mais adiante na subseção de trocadores de calor.

### 3.1.8. Configuração do conversor

Na Figura 11 é apresentado a terceira etapa do processo de produção de ácido sulfúrico, que se trata da oxidação do dióxido de enxofre. Esta reação ocorre em um conversor constituído de 4 leitos catalíticos a base de pentóxido de vanádio.

Figura 11 - Simulação do conversor



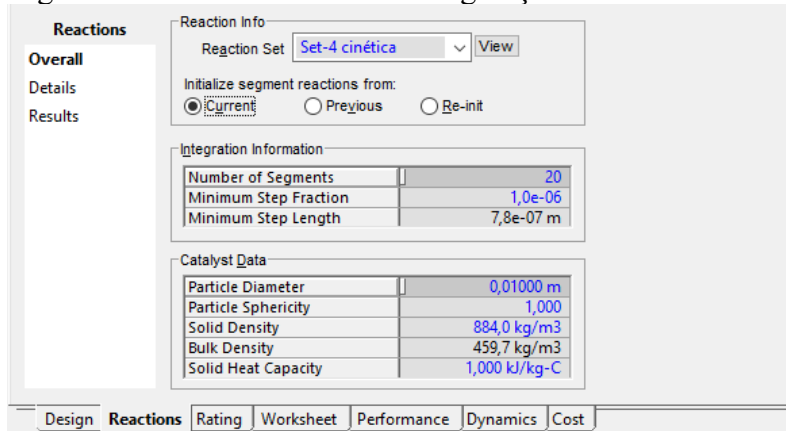
Fonte: Próprio autor

Na planta S1, na qual esta simulação está baseada, foram utilizados dois tipos de catalisadores o LP120 e LP110. Porém, devido à falta de dados dos catalisadores citados, esta simulação fez o uso apenas de informações do catalisador VK38, o qual foi utilizado

na planta M2 do estudo de KING et al, (2013). As demais configurações tais como, dimensões do conversor e leitos catalíticos foram fielmente configuradas baseadas nos dados da planta S1. Quatro reatores PFR foram utilizados para representar os quatro leitos catalíticos. A reação (18) foi atribuída a cada um dos leitos.

Observa-se pela Figura 12, que os dados do catalisador VK38 foram inseridos na aba *Reactions* do simulador. Esses dados são importantes pois apresentam consequências diretas no resultado da conversão de cada leito.

Figura 12 - Aba *Reactions* da configuração de um reator PFR



Fonte: Próprio autor

Na aba *Ratings* as dimensões dos leitos foram configuradas conforme dados apresentados na Tabela 11.

Tabela 11 - Dados das dimensões dos leitos catalíticos

Dimensões	Leito 1	Leito 2	Leito 3	Leito 4
<b>Diâmetro(m)</b>	16,25	16,25	16,25	16,25
<b>Altura do leito(m)</b>	0,78	0,90	1,07	1,34
<b>Volume total(m<sup>3</sup>)</b>	161,767	186,655	221,912	277,908

Fonte: Próprio autor

O UniSim Design permite que a equação de Ergun seja utilizada para calcular a queda de pressão através do PFR. Os parâmetros da equação incluem valores que o operador especifica para as dimensões do reator e fluxos de alimentação (UniSim Design Operations Guide).

$$\frac{\Delta P g_c}{L} \cdot \frac{\varphi_s D_p}{\rho \bar{V}^2} \cdot \frac{\varepsilon^3}{1-\varepsilon} = \frac{150(1-\varepsilon)}{\varphi_s D_p \bar{V} \rho / \mu} + 1,75 \quad (27)$$

Em que:

$\Delta P$  = queda de pressão através do reator;

$g_c$  = fator de proporcionalidade da lei de Newton para a unidade de força gravitacional;

$L$  = comprimento do reator;

$\varphi_s$  = esfericidade da partícula;

$D_p$  = diâmetro da partícula (catalisador);

$\rho$  = densidade do fluido;

$\bar{V}$  = velocidade superficial do fluido através do leito;

$\varepsilon$  = fração de vazios;

$\mu$  = viscosidade do fluido.

Essa equação foi selecionada em todos os reatores PFRs para calcular a possível queda de pressão existente em cada leito catalítico. As temperaturas das correntes de entrada de cada leito foram ajustadas conforme os valores de referência da planta S1 (KING et al., 2013). Esses dados são apresentados na Tabela 12 juntamente com as conversões de SO<sub>2</sub> e as respectivas temperaturas de saída dos leitos obtidas pela simulação.

Tabela 12 - Resultados da conversão

	<b>Leito 1</b>	<b>Leito 2</b>	<b>Leito 3</b>	<b>Leito 4</b>
<b>T(°C) de entrada</b>	423	440	445	420
<b>T(°C) de saída</b>	632	523,9	465,9	443,4
<b>% conversão de SO<sub>2</sub></b>	62,76	87,88	94,11	99,66

Fonte: Próprio autor

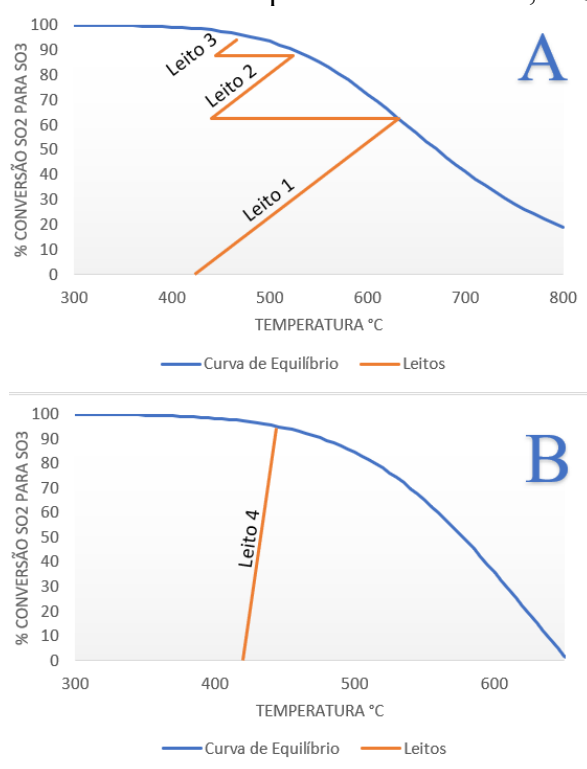
Observa-se que o Leito 1 alcançou uma conversão de SO<sub>2</sub> de 62,76%. Esta conversão está de acordo com o reportado na literatura e dentro do que se espera de uma

reação exotérmica. A máxima conversão obtida com apenas um leito não é elevada, justificando a necessidade da introdução de mais leitos e resfriamentos intermediários entre os leitos. A conversão global obtida com os quatro leitos através da simulação foi de 99,66%, novamente consistente com o resultado reportado para a planta S1 (KING et al., 2013), onde o conversor tem uma conversão de aproximadamente 99,7%.

Observa-se pelo gráfico da Figura 13 (A-B), a qual apresenta a conversão obtida em cada leito e os resfriamentos intermediários de acordo com a simulação, as conversões máximas atingidas pela simulação chegam próximas da curva de equilíbrio. A reação do leito 1 e 4 atingem o equilíbrio, enquanto os demais leitos ficam próximos do equilíbrio termodinâmico. Esta observação justifica a decisão de alguns trabalhos apresentados na literatura que realizaram simulações do mesmo processo através da utilização de reatores de equilíbrio. Apesar de haver diferenças, a consideração de uma reação de equilíbrio em cada leito é uma boa aproximação.

O quarto leito de catalisador foi inserido na Figura 13-B pois a curva de equilíbrio para o quarto leito é diferente dos demais. KISS et al. (2010) afirma que após a passagem do gás pela primeira torre de absorção ocorre uma mudança na composição do gás deslocando a curva de equilíbrio.

Figura 13 - Gráficos de conversão x temperatura dos leitos 1,2 e 3 (A) e do leito 4 (B)



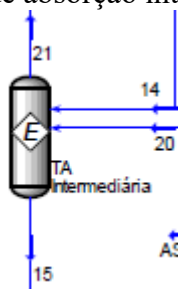
Fonte: Próprio autor

Observa-se que na Tabela 12, que o leito 4 atinge uma conversão de 99,66%, esta conversão esta relacionada a quantidade de  $\text{SO}_2$  total produzida pela etapa de queima de enxofre no forno. Já a Figura 13-B a conversão está relacionada a apenas ao  $\text{SO}_2$  que entra no leito 4, tendo como resultado uma conversão de 94,28% conforme ilustrado pelo gráfico.

### 3.1.9. Configuração da torre de absorção intermediária (TAI)

A última etapa do processo de produção de ácido sulfúrico ocorre com dois estágios de absorção. Por esse motivo, o processo é denominado absorção por duplo contato. A torre de absorção intermediária é posicionada depois do terceiro leito, com a intenção de promover uma maior conversão no último leito do conversor. A torre final de absorção é posicionada após o último leito do conversor para processar o  $\text{SO}_3$  formado no último leito. Nas torres de absorção, uma corrente líquida de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  contendo uma pequena fração de  $\text{H}_2\text{O}$  é colocada em contato com a corrente gasosa rica em  $\text{SO}_3$ . A água se combina com o  $\text{SO}_3$  para formação do  $\text{H}_2\text{SO}_4$ . Como uma primeira tentativa, uma torre de absorção foi adicionada à simulação configurada para que a reação (19) ocorresse nos pratos da coluna. No entanto, devido à dificuldade de convergência, a ideia foi abandonada e a coluna foi substituída por um reator de equilíbrio apresentado pela Figura 14 para simular a reação de formação do  $\text{H}_2\text{SO}_4$ .

