



**UNIVERSIDADE FEDERAL DE UBERLÂNDIA**  
**FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA**  
**CURSO DE GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA**



**SIMULAÇÃO E AVALIAÇÃO ECONÔMICA DA PRODUÇÃO DE ÁCIDO  
SULFÚRICO VIA PROCESSO DE CONTATO**

**ANGÉLICA GONTIJO SANTOS**

**Uberlândia -MG**

**2019**



**UNIVERSIDADE FEDERAL DE UBERLÂNDIA**  
**FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA**  
**CURSO DE GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA**



**SIMULAÇÃO E AVALIAÇÃO ECONÔMICA DA PRODUÇÃO DE ÁCIDO  
SULFÚRICO VIA PROCESSO DE CONTATO**

**ANGÉLICA GONTIJO SANTOS**

Monografia de graduação  
apresentada à Universidade Federal  
de Uberlândia como parte dos  
requisitos necessários para a  
aprovação na disciplina de Trabalho  
de Conclusão de Curso do curso de  
Engenharia Química

**Uberlândia – MG**

**2019**

MEMBROS DA BANCA EXAMINADORA DA MONOGRAFIA DA DISCIPLINA  
TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO DE ANGÉLICA GONTIJO SANTOS  
APRESENTADA À UNIVERSIDADE FEDERAL DE UBERLÂNDIA, EM 16 DE  
JANEIRO DE 2020.

BANCA EXAMINADORA:

---

Prof. Humberto Molinar Henrique  
Orientador - FEQ/UFU

---

Prof. Luís Cláudio Oliveira Lopes  
FEQ/UFU

---

Prof. Ubirajara Coutinho Filho  
FEQ/UFU

## DEDICATÓRIA

---

À minha família, em especial minha  
mãe, Terezinha, por ser minha força,  
inspiração e apoio nos momentos  
mais difíceis.

## AGRADECIMENTOS

---

Agradeço à Deus e a Nossa Senhora Aparecida por iluminarem meus passos, por me darem forças para superar os obstáculos e por me permitirem conquistar os meus objetivos de vida.

À minha mãe, Terezinha, ao meu pai, Arailton e aos meus irmãos Isamara e Alberto, por todo apoio emocional, por todo carinho, suporte e motivação no decorrer da graduação e no desenvolvimento deste trabalho.

Ao Tales pelo companheirismo, amor, apoio e por se fazer presente em todos os momentos.

Aos meus amigos, que se tornaram família, pelo apoio, carinho e incentivo em todos os momentos.

Ao meu professor orientador, Prof. Dr. Humberto Molinar Henrique, pela paciência, compreensão e por todo o ensinamento passado durante este período de trabalho.

A família ConsultEQ, por terem feito parte da minha melhor experiência durante a graduação, por terem permitido meu crescimento e desenvolvimento como pessoa e como profissional, por me apresentarem o Movimento Empresa Júnior e por despertarem em mim um sentimento forte de pertencimento.

Por fim, agradeço à todas as pessoas, que de alguma forma, contribuíram para o meu desenvolvimento durante a graduação e durante a execução deste trabalho.

*“Confia no Senhor de todo o teu coração, e não te estribes no teu próprio entendimento. Reconhece-o em todos os teus caminhos, e Ele endireitará as tuas veredas”.*

*Provérbios 3:5,6*

## SUMÁRIO

|                                                                                      |    |
|--------------------------------------------------------------------------------------|----|
| LISTA DE FIGURAS .....                                                               | 9  |
| LISTA DE TABELAS .....                                                               | 10 |
| RESUMO .....                                                                         | 11 |
| ABSTRACT .....                                                                       | 12 |
| 1. INTRODUÇÃO .....                                                                  | 13 |
| 2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....                                                        | 15 |
| 2.1 Aplicações do Ácido Sulfúrico .....                                              | 16 |
| 2.2 Ácido Sulfúrico.....                                                             | 17 |
| 2.2.1 Propriedades físicas e químicas.....                                           | 17 |
| 2.3 Processo de Contato .....                                                        | 18 |
| 2.3.1 Matéria Prima.....                                                             | 19 |
| 2.3.2 Reações Químicas .....                                                         | 20 |
| 2.3.3 Estágios do Processo de Produção .....                                         | 21 |
| 2.3.3.1 Combustão do Enxofre.....                                                    | 21 |
| 2.3.3.2 Conversão do SO <sub>2</sub> .....                                           | 23 |
| 2.3.3.3 Produção de H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> a partir de SO <sub>3</sub> ..... | 25 |
| 2.4 Viabilidade Econômica de projetos: Estimativa de custos .....                    | 26 |
| 3 METODOLOGIA .....                                                                  | 28 |
| 3.1 CAPEX – Custo de Capital de Investimento .....                                   | 28 |
| 3.2 OPEX – Custo Operacional .....                                                   | 30 |
| 3.3 Métodos de avaliação de investimentos.....                                       | 32 |
| 3.3.1 VPL – Valor Presente Líquido.....                                              | 32 |
| 3.3.2 TIR – Taxa Interna de Retorno .....                                            | 33 |
| 3.3.3 Payback.....                                                                   | 34 |
| 4 DESENVOLVIMENTO .....                                                              | 35 |

|     |                                                        |    |
|-----|--------------------------------------------------------|----|
| 4.1 | PFD – Process Flow Diagram.....                        | 35 |
| 4.2 | CAPEX .....                                            | 39 |
| 4.3 | OPEX.....                                              | 40 |
| 4.4 | Viabilidade Econômica – Análise de Investimentos ..... | 41 |
| 5   | CONSIDERAÇÕES FINAIS .....                             | 43 |
|     | REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....                       | 45 |
|     | ANEXO A – Dados da corrente do processo .....          | 48 |
|     | ANEXO B – Fluxograma Processo .....                    | 50 |
|     | ANEXO C – Cálculos estimativa de Custos: .....         | 51 |