Figura 14 - Torre de absorção intermediária



Fonte: Próprio autor

As correntes de entrada 14 e 20, as correntes de saída 21 e 15 são detalhadas na Tabela 13.



Tabela 13 - Dados das correntes de entrada e saída da TAI

<b>Corrente</b>	<b>Entrada</b>		<b>Saída</b>	
	<b>14</b>	<b>20</b>	<b>21</b>	<b>15</b>
<b>Vazão (kg/h)</b>	518.268,7	2.466.289,05	387.893,8	2.596.675,4
<b>Temperatura (°C)</b>	166	66	124,7	124,7
<b>Pressão (kPa)</b>	139,3	139,3	139,3	139,3
<b>Composição</b>	<b>Fração Mássica</b>			
<b>SO<sub>2</sub></b>	0,014	0,000	0,018	0,000
<b>O<sub>2</sub></b>	0,035	0,000	0,046	0,000
<b>SO<sub>3</sub></b>	0,273	0,000	0,022	0,001
<b>N</b>	0,678	0,000	0,906	0,000
<b>H<sub>2</sub>O</b>	0,000	0,015	0,006	0,001
<b>H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub></b>	0,000	0,985	0,001	0,998

Fonte: Próprio autor

Nota-se que a torre de absorção recebe uma corrente de ácido sulfúrico forte com aproximadamente 98,5% de pureza. Esta corrente obtida no processo diluindo uma fração da própria corrente 15 com água e reciclada através da corrente 20 para a absorção. O ácido obtido como produto da absorção alcança uma concentração de 99,8% em massa de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>. A corrente 21 representa a corrente gasosa que sai pelo topo da torre de absorção. Esse gás ainda não pode ser lançado à atmosfera por ainda conter índices elevados de SO<sub>2</sub> e SO<sub>3</sub>. Por isso, este gás é novamente resfriado e retorna para o conversor onde atinge uma conversão de aproximadamente 99,7% e em seguida segue para o segundo estágio de absorção na torre de absorção final.

De acordo com KING et al. (2013) aproximadamente 4400 toneladas de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> são produzidos por dia pela planta S1. A torre de absorção intermediária é responsável pela maior parte da produção. De acordo com a simulação implementada, ela é responsável pela produção de 3900,87 toneladas/dia. Em comparação com os dados da planta S1, a simulação obteve um ligeiro aumento na pureza do ácido sulfúrico, 99,8% de pureza contra 99,6% da planta S1.

### 3.1.10. Configuração da torre de absorção final (TAF)

A configuração da torre de absorção final foi basicamente a mesma que a torre de absorção intermediária, sendo simulada em um reator de equilíbrio, selecionando-se a reação de equilíbrio (19) descrita anteriormente. Uma diferença da primeira torre de absorção está na corrente de saída dos gases (corrente 27), que agora estão com baixos índices de SO<sub>2</sub> e SO<sub>3</sub> e já podem ser lançados na atmosfera.

Assim como a torre de absorção intermediária, a torre de absorção final recebe duas correntes de entrada, a corrente gasosa 26 e a do ácido forte (corrente 35) e são detalhadas na Tabela 14. Nesta segunda torre de absorção, observa-se que é produzido um ácido ligeiramente mais fraco que na primeira torre, cerca de 99% de pureza. Também se percebe que, assim como na primeira torre, há um reciclo nesta etapa onde parte do ácido produzido com uma alta pureza é diluído com água e retorna para a torre de absorção para fabricação de mais ácido, já que o SO<sub>3</sub> reage com o H<sub>2</sub>O do ácido.

Em comparação com o produto fabricado pela planta S1, a simulação na torre de absorção final também apresentou um ligeiro aumento na pureza do produto, sendo 98,5% da planta S1 e 99% da simulação. De acordo com a simulação, a torre de absorção final é responsável pela fabricação de apenas 503 toneladas/dia, e a planta inteira possui capacidade de produção de 4404 toneladas/dia. Com isso, a produção da simulação está muito próxima da produção da planta S1 de referência.

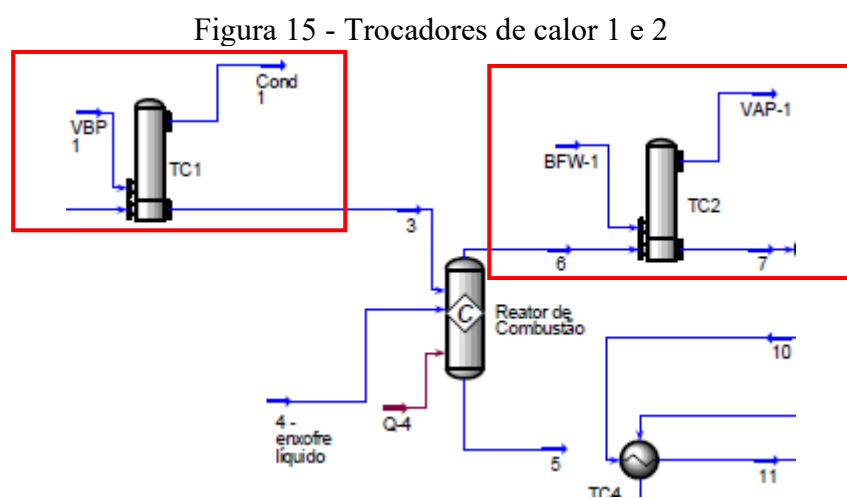
Tabela 14 - Dados das correntes de entrada e saída da TAF

Corrente	Entrada		Saída	
	26	35	27	28
<b>Vazão mássica (kg/h)</b>	387.893,18	1.938.105,18	375.583,5	1.950.416,4
<b>Temperatura (°C)</b>	135	82	93,14	93,14
<b>Pressão (kPa)</b>	139,2	138,8	138,8	138,8
<b>Composição</b>	<b>Fração Mássica</b>			
<b>SO2</b>	0,001	0,000	0,001	0,000
<b>O2</b>	0,042	0,000	0,044	0,000
<b>SO3</b>	0,043	0,000	0,000	0,000
<b>N</b>	0,906	0,000	0,936	0,000
<b>H2O</b>	0,006	0,015	0,019	0,010
<b>H2SO4</b>	0,001	0,985	0,000	0,990

Fonte: Próprio autor

### 3.1.11. Configuração dos trocadores de calor

Ao todo, a simulação contém dez trocadores de calor. Todos os trocadores de calor foram configurados selecionando o modelo de cálculo *Weighted*, por se tratar de um modelo que considera um cálculo mais detalhado do balanço de energia ao longo de cada intervalo do trocador de calor e por ser especialmente mais adequado para os casos que envolve mudança de fase de uma das correntes passando pelo trocador de calor.



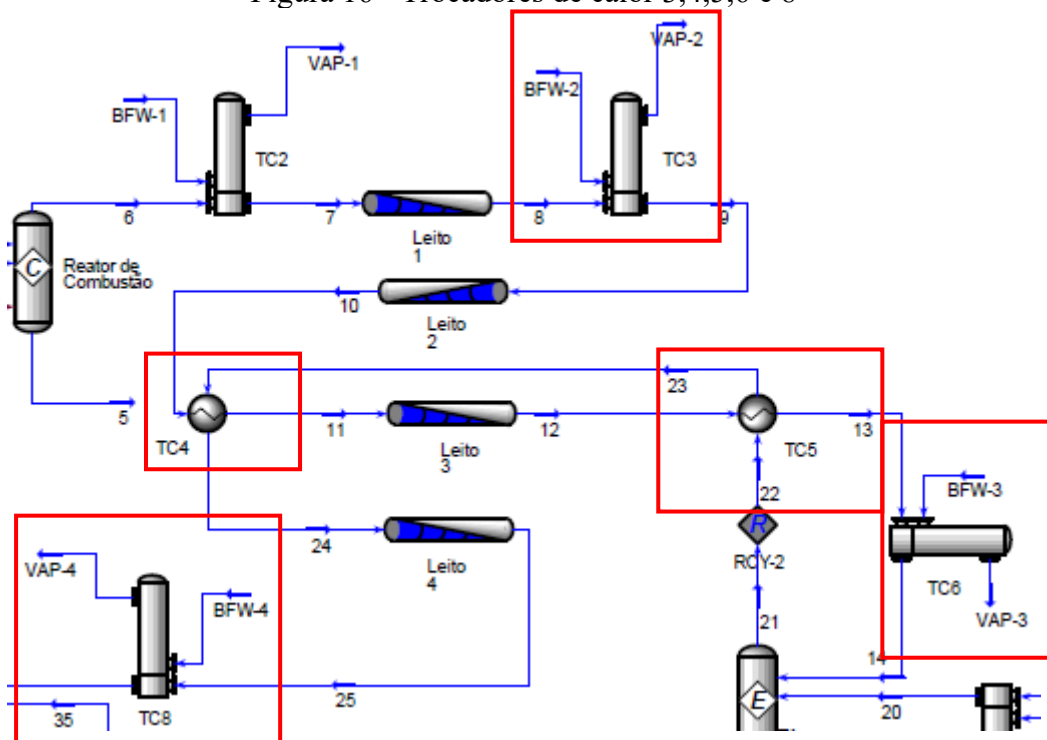
Fonte: Próprio autor

O trocador de calor TC1 da Figura 15 aquece a corrente 3 (corrente de ar seco), para 143°C antes de entrar no reator de combustão. A corrente de vapor consumida no trocador de calor do tipo casco e tubo (VBP1) foi configurada como vapor saturado de baixa pressão em 600 kPa e uma temperatura de 158,8 °C de acordo com TURTON et al. (2018). Apenas calor latente é transferido do vapor para as correntes de processo e, portanto, a saída da utilidade é água saturada na mesma pressão e temperatura do vapor de entrada, considerando queda de pressão desprezível no trocador de calor do lado da utilidade. Esta suposição é sempre adotada para o lado das utilidades.