## LISTA DE FIGURAS

|                                                                                                |    |
|------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| <b>Figura 1</b> - Produção mundial de ácido sulfúrico .....                                    | 13 |
| <b>Figura 2</b> - Porcentagem por região da produção mundial de ácido sulfúrico.....           | 14 |
| <b>Figura 3</b> - Fábrica moderna de 4100 ton/dia de ácido sulfúrico com queima de enxofre ... | 19 |
| <b>Figura 4</b> - Fluxo de queima de enxofre .....                                             | 22 |
| <b>Figura 5</b> - Máxima oxidação de $\text{SO}_2$ atingível .....                             | 23 |
| <b>Figura 6</b> - Oxidação de $\text{SO}_2$ em três leitos catalíticos .....                   | 24 |
| <b>Figura 7</b> - Caminhos de aquecimento .....                                                | 25 |
| <b>Figura 8</b> - Produção de $\text{H}_2\text{SO}_4$ por duplo contato.....                   | 26 |
| <b>Figura 9</b> - Combustão do Enxofre .....                                                   | 36 |
| <b>Figura 10</b> - Etapas primárias da conversão do $\text{SO}_2$ .....                        | 37 |
| <b>Figura 11</b> - Primeira etapa de absorção do $\text{SO}_3$ .....                           | 38 |
| <b>Figura 12</b> - Quarta etapa da conversão do $\text{SO}_2$ .....                            | 38 |
| <b>Figura 13</b> - Etapa final de produção do $\text{H}_2\text{SO}_4$ .....                    | 39 |
| <b>Figura B1</b> - Fluxograma completo do Processo de produção de Ácido Sulfúrico .....        | 50 |

## LISTA DE TABELAS

|                                                                                           |    |
|-------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| <b>Tabela 1</b> - Uso mundial de ácido sulfúrico em porcentagem, 2009 .....               | 17 |
| <b>Tabela 2</b> - Fator material .....                                                    | 29 |
| <b>Tabela 3</b> - Fator Tipo de Processo .....                                            | 30 |
| <b>Tabela 4</b> - Fator $F_1$ e $F_2$ .....                                               | 30 |
| <b>Tabela 5</b> - Lista de equipamentos utilizados no processo.....                       | 35 |
| <b>Tabela 6</b> - Temperaturas de operação para conversão de $SO_2$ a $SO_3$ .....        | 37 |
| <b>Tabela 7</b> - Cenários: Produção de ácido sulfúrico .....                             | 40 |
| <b>Tabela 8</b> - Estimativa de Custo de investimento - CAPEX.....                        | 40 |
| <b>Tabela 9</b> - Estimativa de Custos Operacionais - OPEX .....                          | 40 |
| <b>Tabela 10</b> - Fluxo de Caixa.....                                                    | 41 |
| <b>Tabela 11</b> - Rentabilidade dos projetos .....                                       | 41 |
| <b>Tabela 12</b> - Análise de investimento .....                                          | 42 |
| <b>Tabela A1</b> - Sumário das Correntes do Processo de Produção de Ácido Sulfúrico ..... | 48 |
| <b>Tabela C1</b> - Cálculo do CAPEX.....                                                  | 51 |
| <b>Tabela C2</b> - Cálculo do Total Base-module investment ( $C_{TBM}$ ) .....            | 51 |
| <b>Tabela C3</b> - Consumos Diretos de Manufatura – OPEX.....                             | 52 |
| <b>Tabela C4</b> - Consumos típicos de processo Dupla Absorção.....                       | 52 |

## RESUMO

O ácido sulfúrico é uma *commodity* global e sua produção é um bom indicador da força industrial de um determinado país. Ele possui várias aplicações industriais e é produzido em quantidade maior do que qualquer outra substância. O principal uso do ácido sulfúrico engloba a fabricação de fertilizantes, o processamento de minérios, a síntese química, o processamento de efluentes líquidos e o refino de petróleo. Essa substância pode ser obtida industrialmente por duas tecnologias distintas, conhecidas como processo de câmara de chumbo e processo de contato. Neste contexto, este estudo objetiva a realização de uma análise da viabilidade econômica da Produção do Ácido Sulfúrico via Processo de Contato, visando estabelecer condições operacionais adequadas para o processo, bem como realizar uma estimativa e análise do CAPEX e OPEX, ou seja, estimativa dos custos de investimento e custo operacional de uma planta de produção de ácido sulfúrico. O estudo baseou-se na simulação da planta de produção no *software Chemcad®*, o qual permite obter dados das correntes de processo, conversões, otimizar vazões e dimensionar equipamentos.

**Palavras-chave:** ÁCIDO SULFÚRICO, PROCESSO DE CONTATO, VIABILIDADE ECONÔMICA.

## ABSTRACT

The sulfuric acid is a global commodity and the quantity of its production can be used as countries industrial strength indicator. It has many industrial applications and its production quantity represents more than others chemical substances. The main usage of sulfuric acid is about the manufacture of fertilizers, minerals processing, chemical synthesis, liquid effluents processing and oil refining. This substance can be obtained by two different technologies, known by lead chamber and contact process. In this context, the objective of this study is realize the economic feasibility of Sulfur Acid by Contact Process, aiming to establish proper operating conditions for the process, realize an estimate and analyse the CAPEX and OPEX, in other words, estimated investment costs and operating cost of a Sulfuric Acid production plant. This study was based in a simulation of the production plant in the Chemcad® software, which allows to obtain flow rates datas, conversions, optimize the flow rates and equipment dimensioning.