Já o trocador de calor TC2 simula a caldeira de recuperação de calor, resfriando a corrente 6 resultado da combustão do enxofre com ar seco para 423 °C. A corrente de vapor consome como utilidade água de caldeira sendo o líquido saturado a uma pressão de 170 kPa e uma temperatura correspondente de 115,2 °C, gerando em sua saída vapor de alta pressão em 6830 kPa e uma temperatura de 279,6°C. Este vapor na indústria pode

ser utilizado tanto para produzir energia elétrica, quanto para derretimento do enxofre sólido in loco. (TURTON et al. 2018)

Figura 16 - Trocadores de calor 3,4,5,6 e 8



Fonte: Próprio autor

Os trocadores de calor TC3, TC6 e TC8 apresentados na Figura 16, são responsáveis por resfriarem os gases nas saídas dos leitos catalíticos, consomem como utilidade água de caldeira sendo o líquido saturado a uma pressão de 170 kPa e uma temperatura correspondente de 115,2 °C, gerando em suas saídas vapor de alta pressão em 4200 kPa e uma temperatura de 253,2°C, vapores que podem ser utilizados para gerar energia elétrica (TURTON et al., 2018).

Já os trocadores de calor TC4 e TC5 são parte de uma integração energética. O TC4 resfria a corrente 10 da saída do segundo leito catalítico e, ao mesmo tempo, aquece a corrente 23 antes da entrada da corrente 24 no último leito catalítico. Da mesma forma, o TC5 realiza um pré-resfriamento da corrente 12 e faz um pré-aquecimento da corrente 22.

Por fim, os trocadores de calor TC7 e TC10 são usados para resfriar o ácido sulfúrico das correntes 19 e 37 respectivamente. A utilidade consumida nestes trocadores

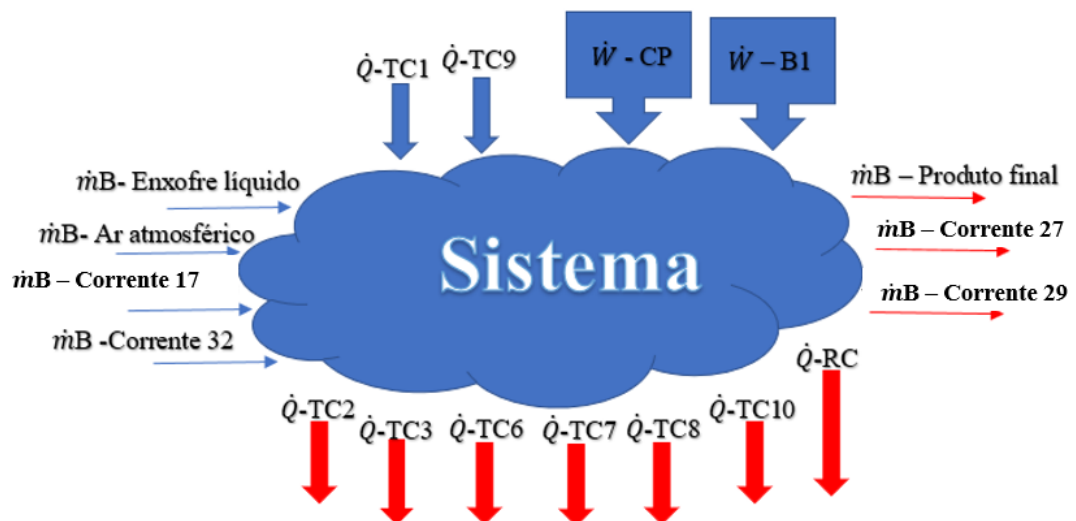
de calor foi água de resfriamento à pressão ambiente e 30°C na entrada do trocador de calor e mesma pressão na saída atingindo uma temperatura de 40°C. (TURTON et al., 2018)

### 3.2. ANÁLISE TERMODINÂMICA

Para o desenvolvimento da análise da segunda lei da termodinâmica seguindo a metodologia proposta em SEIDER et al. (2017), o objetivo principal utilizado para o cálculo da eficiência termodinâmica detalhada na Equação 9, foi o de mudança de disponibilidade no fluxo ( $-\Delta(\dot{m}B)$ ).

O volume de controle apresentado na Figura 17 foi delimitado, o qual corresponde à planta inteira simulada e apresentada na Figura 7. Na Figura 17 também é apresentada a convenção de sinais para os diferentes termos presentes na Equação (7), utilizada para a determinação do trabalho perdido,  $L\dot{W}$ .

Figura 17 - Volume de controle envolvendo a planta inteira



Fonte: Próprio autor

A convenção de sinais segue a proposta de SEIDER et al. (2017), em que:

- ✓ A Função Disponibilidade, ( $\dot{m}B$ ), de correntes que entram no sistema é considerada positiva (+);
- ✓ A Função Disponibilidade, ( $\dot{m}B$ ), de correntes que saem do sistema é considerada negativa (-);
- ✓ A energia térmica,  $\dot{Q}$ , que entra no sistema é considerada positiva (+);
- ✓ A energia térmica,  $\dot{Q}$ , que sai do sistema é considerada negativa (-);
- ✓ Trabalho de eixo realizado sobre o sistema é considerado negativo (-). (Ex: bombas e compressores);
- ✓ Trabalho de eixo realizado pelo sistema é considerado positivo (+). (Ex: turbinas)

Após a definição do volume de controle e suas respectivas entradas e saídas, a Equação (7) referente a perda de trabalho pode ser utilizada. Para o sistema definido na Figura 17, a Equação (7) assume a forma da Equação (28).

$$L\dot{W} = \sum \dot{m}B_{ent} - \sum \dot{m}B_{sai} + \sum W_{ent} + \sum \left[ \dot{Q} \left( 1 - \frac{T_0}{T} \right) \right]_{ent} - \sum \left[ \dot{Q} \left( 1 - \frac{T_0}{T} \right) \right]_{sai} \quad (28)$$

A equação utilizada para o cálculo da eficiência termodinâmica foi a Equação (9), visto que o resultado do objetivo principal,  $-\Delta(\dot{m}B)$ , para o sistema escolhido foi positivo. Note ainda que, pelo penúltimo termo de (28), apenas uma fração da energia térmica transferida da fonte de calor para o sistema (planta), de fato, pode ser usada para a realização de trabalho útil,  $\left[ \dot{Q} \left( 1 - \frac{T_0}{T} \right) \right]_{ent}$ . De forma semelhante, o último termo de (28) indica que apenas uma fração da energia térmica transferida do sistema para o sorvedouro de calor representa a realização de trabalho útil pelo sistema,  $\left[ \dot{Q} \left( 1 - \frac{T_0}{T} \right) \right]_{sai}$ . Deve-se ressaltar ainda que, para os trocadores de calor que utilizam utilidades e apresentam variação de temperatura ao longo do trocador de calor, a qual é considerada o ambiente receptor de energia provindo do sistema, a temperatura T a ser adotada no último termo da Equação (28) seguiu a orientação de GHANNADZADEH et al. (2012) em que se sugere a utilização da temperatura média termodinâmica ( $\bar{T}$ ), definida pela Equação (29).

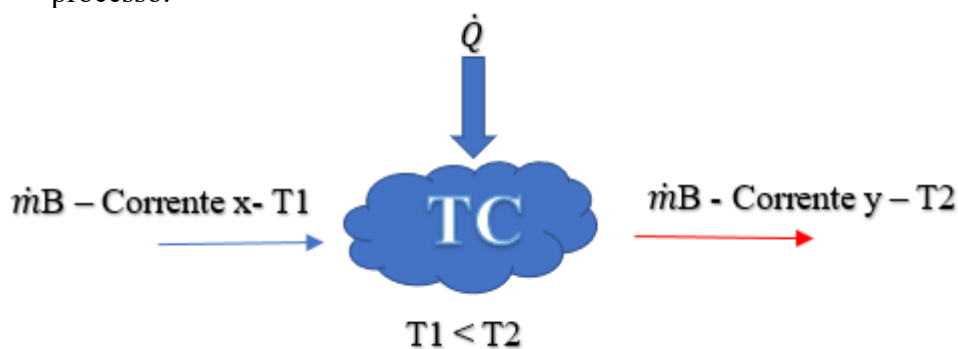
$$\bar{T}(K) = \frac{\Delta H_{utilidade}}{\Delta S_{utilidade}} \quad (29)$$

### 3.2.1. Definição do volume de controle por equipamento

Nesta seção é apresentada a análise da segunda lei para cada equipamento, o que exige a redefinição do volume de controle e o ajuste da Equação (7) para a determinação do  $L\dot{W}$  de cada equipamento. Os equipamentos incluem trocadores de calor, conversor, válvulas de expansão, bombas e compressores, reatores, torres de absorção, misturadores, tanques e divisores, conforme a simulação apresentada na Figura 7 do caso base considerado neste trabalho.

Iniciando a discussão pelos trocadores de calor, estes apresentam uma corrente de processo de entrada associada à uma Função Disponibilidade total de entrada ( $\dot{m}B_{ent}$ ) e uma corrente de processo de saída associada à uma Função Disponibilidade total de saída ( $\dot{m}B_{sai}$ ). A contribuição da perda de trabalho associada à transferência de calor depende do sentido da transferência de calor. Caso o trocador de calor resfrie a corrente de processo, considera-se que calor é retirado do processo. Sendo assim, o termo referente ao calor trocado, indica uma saída do volume de controle. Caso o trocador de calor aqueça a corrente de processo, considera-se que uma adição de calor ao processo. Sendo assim, o termo referente ao calor entra no volume de controle. Na Figura 18, um trocador de calor genérico com adição de calor ao processo é ilustrado.