**Keywords:** SULFURIC ACID, CONTACT PROCESS, ECONOMIC FEASIBILITY.

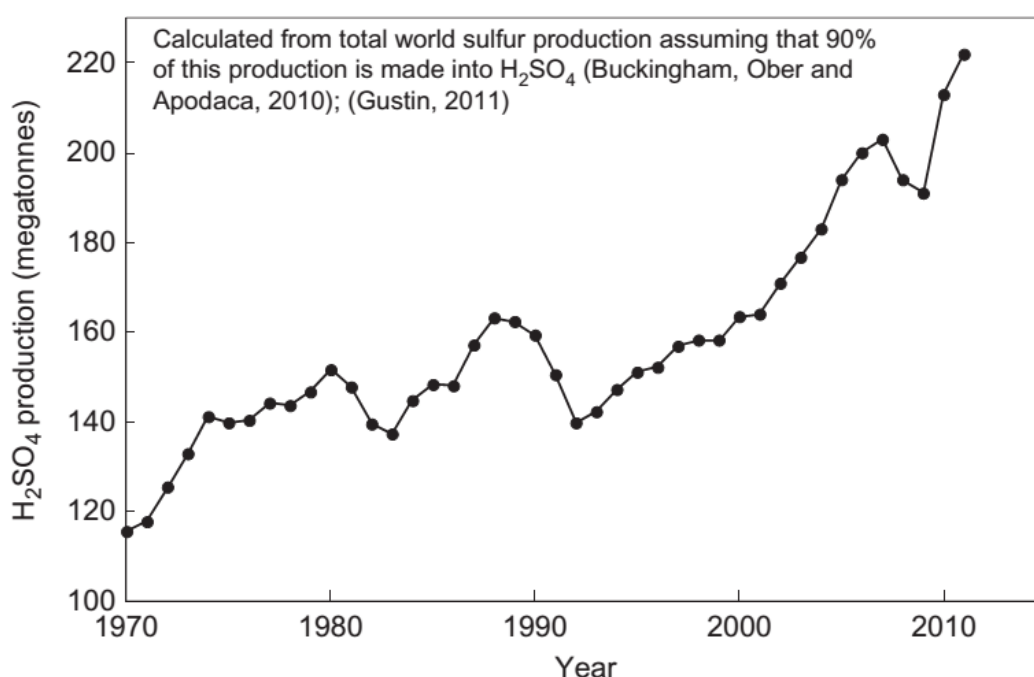
## 1. INTRODUÇÃO

O Ácido Sulfúrico é uma substância química inorgânica cuja fórmula é  $\text{H}_2\text{SO}_4$ . É um ácido forte e nas condições normais apresenta-se como um líquido incolor, oxidante e inodoro. Além disso, ao ser dissolvido em água sofre ionização, sendo este processo altamente exotérmico, no qual ocorre em duas etapas com a formação do íon hidrônio. Em relação as propriedades deste composto, elas variam de acordo com sua concentração, sendo que as formas mais concentradas de ácido sulfúrico têm fortes propriedades de desidratação e oxidação.

Por se tratar de um produto muito utilizado em diversos processos industriais, a produção de ácido sulfúrico é um indicador do desenvolvimento industrial de um país, e do crescimento econômico medido pela contribuição da produção mundial. Estima-se que sua produção nos últimos anos chegou a mais de 200 milhões de toneladas. (MARKETS AND MARKETS, 2018).

O aumento da produção de ácido sulfúrico ao longo dos anos é notável, como pode ser observado na Figura 1. Isso se deve principalmente ao aumento do uso de fertilizantes fosfatados e sulfatados, sendo praticamente todos produzidos com ácido sulfúrico como matéria prima. (KING et al, 2013).

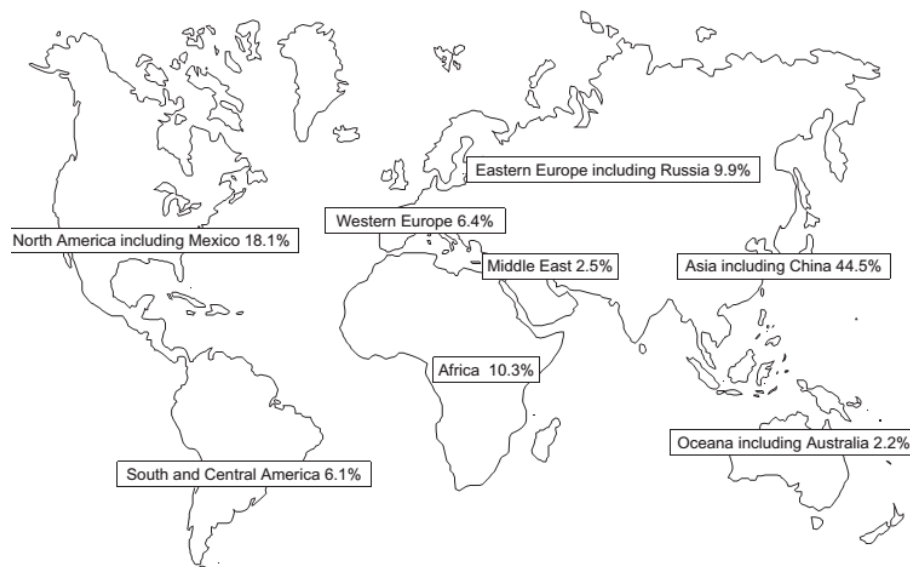
**Figura 1** - Produção mundial de ácido sulfúrico



Fonte: (KING et al, 2013)

As plantas de ácido sulfúrico estão localizadas em toda parte do mundo (Figura 2). A maioria está presente perto de indústrias que possuem o ácido sulfúrico como produto, ou seja, plantas fertilizantes, plantas de lixiviação de minério de cobre e refinarias de petróleo. Isso ocorre devido ao transporte de enxofre elementar, que é mais barato que o transporte de ácido sulfúrico. (KING et al, 2013).

**Figura 2** - Porcentagem por região da produção mundial de ácido sulfúrico



**Fonte:** (KING et al, 2013)

O ácido sulfúrico pode ser obtido via dois processos, o processo de câmara de chumbo e processo de contato. Este último, é mais utilizado atualmente devido a maior eficiência e por permitir a produção de ácido sulfúrico com concentração que pode chegar a cerca de 98% em peso. (CIEC, 2016).

O processo de contato é composto por basicamente quatro etapas, que serão detalhadas posteriormente, sendo elas:

1. Extração de enxofre;
2. Conversão de enxofre em dióxido de enxofre;
3. Conversão de dióxido de enxofre em trióxido de enxofre;
4. Conversão de trióxido de enxofre em Ácido Sulfúrico.