Figura 18 - Volume de controle para um trocador de calor que adiciona energia ao processo.



Fonte: Próprio autor

Note que apenas as correntes de processo foram introduzidas na Figura 18. O lado da utilidade é considerado o ambiente provedor de energia para o processo e é representado por  $\dot{Q}$  que é fornecido ao sistema. Sendo assim, a aplicação da Equação (7)

para trocadores de calor que aquecem as correntes de processo é modificada para assumir a forma da Equação (30). Em trocadores de calor que envolvem resfriamento da corrente de processo, basta modificar o sinal do último termo para negativo.

$$L\dot{W} = \dot{m}B_{ent} - \dot{m}B_{sai} + \left[ \dot{Q} \left( 1 - \frac{T_0}{T} \right) \right]_{ent} \quad (30)$$

No caso de trocadores de calor envolvendo integração energética entre correntes de processo, apenas os termos que representam entradas e saídas da Função Disponibilidade total são mantidos na Equação (7), como é apresentado na Equação (31). Na Figura 7, pode-se observar que os trocadores de calor TC4 e TC5 são os dois únicos trocadores de calor que se enquadram nesta situação.

$$L\dot{W} = \sum \dot{m}B_{ent} - \sum \dot{m}B_{sai} \quad (31)$$

De forma semelhante aos trocadores de calor que fazem integração energética, válvulas de expansão também possuem apenas termos envolvendo a Função Disponibilidade total. No entanto, neste caso, só possuem um termo de entrada e um termo de saída, como é ilustrado na Figura 19.

Figura 19 - Volume de controle para válvulas de expansão



Fonte: Próprio autor

Sendo assim, a Equação (7) assume a forma da Equação (32) quando aplicada a válvulas de expansão.

$$L\dot{W} = \dot{m}B_{ent} - \dot{m}B_{ent} \quad (32)$$

O conversor, torre de secagem, torres de absorção, misturadores e divisores também possuem um volume de controle simples, em que só são consideradas termos

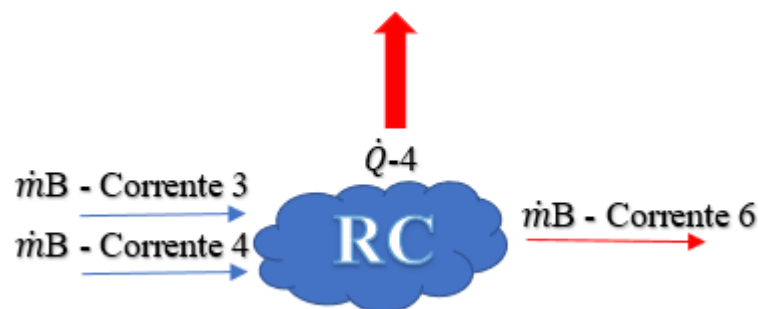


envolvendo a Função Disponibilidade total entrando e saindo do volume de controle. Desta forma, a perda de trabalho para estes equipamentos pode ser determinada pela Equação (33).

$$L\dot{W} = \sum \dot{m}B_{ent} - \sum \dot{m}B_{sai} \quad (33)$$

O volume de controle do reator de combustão, que representa o forno no processo, difere dos demais porque foi considerado que o mesmo perde calor para o ambiente, como já explicado anteriormente. Portanto, seu volume de controle contém um termo de saída de energia térmica, além das correntes de processo de entrada e saída associadas às suas respectivas Funções Disponibilidades totais. Como pode ser observado na Figura 20, a corrente 5 da Figura 7 não foi considerada, devido à produção de produto líquido no reator ser nula.

Figura 20 - Volume de controle do reator de combustão



Fonte: Próprio autor

No entanto, como o reator de combustão perde calor para o ambiente, o qual se encontra na temperatura de referência  $T_0$ , o termo  $\left[ \dot{Q} \left( 1 - \frac{T_0}{T} \right) \right]_{sai}$  fica nulo. Portanto, a equação da perda de trabalho para o reator é dada pela Equação (34)

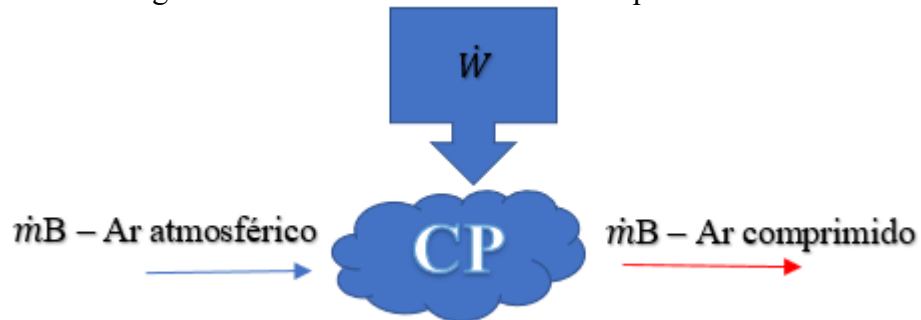
$$L\dot{W} = \sum \dot{m}B_{ent} - \dot{m}B_{sai} \quad (34)$$

Finalmente, os equipamentos mecânicos que executam trabalho de eixo sobre o sistema, compressor e bomba, possuem seus volumes de controle como mostrado na Figura 23. A perda de trabalho, neste caso, pode ser calculada pela Equação (35).

$$L\dot{W} = \dot{m}B_{ent} - \dot{m}B_{sai} + \dot{W}_{ent} \quad (35)$$

Apesar da convenção do sinal de entrada da exergia referente ao trabalho ser negativa, na equação final fica positivo devido ao sinal da Equação (7).

Figura 21 - Volume de controle do compressor



Fonte: Próprio autor

### 3.2.2. Definição do ambiente de referência

Ao realizar uma análise termodinâmica, é necessário definir um ambiente de referência para se obter resultados mais precisos. Nesse caso, o ambiente de referência foi definido com uma pressão de 1 atmosfera e uma temperatura de 25°C.

Durante os cálculos o " $T_0$ ", que se refere à temperatura do ambiente de referência em Kelvin, foi definido portanto em 298,15K.

## 4. RESULTADOS E DISCUSSÕES

Foram desenvolvidas duas simulações da planta de ácido sulfúrico, uma simulação da planta base S1 (caso base) e uma simulação derivada da planta base, que foi nomeada como planta modificada. Em ambos os casos, o método de SEIDER et al. (2017), descrito no capítulo anterior, foi empregado para determinar a perda de trabalho total, a eficiência termodinâmica da planta e identificar qual unidade de processo está obtendo a maior perda de trabalho da planta.

### 4.1. Resultados da planta base S1

Observa-se na Tabela 15 que uma divergência significativa existe principalmente nos valores da entropia entre os softwares UniSim Design e Aspen Plus.

Os resultados da análise da planta base, utilizando os dados fornecidos pelo UniSim Design, são apresentados de forma detalhada na Tabela 16. Observa-se que, com base nas informações de entalpia e entropia disponibilizadas pelo software, a análise indica que a torre de absorção intermediária é o equipamento responsável pela maior perda de trabalho da planta base. É importante ressaltar que este resultado não é confirmado pela literatura, visto que outros autores indicam que tal equipamento não é o principal responsável pela destruição de exergia ou perda de trabalho total da planta.

Ao analisar os dados com mais atenção, é possível perceber também que três equipamentos da planta (TC7, TC10 e VLV2) apresentaram resultados de perda de trabalho negativos, o que poderia indicar um aumento na disponibilidade de trabalho. No entanto, esse resultado não é coerente com a segunda lei da termodinâmica, que afirma que a perda de trabalho está relacionada à geração de entropia em um processo. Ou seja, uma perda de trabalho negativa não é possível, pois isso significaria que o processo estaria gerando ordem ao invés de desordem. Portanto, é importante analisar com cuidado os resultados obtidos com os dados fornecidos pelo UniSim Design e verificar se eles estão em conformidade com os princípios da termodinâmica.