A maioria dos processos, antes de sua implementação, necessita de um estudo detalhado de todos os equipamentos, operações e condições do processo, desta forma, o trabalho tem como objetivo realizar um estudo do processo para posteriormente fazer uma análise econômica da produção do ácido sulfúrico visando estabelecer condições operacionais adequadas para o processo de produção, bem como realizar uma estimativa de custos de investimento e custo operacional do processo.

## 2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

O contexto histórico da produção de ácido sulfúrico é particularmente difícil de explorar, contudo, o provável descobridor do processo de produção do ácido sulfúrico foi o alquimista medieval islâmico Jabir ibn Hayyan, embora o médico e alquimista italiano do século IX ibn Zakariya al-Razi também seja às vezes mencionado. (KARPENKO; NORRIS, 2002; MORGADO et al., 2012).

O ácido sulfúrico já era conhecido em meados do século X, sendo que a produção envolvendo a destilação seca do sulfato de ferro II heptahidratado ( $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ ), também chamado de vitrola verde, ou do sulfato de cobre II pentahidratado ( $\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$ ), chamado de vitrola azul, foi uma das primeiras metodologias a serem relatadas na literatura. (CAMPOS, 2011; MORGADO et al., 2012).

No século XV, Basilius Valentinus usou a queima de nitrato de potássio, conhecido como salitre, com enxofre para a preparação de ácido sulfúrico. Porém a industrialização da produção de ácido sulfúrico, nas concentrações de 35 a 40%, só foi possível através do método de Ward em câmaras de chumbo, propostas por John Roebuck, em 1746, pois estas câmaras são resistentes ao ácido sulfúrico, possibilitando assim a produção em grande escala. (CAMPOS, 2011).

Os químicos Joseph-Louis Gay-Lussac e John Glover, otimizaram o processo de produção de ácido sulfúrico, aumentando a concentração da solução obtida para 78%. Contudo, pouco depois este processo de produção caiu em desuso devido a limitação de não permitir a obtenção de uma concentração de ácido sulfúrico com um grau de pureza maior que 78%. (CAMPOS, 2011).

Por fim, no século XIX, Peregrine Phillips patenteou um processo de produção de ácido sulfúrico mais econômico de produção de trióxido de enxofre e ácido sulfúrico concentrado, que envolvia a conversão catalítica do dióxido de enxofre a trióxido de enxofre por meio de um catalisador sólido, que inicialmente era platina, mas posteriormente foi substituído por  $\text{V}_2\text{O}_5$ , por ser mais barato. Este processo foi conhecido como Processo de Contato e desde então, praticamente toda a produção mundial atual de ácido sulfúrico utiliza esse método. (SANDER et al., 1984)

O uso de catalisadores sólidos na produção do ácido sulfúrico, permitiu simplificar o processo industrial, trazendo posteriormente uma melhoria no controle, segurança, e qualidade do produto. Contudo, para impedir a liberação do dióxido de enxofre para a

atmosfera, a legislação passou a exigir que a conversão enxofre à ácido sulfúrico fosse igual ou superior a 99,5%, o que obrigou ao uso de conversores de passagem dupla. (MACHADO, 2011).

## **2.1 Aplicações do Ácido Sulfúrico**

O ácido sulfúrico é requerido no processo de produção de quase todos os setores, por isso é um dos compostos mais importantes fabricados pela indústria química. A maior quantidade de ácido sulfúrico é usada para a produção de ácido fosfórico, que posteriormente é usado para a produção de fertilizantes fosfatados, di-hidrogenofosfato de cálcio, fosfatos de amônio e também sulfato de amônio, que é um fertilizante importante na deficiência de enxofre. (CIEC, 2016).

Esse composto é importante também em determinadas reações químicas, como a esterificação e sulfonação, pois atua como um agente desidratante e absorve a água formada nessas reações. Além disso, esse composto tem o poder de protonar o ácido nítrico para a formação de íon nitrônio. O íon nitrônio, por sua vez, é usado para a produção de corantes e explosivos nitrados, como por exemplo a nitrocelulose, TNT e nitroglicerina. (CAMPOS, 2011)

Por ser um ótimo agente de sulfonação, o ácido sulfúrico é bem vantajoso, pois as reações de sulfonação possuem inúmeras aplicações na indústria química, como por exemplo, na produção de detergentes sintéticos, bactericidas sulfonadas, pesticidas, adoçantes artificiais, corantes, pigmentos entre outros. Já na química orgânica o ácido sulfúrico é aplicado nas reações de sulfonação de álcoois, aminas, além da sulfonação e clorossulfonação de compostos aromáticos. (CAMPOS, 2011)

O ácido sulfúrico também é amplamente utilizado no processamento de metais, como na fabricação de cobre, zinco e também no processo de decapagem, que consiste na limpeza de superfícies de aço antes de ser coberta por uma camada de estanho, que posteriormente são utilizadas para a fabricação de latas para o ramo alimentício. (CIEC, 2016).

O ácido sulfúrico é utilizando ainda na produção de ácido clorídrico, refino de petróleo, tratamento de água na etapa de floculação em que ele age como um agente coagulante, síntese de sulfato de alumínio, que por sua vez é usado na fabricação de papel, fabricação de Nylon-

6, síntese do laurilsulfato de sódio, formulações de produtos de higiene e beleza entre outras aplicações (CAMPOS, 2011), conforme Tabela 1.