Tabela 15 – Cálculo da Função Disponibilidade

Correntes	UniSim Design			Aspen Plus		
	$H$ $\left(\frac{kJ}{kg}\right)$	$S$ $\left(\frac{kJ}{kg.K}\right)$	$B$ $\left(\frac{kJ}{kg}\right)$	$H$ $\left(\frac{kJ}{kg}\right)$	$S$ $\left(\frac{kJ}{kg.K}\right)$	$B$ $\left(\frac{kJ}{kg}\right)$
Ar Atm.	-108,123	5,313	-1692,224	-108,066	0,146	-151,628
Ar Comp	62,735	5,410	-1550,136	61,225	0,239	-9,943
1	5,178	4,973	-1477,572	5,152	-0,145	48,365
2	5,178	5,237	-1556,294	5,065	0,119	-30,373
3	106,414	5,515	-1537,786	105,419	0,394	-12,047
4	1303,107	8,718	-1296,220	8394,994	5,883	6641,005
5	123,934	7,695	-2170,565	122,064	1,740	-396,717
6	123,993	6,358	-1771,686	121,961	1,740	-396,828
7	-694,569	5,565	-2353,679	-698,436	0,946	-980,389
8	-694,542	5,670	-2385,087	-702,092	1,007	-1002,287
9	-899,597	5,416	-2514,277	-904,963	0,755	-1130,117
10	-899,575	5,447	-2523,460	-906,841	0,767	-1135,552
11	-983,450	5,336	-2574,299	-989,520	0,658	-1185,713
12	-983,456	5,343	-2576,446	-990,035	0,659	-1186,634
13	-1137,616	5,110	-2661,266	-1140,921	0,432	-1269,679
14	-1290,074	4,813	-2724,957	-1290,626	0,140	-1332,237
15	-8013,114	1,089	-8337,936	-8218,929	-3,814	-7081,872
16	-8013,114	1,089	-8337,936	-8218,929	-3,814	-7081,872
17	-15814,637	0,364	-15923,179	-15865,540	-9,056	-13165,558
18	-8114,792	1,088	-8439,240	-8319,067	-3,864	-7167,037
19	-8114,792	1,088	-8439,241	-8319,069	-3,864	-7167,039
20	-8194,759	0,619	-8379,391	-8404,654	-4,109	-7179,693
21	-187,516	5,465	-1816,993	-186,093	0,255	-262,093
22	-187,514	5,465	-1816,993	-186,098	0,255	-262,098
23	18,399	5,887	-1736,739	16,680	0,670	-183,198
24	130,431	6,062	-1676,832	127,069	0,843	-124,174
25	130,430	6,073	-1680,160	126,590	0,848	-126,349
26	-203,114	5,466	-1832,746	-201,345	0,251	-276,239
27	-190,902	5,546	-1844,452	-190,393	0,161	-238,352
28	-8125,171	0,856	-8380,366	-8334,743	-3,973	-7150,076
29	-110,708	5,394	-1718,903	-110,248	0,233	-179,832
30	-8157,801	0,732	-8375,971	-8368,377	-4,044	-7162,804
31	-8157,801	0,732	-8375,971	-8368,377	-4,044	-7162,804
32	-15814,637	0,364	-15923,179	-15865,540	-9,056	-13165,558
33	-8178,876	0,732	-8397,175	-8388,996	-4,054	-7180,317
34	-8178,876	0,732	-8397,175	-8388,996	-4,054	-7180,317
35	-8173,436	0,766	-8401,875	-8383,142	-4,036	-7179,710
36	-8157,801	0,732	-8375,971	-8368,377	-4,044	-7162,804
37	-8157,802	0,732	-8375,972	-8368,377	-4,044	-7162,804
38	-8205,479	0,400	-8324,866	-8418,594	-4,204	-7165,245
39	-8182,217	0,707	-8392,861	-8393,450	-4,100	-7171,061
40	-8182,217	0,628	-8369,447	-8393,457	-4,100	-7171,065
P1	-8013,114	1,089	-8337,936	-8218,929	-3,814	-7081,872
P2	-8157,801	0,732	-8375,971	-8368,377	-4,044	-7162,804
Ác. Forte	-8205,325	0,480	-8348,331	-8418,434	-4,203	-7165,243
Prod Final	-8029,718	1,053	-8343,528	-8236,020	-3,838	-7091,647

Fonte: Próprio autor

Tabela 16 - Resultados com dados UniSim

<b>Utilidades</b>	<b>Trabalho</b>	<b>%/equip</b>
<b>CP</b>	3691,534	2%
<b>TS</b>	28435,690	19%
<b>VLV-1</b>	10019,341	7%
<b>TC1</b>	1636,091	1%
<b>RC</b>	37703,322	25%
<b>TC2</b>	33019,203	22%
<b>L1</b>	4518,171	3%
<b>TC3</b>	6455,805	4%
<b>L2</b>	1320,280	1%
<b>TC4</b>	862,202	1%
<b>L3</b>	308,563	0%
<b>TC5</b>	3561,117	2%
<b>TC6</b>	141,001	0%
<b>DA1</b>	1675,456	1%
<b>D1</b>	0,000	0%
<b>TC7</b>	<b>-42774,592</b>	<b>-28%</b>
<b>TAI</b>	<b>76859,633</b>	<b>51%</b>
<b>L4</b>	358,453	0%
<b>TC8</b>	1658,444	1%
<b>TAF</b>	12169,266	8%
<b>DA2</b>	231,757	0%
<b>TC9</b>	3437,828	2%
<b>TQ</b>	1372,748	1%
<b>D2</b>	0,000	0%
<b>TC10</b>	<b>-36155,669</b>	<b>-24%</b>
<b>B1</b>	16219,666	11%
<b>VLV2</b>	<b>-16103,000</b>	<b>-11%</b>
<b>MF</b>	62,560	0%
	<b>Soma</b>	<b>100%</b>

Fonte: Próprio autor

Devido ao desvio mencionado e aos resultados obtidos utilizando-se os dados de entalpia e entropia fornecidos pelo UniSim Design foram utilizados os dados de entalpia e entropia fornecidos pelo *Aspen Plus* para a realização da análise.

A Tabela 17 mostra os detalhes da equação de balanço para cada equipamento da planta base S1 utilizando os valores de entalpia e entropia de cada corrente fornecidos pelo *Aspen Plus*.

Tabela 17 - Detalhes de cálculos utilizando dados do Aspen Plus

	$L\dot{W} = \sum \dot{m}B_{entra} - \sum \dot{m}B_{sai} + \sum \dot{W}_{entra} + \sum \left[ \dot{Q} \left( 1 - \frac{T_0}{T} \right) \right]_{entra} - \sum \left[ \dot{Q} \left( 1 - \frac{T_0}{T} \right) \right]_{sai}$					
	$\sum \dot{m}B_{entra}$ (kW)	$\sum \dot{m}B_{sai}$ (kW)	$\sum \dot{W}_{entra}$ (kW)	$\sum \left[ \dot{Q} \left( 1 - \frac{T_0}{T} \right) \right]_{entra}$ (kW)	$\sum \left[ \dot{Q} \left( 1 - \frac{T_0}{T} \right) \right]_{sai}$ (kW)	$L\dot{W}$ (kW)
CP	-19455,525	-1275,850	21922,985	-	-	3743,310
TS	-4921230,289	-4925203,597	-	-	-	3973,308
VLV-1	6155,734	-3865,813	-	-	-	10021,547
TC1	-3865,813	-1533,272	-	3957,506	-	1624,966
RC	109319,854	-57130,620	-	-	0	166450,474
TC2	-57130,620	-141144,711	-	-	51324,947	32689,145
L1	-141144,711	-144297,340	-	-	-	3152,629
TC3	-144297,340	-162700,752	-	-	10220,590	8182,821
L2	-162700,752	-163480,710	-	-	-	779,958
TC4	-182814,240	-184078,792	-	-	-	1264,552
L3	-170702,109	-170834,410	-	-	-	132,300
TC5	-199068,952	-202525,038	-	-	-	3456,087
TC6	-182790,036	-191796,258	-	-	7542,071	1464,151
DA1	-4905938,039	-4909957,986	-	-	-	4019,947
D1	-5108291,733	-5108291,733	-	-	-	0
TC7	-4909959,356	-4918627,840	-	-	2272,306	6396,179
TAI	-5110424,098	-5136525,809	-	-	-	26101,711
L4	-13376,682	-13610,978	-	-	-	234,296
TC8	-13610,978	-29757,890	-	-	12362,300	3784,613
TAF	-3894635,463	-3898083,076	-	-	-	3447,613
DA2	-3864639,984	-3865204,408	-	-	-	564,424
TC9	-3865204,408	-3864877,573	-	976,963	-	650,128
TQ	-8804577,854	-8805015,279	-	-	-	437,425
D2	-8804995,704	-8805004,479	-	-	-	8,774
TC10	-4918279,401	-4919955,798	-	-	1338,777	337,620
B1	-4919955,798	-4919954,439	376158,052	-	-	103,128
VLV2	-4931359,331	-4931361,890	-	-	-	2,558
MF	-361437,019	-361465,185	-	-	-	28,166

Fonte: Próprio autor

A primeira simulação da planta base, detalhada no Capítulo 3, apresentou uma eficiência termodinâmica de 17,05%, determinada pela Equação (9), e uma perda de trabalho de 282.652,2 kW, determinada pela Equação (7).

Nenhum dos trabalhos citados anteriormente (KOTAS, 1985; MAGAEVA et al., 2000; RASHEVA e ATANASOVA, 2002; CHOUAIBIA et. al., 2013; CIVETTA et. al., 2014), apresentaram a eficiência termodinâmica para que se pudesse proceder a comparação entre a literatura e os resultados do presente trabalho. No entanto, SEIDER et al. (2017) salienta que, em geral, plantas químicas possuem uma eficiência

termodinâmica baixa, entre 20 a 30%. A eficiência determinada para a planta de ácido sulfúrico estudada neste trabalho apresentou uma eficiência termodinâmica próxima ao limite inferior da faixa da eficiência termodinâmica geral de plantas, mas um pouco abaixo da média.

Na Tabela 18, a perda de trabalho de cada equipamento é apresentada e, como pode ser observado pelos resultados obtidos, o equipamento que apresentou um maior desperdício de trabalho foi o reator de combustão (RC), correspondendo a quase 60% de toda a irreversibilidade do processo. O reator de combustão, também denominado como forno, e foi responsável por uma perda de trabalho de cerca de 166.450,5 kW. Esse resultado está de acordo com a literatura, onde vários outros autores também identificaram o forno como o principal responsável pela perda de trabalho de suas plantas de produção de ácido sulfúrico. O trabalho de CHOUAIBIA et al. (2013), apontou que a seção de combustão em que está localizada o forno foi responsável por 73% da perda de trabalho total da planta estudada.