**Tabela 1-** Uso mundial de ácido sulfúrico em porcentagem, 2009

| Use                                          | % of total consumption |
|----------------------------------------------|------------------------|
| Phosphate fertilizers                        | 60                     |
| Chemicals                                    | 11                     |
| Other fertilizers and agricultural chemicals | 10                     |
| Ore leaching                                 | 7                      |
| Petroleum refining                           | 5                      |
| Rubber and plastics                          | 3                      |
| Pigments                                     | 2                      |
| Pulp and paper                               | 2                      |

Fonte: (KING et al, 2013)

## 2.2 Ácido Sulfúrico

O ácido sulfúrico é um componente essencial na formação de aerossóis atmosféricos. Devido a sua alta acidez, o ácido sulfúrico é também um bom catalizador em reações químicas. As partículas de aerossol presentes na atmosfera fornecem locais de reação de fase superficial e líquida para reações químicas heterogêneas. As reações heterogêneas são uma parte significativa da química atmosférica. (SALONEN, 2007)

Em solução aquosa o ácido sulfúrico tende a desprotonar. A dissociação de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  em pequenos aglomerados de água tem sido estudado por vários grupos. Os cálculos químicos quânticos mostram que as moléculas de ácido sulfúrico desprotonam facilmente em um pequeno aglomerado de água. No entanto, experimentalmente estudos mostraram que o ácido sulfúrico na superfície de líquidos tende a se comportar como uma molécula neutra. (SALONEN, 2007)

### 2.2.1 Propriedades físicas e químicas

- Estado físico: líquido;
- Cor: incolor;
- Odor: inodoro;

- pH: 1 em 20°C;
- Densidade relativa: 1,15 g/cm<sup>3</sup> em 20°C;
- Solubilidade em água: solúvel em 20 °C;
- Propriedades oxidantes: potencial oxidante;
- Corrosão: corrosivo a metais;
- Reatividade: com ação corrosiva e oxidante forte;
- Estabilidade química: produto quimicamente estável em condições ambientes padrão;
- Possibilidade de reações violentas com: água, metais alcalinos, compostos de metais alcalinos, amoníaco, aldeídos, acetonitrilo, metais alcalinos terrosos, resíduos alcalinos, ácidos, compostos de metais alcalino-terrosos, metais, ligas metálicas, óxidos de fósforo, fósforo, hidretos, compostos halogênio, halogenatos, permanganatos, nitratos, carbonetos, substâncias inflamáveis, solvente orgânico, acetiletoses, nitrilos, entre outros. (FISPQ Merck S/A, 2012)

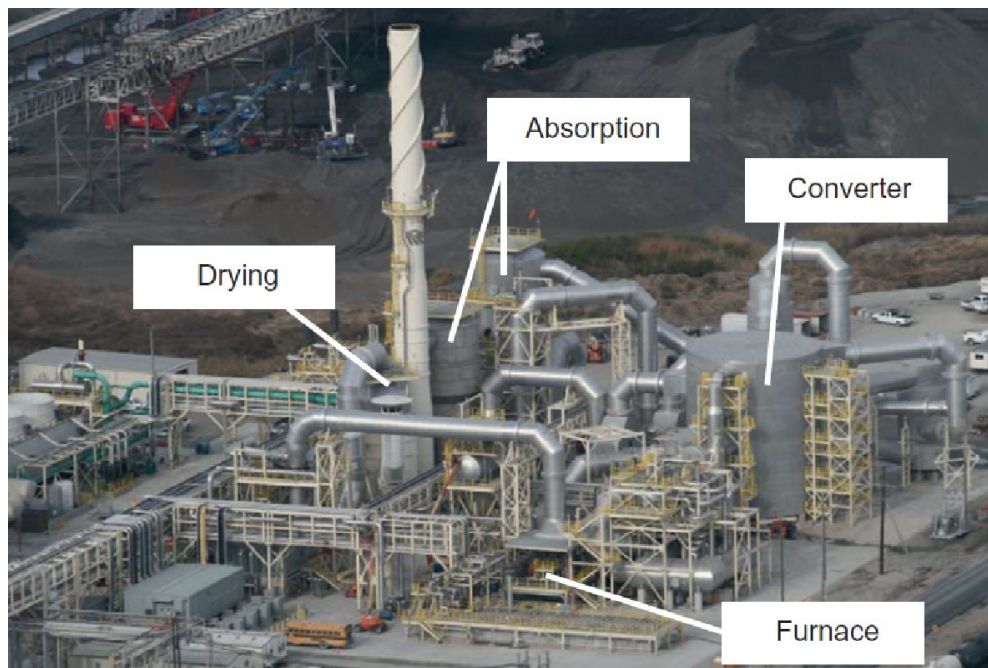
### 2.3 Processo de Contato

O processo de contato é um processo industrial químico para a produção de ácido sulfúrico, utilizando um catalisador fixo. Durante as últimas décadas o processo de contato tem sido muito estudado, para o aprimoramento do processo, por meio de melhorias na concepção, dimensionamento, condições de operação e disposição dos equipamentos. (MB, 1999).

Os objetivos principais da produção de ácido sulfúrico por meio do processo de contato são: obter o máximo de conversão de SO<sub>2</sub>, visando a melhoria do rendimento e diminuição do teor de gases sulfurosos lançados à atmosfera; absorver o SO<sub>3</sub> por meio de um processo eficiente, evitando o lançamento de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> na atmosfera, produzir máxima quantidade de vapor d'água, em condições apropriadas para consumo interno e externo à unidade; produção contínua ao nível da capacidade nominal da instalação; minimização dos custos de operação e de manutenção; operação segura e higiênica com o mínimo índice de poluição atmosférica. (MB, 1999)

O processo de contato se desenvolve basicamente em quatro etapas, sendo elas, extração de enxofre, obtenção do dióxido de enxofre (SO<sub>2</sub>) a partir do enxofre, conversão catalítica do dióxido de enxofre a trióxido de enxofre (SO<sub>3</sub>) e por fim, conversão de trióxido de enxofre em ácido sulfúrico (Figura 3). (NPTEL, 2018).

**Figura 3** - Fábrica moderna de 4100 ton/dia de ácido sulfúrico com queima de enxofre



Fonte: (KING et al, 2013)

### 2.3.1 Matéria Prima

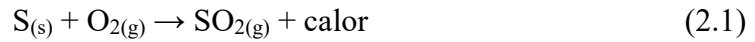
O enxofre elementar, insumo para a produção de ácido sulfúrico, pode ser extraído em áreas vulcânicas, regiões sedimentares ou ainda originado de metais que existem na forma de sulfetos, mas a principal fonte é o gás natural e petróleo. O enxofre recuperado do petróleo e do gás natural na indústria do petróleo corresponde atualmente a cerca de 70% de todo o enxofre utilizado industrialmente. (PERERA et al., 2013; CIEC, 2016).