Tabela 18 - Perda de trabalho por equipamento da planta base

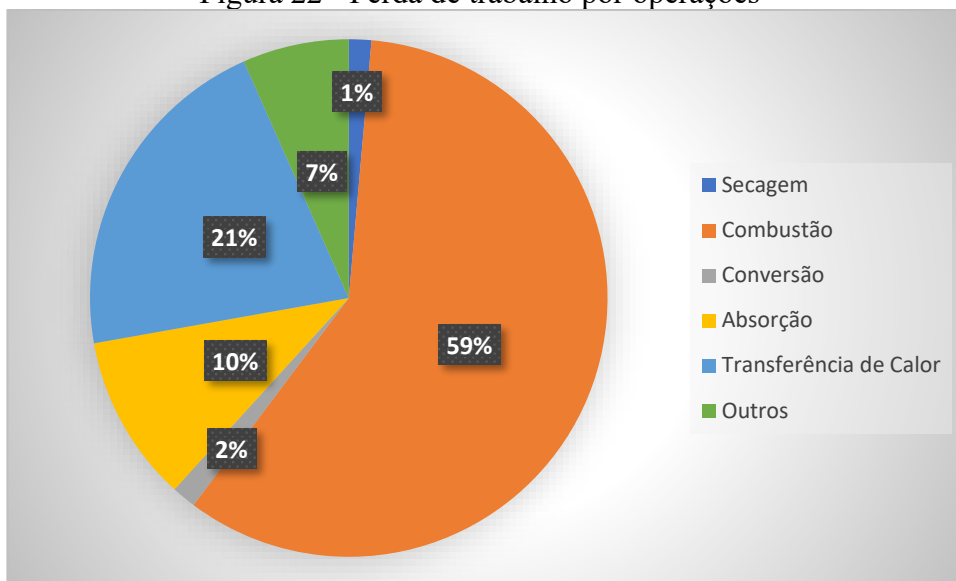
<b>Equipamentos</b>	<b>Trabalho Perdido kW</b>	<b>%/equip</b>
CP	3743,310126	1,32%
TS	3973,308359	1,41%
VLV-1	10021,54669	3,55%
TC1	1624,965798	0,57%
<b>RC</b>	<b>166450,4739</b>	<b>58,89%</b>
TC2	32689,1446	11,57%
L1	3152,62898	1,12%
TC3	8182,821396	2,90%
L2	779,9582711	0,28%
TC4	1264,551574	0,45%
L3	132,3004928	0,05%
TC5	3456,086729	1,22%
TC6	1464,15053	0,52%
DA1	4019,94694	1,42%
D1	1,05964E-09	0,00%
TC7	6396,178518	2,26%
TAI	26101,71075	9,23%
L4	234,2956742	0,08%
TC8	3784,612824	1,34%
TAF	3447,612551	1,22%
DA2	564,4237808	0,20%
TC9	650,1276398	0,23%
TQ	437,4254955	0,15%
D2	8,774434409	0,00%
TC10	337,6202431	0,12%
B1	103,128454	0,04%
VLV2	2,558391685	0,00%
MF	28,16602376	0,00%
<b>Soma</b>		<b>100%</b>

Fonte: Próprio autor

Este fato pode ser justificado pela alta irreversibilidade do processo de combustão caracterizado, entre outros aspectos, pelos altos gradientes de temperatura envolvidos neste sistema devido a reação altamente exotérmica que acontece no forno. Na Figura 22, é apresentada a contribuição da perda de trabalho das principais operações presentes na planta S1, a saber; secagem, combustão, conversão, absorção, transferência de calor e outros. Percebe-se por este gráfico que, depois do forno, as operações envolvendo troca de calor são a segunda causa de maior perda de trabalho, também justificado por altos gradientes de temperatura envolvidos nestas operações. A terceira principal fonte de irreversibilidade provem das unidades de absorção, onde ocorrem gradientes de temperatura e concentração.

Quando a análise é feita em termos de equipamentos individuais, após o forno, o trocador de calor TC2 apresenta a segunda maior fonte de perda de trabalho, cerca de 11,5% do total, seguido da torre de absorção intermediária com cerca de 9,2% do total.

Figura 22 - Perda de trabalho por operações



Fonte: Próprio autor



## 4.2. Alterações do caso base

Com base nos resultados apresentados na seção anterior, algumas mudanças na planta base foram propostas com o intuito de reduzir a perda de trabalho e aumentar a eficiência termodinâmica total da planta. A primeira delas foi baseada no forno. De acordo com RASHEVA et al. (2000), aumentar a temperatura do ar de combustão que entra no forno diminui as perdas de exergia interna causadas pelo processo de mistura de fluxos com diferentes temperaturas. Sendo assim, a temperatura foi alterada de 142°C para 158°C, que é a temperatura máxima que o TC1 alcança sem que seja necessário substituir a utilidade usada neste trocador de calor.

Outra mudança proposta foi o ajuste das temperaturas de entrada das torres de absorção. Neste caso, foi utilizado um recurso computacional do Unisim Design chamado "*Optimizer*" com o objetivo de determinar as temperaturas das correntes de alimentação das unidades de absorção que otimizam a função objetivo, direcionada a gerar uma redução na perda de trabalho geral da planta.

A Tabela 19 a seguir mostra as alterações realizadas nas temperaturas pela ferramenta mencionada e suas respectivas correntes.

Tabela 19 - Alterações da planta base

<b>Correntes</b>	<b>Temperatura planta base</b>	<b>Temperatura planta modificada</b>
<b>14</b>	166	116
<b>20</b>	66	115
<b>26</b>	135	151
<b>35</b>	82	66

Fonte: Próprio autor

Com a nova temperatura da corrente 35, o TC9 deixa de aquecer a corrente 34 e passa a resfriá-la alterando suas correntes de utilidades, que agora passam a ser iguais aos dos trocadores de calor TC7 e TC10.

#### 4.2.1. Resultados da planta modificada

A nova planta apresentou uma eficiência termodinâmica de 18,59% e uma perda de trabalho de 276.764,35 kW, as mudanças realizadas provocaram uma redução da perda de trabalho de 2,08% e um aumento na eficiência termodinâmica de 1,54%.

Com o aumento da temperatura da corrente de ar seco houve uma redução na perda de trabalho do forno de 2,39%, e com os ajustes nas temperaturas de entrada da torre de absorção houve uma boa redução na unidade de 32,52%.

Os resultados da perda de trabalho por equipamento e por seção da planta modificada são apresentados na Tabela 20 e Figura 23 respectivamente.

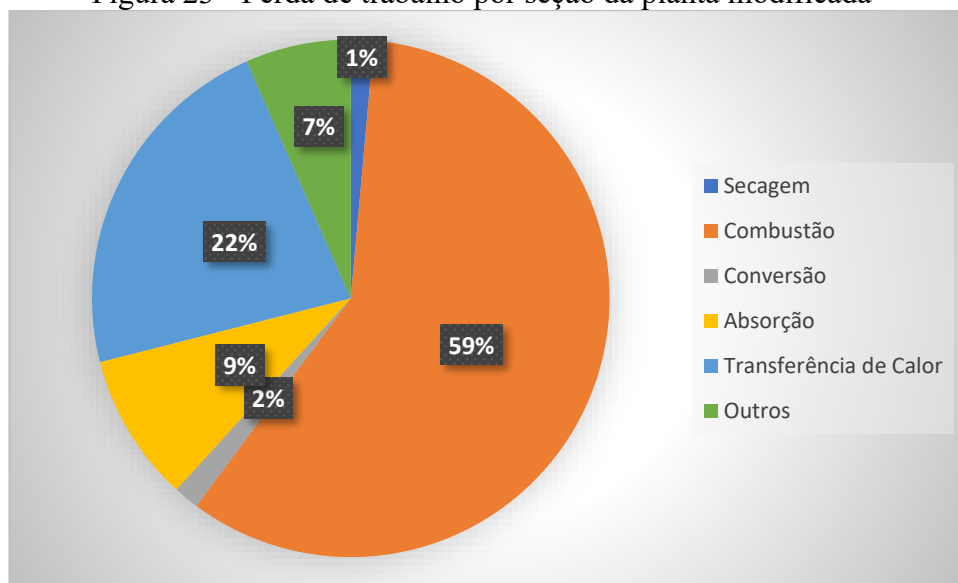
Tabela 20 - Perda de trabalho por equipamento da planta modificada

<b>Equipamento</b>	<b>Trabalho perdido kW</b>	<b>%/equip</b>
CP	3743,310126	1,35%
TS	3952,053399	1,43%
VLV-1	10023,38471	3,62%
TC1	1652,127453	0,60%
RC	162471,5848	58,70%
TC2	34756,08926	12,56%
L1	3202,377324	1,16%
TC3	8181,895089	2,96%
L2	821,9758261	0,30%
TC4	825,0486491	0,30%
L3	195,6514459	0,07%
TC5	2791,23678	1,01%
TC6	1081,967304	0,39%
DA1	3283,750424	1,19%
D1	3,929246172	0,00%
TC7	7816,267544	2,82%
TAI	17612,36993	6,36%
L4	160,4269352	0,06%
TC8	4024,959574	1,45%
TAF	8042,152754	2,91%
DA2	643,0308844	0,23%
TC9	426,464923	0,15%
TQ	481,1290833	0,17%
D2	10,35522992	0,00%
TC10	351,4190546	0,13%
B1	103,9078212	0,04%
VLV2	2,556211146	0,00%
MF	96,52636292	0,00%
<b>Soma</b>		<b>100,0%</b>

Fonte: Próprio autor

Note que as mudanças realizadas também aumentaram a perda de trabalho de alguns equipamentos, isto é normal visto que ao utilizar a ferramenta “*Optimizer*” do UniSim a função objetivo selecionada foi da perda de trabalho geral da planta. Isso significa que a ferramenta realizou a melhor combinação das variáveis para resultar em uma menor perda de trabalho da planta como um todo, e não em equipamentos individualizados.