O enxofre natural presente em depósitos subterrâneos é extraído pelo processo *Frash* e nele obtém-se uma pureza entre 99 e 99,9%, sem traços de arsênio, selênio ou telúrio. Em relação as impurezas, elas são normalmente formadas por pequenas quantidades de cinzas e ácido sulfúrico, bem como óleo ou material carbonoso. (MB, 1999).

Entretanto, esse elemento químico também pode ser obtido pela oxidação do gás sulfídrico ( $H_2S$ ), provenientes dos efluentes gasosos de várias instalações industriais, como refinaria de petróleo e gás natural ácido, como já mencionado. O processo utilizado se chama *Claus*, e nos últimos anos o enxofre produzido por meio deste processamento tem contribuído com uma parcela substancial da oferta mundial de enxofre. Além disso, o emprego do processo *Claus* permite produzir enxofre com grau de pureza superior ao material obtido pelo processo *Frash*. (MB, 1999).

### 2.3.2 Reações Químicas

Após a extração do enxofre tem-se a segunda etapa da produção, na qual queima-se o enxofre em uma explosão de ar seco a cerca de 1300 K, produzindo dióxido de enxofre (CIEC, 2016), conforme indicado esquematicamente pela seguinte reação 2.1



O excesso de calor de combustão do enxofre é utilizado para produzir o vapor necessário à fusão do enxofre e em outros usos de vapor na fábrica. Os gases produzidos são resfriados a cerca de 700 K e a água nos tubos da caldeira é convertida em vapor. Na fabricação de uma tonelada de ácido sulfúrico, uma tonelada de vapor de alta pressão também é produzida. (CIEC, 2016)

Posteriormente, a mistura gasosa efluente da câmara ou forno de combustão, contendo  $N_2$ ,  $O_2$ ,  $SO_2$  e pequenas quantidades de  $SO_3$  é resfriada e alimentada ao reator, onde em meio catalítico ocorre a reação de oxidação, na qual o dióxido de enxofre produzido é oxidado a trióxido de enxofre na presença de pentóxido de vanádio como catalisador (Reação 2.2). (MB, 1999).



Esta reação é reversível, sendo que o equilíbrio e velocidade de reação são funções da temperatura, pressão, relação de  $O_2/SO_2$  e concentração de  $SO_3$ , sendo que a temperatura influencia diretamente na constante de equilíbrio e na velocidade da reação. (MB, 1999).

Para o catalisador pentóxido de vanádio ( $V_2O_5$ ) suportado em sílica gel, os dados cinéticos da reação de oxidação do dióxido de enxofre, são representados pela seguinte expressão da taxa (Equação 2.3), que pode ser considerado como uma forma degenerada da cinética típica de Hougen-Watson. (CALDERBANK, 1953 apud HILL, 1977):

$$r_m = \frac{k_1 P_{SO_2} P_{O_2} - k_2 P_{SO_3} P_{O_2}^{\frac{1}{2}}}{P_{SO_2}^2} \quad (2.3)$$

As constantes de velocidade são dadas por:

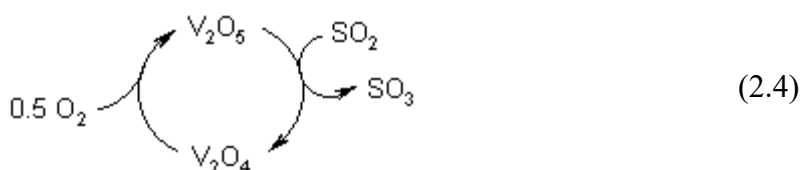
$$\ln k_1 = 12,07 - \frac{31.000}{RT} \quad (2.3 A)$$

$$\ln k_2 = 22,75 - \frac{53.600}{RT} \quad (2.3 B)$$

Em que  $T$  é expresso em Kelvin;  $R$  é expresso em calorías por mol-Kelvin;  $k_1$  é expresso em moles por segundo-grama de catalizador-atm<sup>3/2</sup>;  $k_2$  é expresso em moles por segundo-grama de catalizador-atm.

O catalisador, pentóxido de vanádio ( $V_2O_5$ ), geralmente está na forma de pequenos pellets, aos quais foi adicionado sulfato de cézio agente promotor, para baixar o ponto de fusão do pentóxido de vanádio, para que o mesmo funda a 700 K. (CIEC, 2016)

A atuação do catalizador pentóxido de vanádio pode ser vista na reação 2.4 abaixo.



A última reação do processo envolve a absorção do trióxido de enxofre formado a partir do leito catalítico. Para absorver o  $SO_3$ , a massa gasosa de efluente do conversor é borbulhada em uma ou mais torres recheadas, em contracorrente com ácido sulfúrico. Por fim, a água de diluição presente no agente absorvente reage com  $SO_3$ , conforme a reação 2.5 (MB, 1999):



Contudo, a água pura não pode ser usada para absorção, pois há um grande aumento de temperatura e uma névoa de ácido sulfúrico pode ser formada, dificultando o processo. Sendo assim, utiliza-se água com uma grande quantidade de ácido sulfúrico, possuindo uma concentração de cerca de 98% em solução. (CIEC, 2016).

### 2.3.3 Estágios do Processo de Produção

A produção de ácido sulfúrico via processo de contato utilizando o enxofre elementar envolve basicamente os estágios de purificação e combustão de enxofre, conversão de  $SO_2$  e absorção de  $SO_3$ .

#### 2.3.3.1 Combustão do Enxofre

Sessenta por cento do ácido sulfúrico do mundo é feito com enxofre elementar como matéria prima. Praticamente todo o enxofre elementar usado para produzir ácido sulfúrico é um subproduto do gás natural e refino do petróleo. Contém geralmente 99,9% de enxofre, na qual sua principal impureza é o carbono proveniente do gás natural e petróleo. Como seu

ponto de fusão está geralmente entre 115 °C e 120 °C, ele é facilmente fundido com os tubos de vapor pressurizados. (KING et al, 2013).

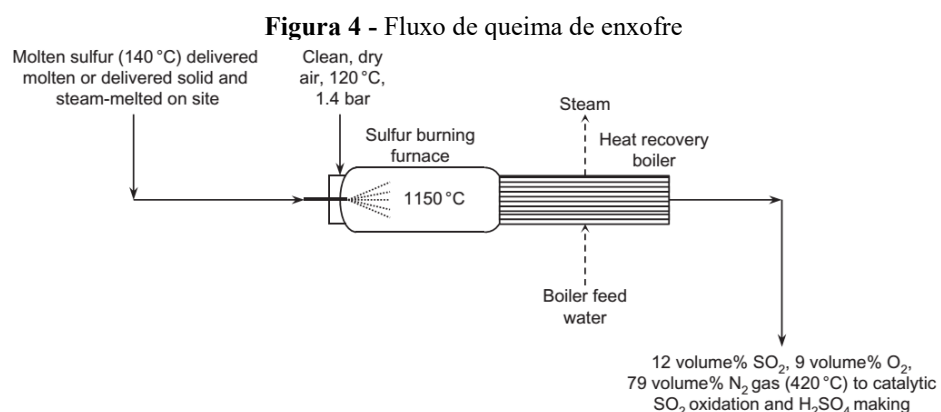
O processo de combustão do enxofre é iniciado removendo-se as impurezas presentes no material, pois elas afetam sensivelmente o rendimento do processo. Sendo assim, operações como fusão, sedimentação e filtração são utilizadas posteriormente ao processo produtivo com o intuito de removê-las do sistema. (MORGATO *et. al*, 2012)

A combustão de enxofre é realizada em unidades com temperaturas entre 900 e 1800°C. A unidade consiste em uma câmara de combustão seguida por um resfriador de gás. O teor de SO<sub>2</sub> dos gases de combustão geralmente é de até 18% em volume e o teor de O<sub>2</sub> é baixo, mas superior a 3%. Esses gases são geralmente diluídos para aproximadamente 11% antes de entrar no processo de conversão para obter uma alta eficiência de conversão. (EFMA, 2000)

A queima de enxofre consiste em fragmentar o enxofre fundido e pulverizar as minúsculas gotas em um forno quente, soprando ar limpo e seco à 120 °C no forno. As gotículas e o ar quente favorecem a vaporização rápida de enxofre e oxidação completa do vapor de enxofre por O<sub>2</sub> presente no ar. (KING et al, 2013)

A queima de enxofre operada para produzir gás à 1150°C contendo 12% de SO<sub>2</sub>, 9% de O<sub>2</sub> e 79% de N<sub>2</sub>, em volume, é suficiente para a etapa seguinte de oxidação catalítica de SO<sub>2</sub> a SO<sub>3</sub>. Além disso, a composição do gás de produto de queima de enxofre e a temperatura podem ser controladas ajustando-se a relação entrada de ar/entrada de enxofre do forno afim de reduzir custos com energia e custo de capital. (KING et al, 2013).

A figura 4 abaixo é uma representação do processo industrial de queima de enxofre.



Fonte: (KING et al, 2013)

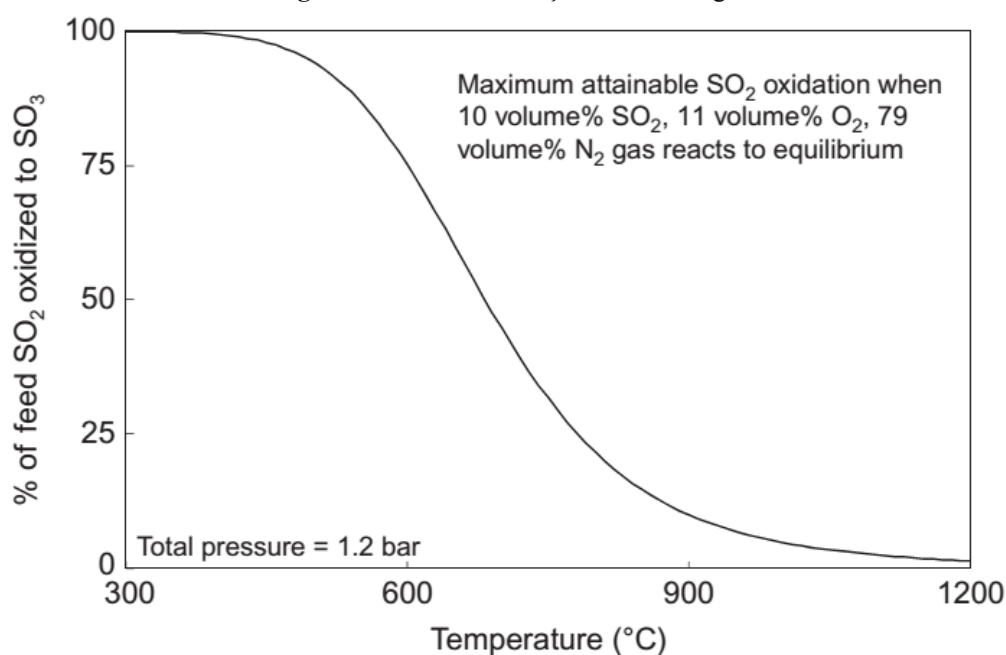
### 2.3.3.2 Conversão do SO<sub>2</sub>

A oxidação do dióxido de enxofre industrialmente consiste em injetar gás contendo SO<sub>2</sub> e O<sub>2</sub>, quente (aproximadamente 400°C), limpo e seco através de um leito de catalizador contendo vanádio, potássio, sódio, cério, enxofre e sílica. A oxidação ocorre quando o gás de alimentação passa por meio do leito e isso gera SO<sub>3</sub>, há um consumo de SO<sub>2</sub> e O<sub>2</sub> e um aquecimento do gás descendente. (KING et al, 2013).

A oxidação em fase gasosa do dióxido de enxofre é cineticamente inibida e praticamente impossível sem um catalisador, em qualquer temperatura. Em temperatura ambiente, a reação é tão lenta, que em termos práticos isso não ocorre. Aumentando a temperatura, a taxa de reação também aumenta, porém a reação de equilíbrio muda para o sentido contrário a formação de SO<sub>3</sub>, ou seja, a reação desloca o equilíbrio para os reagentes dióxido de enxofre e oxigênio. Por fim, sem o catalizador, a temperatura necessária para fazer o sistema reagir seria tão alta que a conversão obtida seria muito baixa. (SANDER *et al.*, 1984).