Figura 23 - Perda de trabalho por seção da planta modificada



Fonte: Próprio autor

Em comparação com a planta base, as seções da planta modificada seguem o mesmo padrão da planta base, apresentando a seção de combustão como a responsável pela maior perda de trabalho de todo processo, seguida de transferência de calor, absorção, outros, conversão e por último a secagem.

## 5. CONCLUSÃO

Neste trabalho, foi desenvolvida uma análise de segunda lei de uma planta de produção de 4.400 Toneladas/dia de ácido sulfúrico por duplo contato. Com base nos resultados obtidos, as seguintes conclusões podem ser tiradas do presente estudo.

- O reator de combustão (forno) da Planta S1 estudada neste trabalho foi responsável pela maior parte da perda de trabalho do processo de fabricação de ácido sulfúrico por duplo contato. Este resultado está em concordância com outros trabalhos encontrados na literatura, e pode ser atribuído reação exotérmica que acontece no forno, promovendo altos gradientes de temperatura e concentração no forno, o que são fontes de irreversibilidades.
- O aumento da temperatura do ar seco reduz as irreversibilidades que acontecem no forno, reduzindo conseqüentemente a perda de trabalho no equipamento como previsto pela literatura.
- Ajustes feitos na planta base, por meio de uma ferramenta de otimização embutida no simulador, nas temperaturas das correntes de entrada das torres de absorção e aumento da temperatura da corrente de ar seco que entra no forno, obtiveram um efeito positivo na redução das perdas de trabalho nas respectivas unidades e um conseqüente aumento de eficiência termodinâmica global da planta.
- Também pode-se concluir que a análise de segunda lei pela metodologia de SEIDER et al. (2017) é bastante eficaz para a avaliação da qualidade dos fluxos de energia, e nos possibilita utilizar os recursos energéticos de uma forma mais eficaz.

## **6. SUGESTÃO PARA TRABALHOS FUTUROS**

Comparar as duas plantas e entender como as mudanças podem impactar os custos da planta S1. Para isso, sugiro realizar uma análise econômica para avaliar as possíveis diferenças nos custos operacionais da planta S1 decorrentes dessas mudanças.

Assim, fica mais claro que o estudo é uma forma de entender como as mudanças podem afetar os custos da planta S1 e que a análise econômica é uma ferramenta utilizada para avaliar esses impactos.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- AHERN, J. E. **The Exergy Method of Energy System Analysis**. New York: John Wiley & Sons, 1980.
- ARAÚJO, P.; **O ácido sulfúrico sumiu e seu preço subiu! Por quê?** 2021. Disponível em: < <https://www.portalts.com.br/o-acido-sulfurico-sumiu-e-seu-preco-subiu-porque#:~:text=A%20desacelera%C3%A7%C3%A3o%20da%20refina%C3%A7%C3%A3o%20de,devido%20%C3%A0%20retomada%20das%20ind%C3%BAstrias> > Acesso em 25/05/2022. 19h30
- ATLAS DA EFICIÊNCIA ENERGÉTICA; **Relatório de Indicadores Brasil 2021** Ministério de Minas e Energia, p.83, 2021. Disponível em: < [https://www.epe.gov.br/sites-pt/publicacoes-dadosabertos/publicacoes/PublicacoesArquivos/publicacao651/Atlas2021\\_PT\\_2022\\_02\\_04.pdf](https://www.epe.gov.br/sites-pt/publicacoes-dadosabertos/publicacoes/PublicacoesArquivos/publicacao651/Atlas2021_PT_2022_02_04.pdf) >. Acesso em 15/08/2022. 19h08.
- BOROUMANDJAZI, G.; RISMANCHI, B.; SAIDUR, R. **A review on exergy analysis of industrial sector**. Renewable and Sustainable Energy Reviews, v.27, p. 198-203, 2013. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2013.06.054>
- CAMPOS, V, R.; **Métodos de Preparação Industrial de Solventes e Reagentes Químicos – Ácido Sulfúrico**, Revista Virtual de Química, Vol 3, No.3, p. 210-214, 2011. DOI: 10.5935/1984-6835.20110024
- CHOUAIBI, F; BELGHAIEB, J; HAJJI, N. **Assessment of Energy Performances of a Sulfuric Acid Production Unit using Exergy Analysis**, International Journal of Current Engineering and Technology, Vol.3, No1, March, 2013.
- CIVETTA, W, R; PADILLA, R, V; SILVERA, A ,B; QUIROGA, A, G. **Exergy Analysis of an Industrial Sulphuric Acid Plant**, International Journal of Emerging Technology and Advanced Engineering. Vol 4, Issue 3, March 2014.
- CONAMA 491/2018. **Dispõe sobre padrões de qualidade do ar**. Conselho nacional do meio ambiente. Resolução N° 491, de 19 de novembro de 2018.

- DALL' OGLIO VIANNA; **Análise exergetica de processos químicos industriais: produção de amônia pelo processo de reforma a vapor.** 153p. Dissertação – Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. Departamento de Engenharia Química. São Paulo 2017.
- FROMENT, F.; BISCHOFF, K.; WILDE, J. **Chemical Analysis and Design.** 3ed p. 522-524, 2010
- GHANNADZADEH, A.; RAPHAELE, T.; OLIVIER, B.; PHILIPPE, B.; PASCAL, F.; XAVIER, J. **GENERAL methodology for exergy balance in ProSimPlus process simulator.** Energy, 2012. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2012.02.017>
- HONEYWELL. UniSim – **Software for Process Design and Simulation.** Disponível em: < <https://www.honeywellprocess.com/en-US/explore/products/advanced-applications/unisim/Pages/default.aspx>>. Acesso em 26/07/2022. 14h07.
- IHS MARKIT, 2020, **Sulfuric Acid Chemical Economics Handbook**, Disponível em: <https://www.spglobal.com/commodityinsights/en/ci/products/sulfuric-acid-chemical-economics-handbook.html> Acesso em 26/07/2022. 13h:15.
- KING, M.; DAVENPORF, W.; MOATS, M. **Sulfuric Acid Manufacture. Analysis, Control and optimization**, 2ed, 511p, 2013. <https://doi.org/10.1016/B978-0-08-098220-5.09974-3>
- KISS, BILDEA, GRIEVINK; **Dynamic modeling and process optimization of na industrial sulfuric acid plant**, Chemical Engineering Journal, vol. 158, no. 2, pp. 240–249, 2010. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2010.01.023>
- KOTAS, T. J; **The Exergy Method of Thermal Plant Analysis.** Department of Mechanical Engineering, Queen Mary College, University of Longon, p. 162-196, 1985. <https://doi.org/10.1016/B978-0-408-01350-5.50012-X>
- LEIVA, C.; FLORES, V.; AGUILAR, C. **A Computer Simulator Model for Generating Sulphuric Acid and Improve the Operational Results, Using Operational Data from a Chemical Plant.** 2020, 10p. Artigo científico – Hindawi Journal of Sensors <https://doi.org/10.1155/2020/8873039>

- MAGAEVA S, PATRONOV G, LENCHEV A, GRANCHAROV, I. **Exergy analysis of processing SO<sub>2</sub> containing gases in metallurgy into sulphuric acid and sulphur**. Journal of Mining and Metallurgy, p 730-735, 2000.
- M.B CONSULTORES. **Processos de Fabricação de Ácido sulfúrico**. Disponível em: <<http://h2so4.com.br/downloads/Download/Tecnologia/MBC/MB%20CONSULTORES%20-%20Manual%20de%20Acido%20Sulfurico%20.pdf>>. Acesso em 27/07/2022. 14h32.
- MORAN, M.J.; SHAPIRO, H, N.; **Fundamentals of Engineering Thermodynamics**. 5ed. p.847, 2006.
- MORGATO, A. et al., **O Enxofre e o Ácido Sulfúrico**. Universidade do Porto. 2012.
- MOROSUK, TSATSARONIS. **Advanced exergy-based methods used to understand and improve energy-conversion systems**. 2019, 09p. Artigo Científico – Institute for Energy Engineering, Technische Universitat, Berlin, Germany. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2018.11.123>
- MOUNAAM, A; HARMEN, Y; CHHITI, Y; SOUISSI, A et al. 2020. **UniSim-Design Simulation and Analysis of a Sulphuric Acid Manufacturing Plant with Double Absorption Process**. SCITEPRESS Science and Technology Publications. 2020. DOI:10.5220/0009832300910100
- RASHEVA DA; ATANASOVA LG. **Exergy efficiency evaluation of the production of sulfuric acid from liquid sulfur**. Exergy, an International Journal 2002 [https://doi.org/10.1016/S1164-0235\(01\)00038-3](https://doi.org/10.1016/S1164-0235(01)00038-3)
- ROJAS, S. P. **Análise Exergética, Termoeconômica e Ambiental de um Sistema de Geração de Energia. Estudo de Caso: Usina Termoelétrica UTE Rio Madeira**. 195f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Tecnologia, Universidade Federal de Brasília, Brasília, 2007. Disponível em: <[https://repositorio.unb.br/bitstream/10482/2826/1/2007\\_SilviaIlenaPROjas.pdf](https://repositorio.unb.br/bitstream/10482/2826/1/2007_SilviaIlenaPROjas.pdf)> Acesso em: 08/01/2023.



- SANDER, U.H.F., et al. Sulphur, **Sulphur Dioxide and Sulphuric Acid: An Introduction to Their Industrial Chemistry and Technology**. British Sulphur Corp, London, UK, 1984.
- SANTOS, A. G. **Simulação E Avaliação Econômica Da Produção De Ácido Sulfúrico Via Processo De Contato**. Universidade Federal de Uberlândia. Uberlândia, 2019.
- SEIDER, W.; SEADER, D.; GANI, S.; NG, K. **Product and process design principles. Synthesis, analysis and evaluation**, 4ed, p. 287 – 309, 2017.
- SOUSA, M. **Otimização do Sistema de Conversão de uma Fábrica de Ácido Sulfúrico. Sistemas de Processos Químicos em Informática**. 1996, 107p. Dissertação de Mestrado – Universidade Estadual de Campinas.
- SULPHURIC ACID MARKET OUTLOOK CRU; **Sulphuric acid market report – August 2017**, Disponível em: <<https://www.expertmarketresearch.com/reports/sulphuric-acid-market-report>>. Acesso em 08/10/2022.
- SZARGUT, J.; MORRIS, D. R.; STEWARD, F. R. **Exergy Analysis of Thermal Chemical and Metallurgical Processes**. New York: Hemisphere Publishing, 1988.
- TSATSARONIS, G; **Definitions and nomenclature in exergy analysis and exergoeconomics**, Science Direct – Energy, Published by Elsevier Ltd, 2006. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2006.07.002>
- TURTON, R.; BHATTACHARYYA, J.; WHITING, W. **Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes**. 5ed, p. 245 – 248, 2018.
- VALE COBRAS 2017; **Perspectivas do mercado de ácido sulfúrico na visão da Vale Fertilizantes**. Disponível em: <<http://www.h2so4.com.br/downloads/COBRAS-2017/COBRAS%202017%20-%20Vale%20Fertilizantes%20-%20Perspectivas%20do%20mercado%20de%20%C3%A1cido%20sulf%C3%BArico..pdf>>. Acesso em 08/10/2022.
- VIANNA, DALL’ OGLIO; **“Análise exérgica de processos químicos industriais: produção de amônia pelo processo de reforma a vapor”** 2017, 153p.

Dissertação mestrado – Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, Brasil.

WYKROTA, R. **Produção de Ácido Sulfúrico**. Trabalho de Conclusão de Curso (Técnico Químico) – Centro Estadual de Educação Profissional de Curitiba, Curitiba, PR, 2016.

## APÊNDICE A – DADOS DA PLANTA S1

Tabela 21 - Dados da Torre de Secagem da planta S1

<b>Ar atmosférico</b>	
<b>Taxa de entrada do ar (Nm<sup>3</sup>/h)</b>	361000
<b>Temperatura de entrada (°C)</b>	40
<b>Temperatura de saída (°C)</b>	74
<b>Ácido sulfúrico usado na secagem</b>	
<b>Taxa de entrada do ácido (m<sup>3</sup>/h)</b>	1349
<b>Composição (% mássica de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>)</b>	
<b>Entrada da Torre</b>	98,5
<b>Saída da Torre</b>	98,3
<b>Temperatura de entrada do ácido (°C)</b>	74
<b>Temperatura de saída do ácido (°C)</b>	74

Fonte: Adaptado de KING et al. (2013)

Tabela 22 - Dados do forno da planta S1

<b>Produção de ácido (toneladas de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> por dia)</b>	4400
<b>Número de Fornos</b>	1
<b>Comprimento do casco x diâmetro (m)</b>	18,36 x 6
<b>Número de queimadores</b>	7
<b>Taxa de queima de enxofre (toneladas/hora)</b>	60,1
<b>Temperatura do ar seco (°C)</b>	143
<b>Temperatura do enxofre líquido (°C)</b>	132
<b>Temperatura do gás de saída do forno</b>	1171
<b>Produto (gás)</b>	
<b>Vazão (Nm<sup>3</sup>/h)</b>	356000
<b>Composição (volume %)</b>	
<b>SO<sub>3</sub></b>	0,184
<b>SO<sub>2</sub></b>	11,6
<b>O<sub>2</sub></b>	9,06
<b>N<sub>2</sub></b>	79,1

Fonte: Adaptado de KING et al. (2013)

Tabela 23 - Dados da caldeira de recuperação

<b>Temperatura da entrada do gás (°C)</b>	1171
<b>Temperatura de saída do gás (°C)</b>	423
<b>Vapor produzido (toneladas de vapor por S)</b>	3,88
<b>Pressão do vapor produzido (bar)</b>	63,8
<b>Temperatura do vapor produzido (°C)</b>	281

Fonte: Adaptado de KING et al. (2013)

Tabela 24 - Dados do conversor planta S1

<b>Produção de ácido (toneladas de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> por dia)</b>	<b>4400</b>
<b>Fonte de SO<sub>2</sub></b>	Queima de enxofre
<b>Tipo de processo</b>	Duplo contato
<b>Número de leitos catalíticos</b>	3+1
<b>Conversor altura x diâmetro (m)</b>	19,23 x 16,65
<b>Taxa de entrada de gás no conversor (Nm<sup>3</sup>/h)</b>	356000
<b>Temperatura de entrada no conversor (°C)</b>	423
<b>Composição da corrente de entrada (volume %)</b>	
SO <sub>3</sub>	0,184
SO <sub>2</sub>	11,6
O <sub>2</sub>	9,06
N <sub>2</sub>	79,1
<b>Leito 1</b>	
<b>Altura do leito (m)</b>	0,78
<b>Tipo de catalisador</b>	LP120
<b>Temperatura de entrada do leito (°C)</b>	423
<b>Temperatura de saída do leito (°C)</b>	621
<b>Leito 2</b>	
<b>Altura do leito (m)</b>	0,90
<b>Tipo de catalisador</b>	LP120
<b>Temperatura de entrada do leito (°C)</b>	440
<b>Temperatura de saída do leito (°C)</b>	525
<b>Leito 3</b>	
<b>Altura do leito (m)</b>	1,07
<b>Tipo de catalisador</b>	LP110
<b>Temperatura de entrada do leito (°C)</b>	445
<b>Temperatura de saída do leito (°C)</b>	471
<b>Leito 4</b>	
<b>Altura do leito (m)</b>	1,34
<b>Tipo de catalisador</b>	LP110
<b>Temperatura de entrada do leito (°C)</b>	420
<b>Temperatura de saída do leito (°C)</b>	443

Fonte: Adaptado de KING et al. (2013)

Tabela 25 - Dados de composição do conversor

<b>Composição após terceiro leito catalítico (volume %)</b>	
SO <sub>3</sub>	11,8
SO <sub>2</sub>	0,688
O <sub>2</sub>	3,78
N <sub>2</sub>	83,7
<b>Composição após quarto leito catalítico (volume %)</b>	
SO <sub>3</sub>	0,745
SO <sub>2</sub>	0,04
O <sub>2</sub>	3,94
N <sub>2</sub>	95,3
<b>Conversão de SO<sub>2</sub> atingida no conversor (%)</b>	<b>99,7</b>

Fonte: Adaptado de KING et al. (2013)

Tabela 26 - Dados da torre de absorção intermediária TAI

<b>Produção de ácido (toneladas de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> por dia)</b>	4400
<b>Taxa de gás na entrada da Torre de Absorção Intermediária (Nm<sup>3</sup>/h)</b>	336
<b>Dimensões da TAI altura x diâmetro (m)</b>	23 x 9,5
<b>Taxa de entrada do ácido (m<sup>3</sup>/h)</b>	1349
<b>Dados de Temperatura (°C)</b>	
<b>Entrada do ácido</b>	66
<b>Saída do ácido</b>	212
<b>Entrada do gás na torre</b>	166
<b>Saída do gás da torre</b>	71
<b>Composição do gás de entrada</b>	
SO <sub>3</sub>	11,8
SO <sub>2</sub>	0,688
O <sub>2</sub>	3,78
N <sub>2</sub>	83,7
<b>Composição do gás de saída</b>	
SO <sub>3</sub>	0
SO <sub>2</sub>	0,78
O <sub>2</sub>	4,28
N <sub>2</sub>	94,9
<b>Composição mássica do ácido (% H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>)</b>	
<b>Entrada do ácido na torre</b>	98,5
<b>Saída do ácido da torre</b>	99,6

Fonte: Adaptado de KING et al. (2013)

Tabela 27 - Dados da torre de absorção final TAF

<b>Produção de ácido (toneladas de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> por dia)</b>	4400
<b>Taxa de gás na entrada da Torre de Absorção Intermediária (Nm<sup>3</sup>/h)</b>	336
<b>Dimensões da TAF altura x diâmetro (m)</b>	9,85 x 8,3
<b>Taxa de entrada do ácido (m<sup>3</sup>/h)</b>	1060
<b>Dados de Temperatura (°C)</b>	
<b>Entrada do ácido</b>	82
<b>Saída do ácido</b>	92
<b>Entrada do gás na torre</b>	135
<b>Saída do gás da torre</b>	82
<b>Composição do gás de entrada</b>	
<b>SO<sub>3</sub></b>	0,745
<b>SO<sub>2</sub></b>	0,04
<b>O<sub>2</sub></b>	3,9
<b>N<sub>2</sub></b>	95,3
<b>Composição do gás de saída</b>	
<b>SO<sub>3</sub></b>	0
<b>SO<sub>2</sub></b>	0,04
<b>O<sub>2</sub></b>	3,97
<b>N<sub>2</sub></b>	96
<b>Composição mássica do ácido (% H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>)</b>	
<b>Entrada do ácido na torre</b>	98,4
<b>Saída do ácido da torre</b>	98,5

Fonte: Adaptado de KING et al. (2013)