A taxa de reação da oxidação do dióxido de enxofre diminui o máximo possível ao aumentar a temperatura (Figura 5). A porcentagem de SO<sub>2</sub> oxidado a SO<sub>3</sub>, a 300°C, é de quase 100% e a 1200°C, essa porcentagem é de apenas 2%, ou seja, essa reação é exotérmica, pois essa tendência é esperada para esse tipo de reação. (KING et al, 2013)

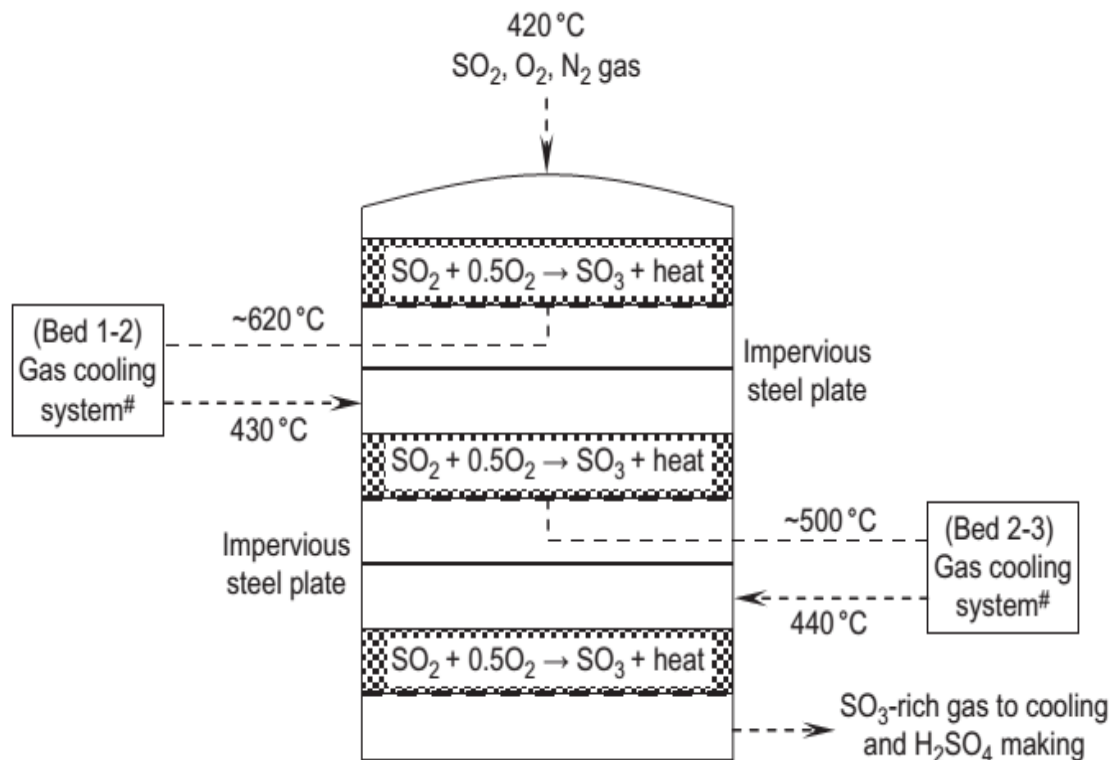
**Figura 5** - Máxima oxidação de SO<sub>2</sub> atingível



Fonte: (KING et al, 2013)

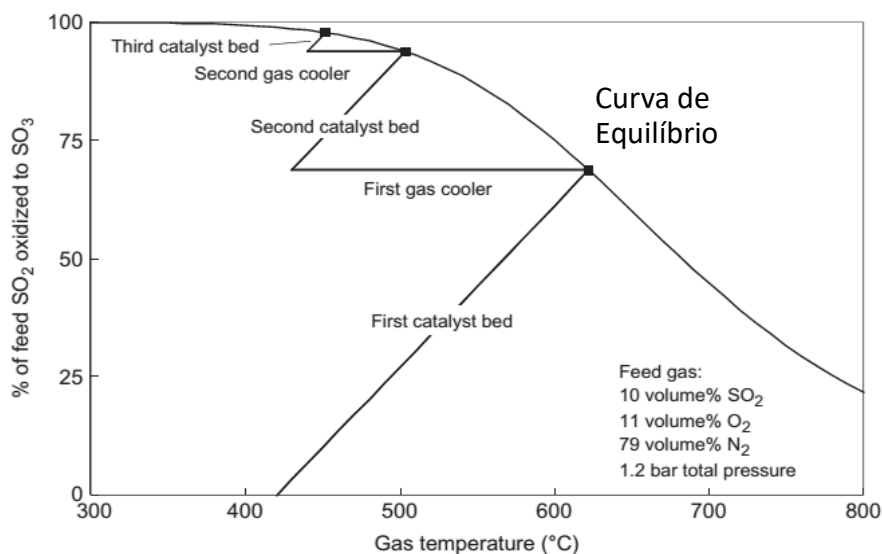
Industrialmente, a oxidação de  $\text{SO}_2$  é feita em sequência de três a cinco leitos de catalizadores. A alimentação de gás é feita no primeiro leito catalítico (Figura 6) no qual  $\text{SO}_2$  e  $\text{O}_2$  reagem para formar  $\text{SO}_3$ , como a reação é exotérmica o gás é aquecido e por isso, antes de ir para o próximo leito, ele é resfriado para que entre no próximo leito catalítico com as condições mais próximas da ideal. Essa operação é repetida de três a cinco vezes, para se atingir o máximo de conversão da reação. (KING et al, 2013)

**Figura 6** - Oxidação de  $\text{SO}_2$  em três leitos catalíticos



Fonte: (KING et al, 2013)

Esta etapa se inicia com uma alimentação contendo 0% de  $\text{SO}_2$  oxidado e uma temperatura de aproximadamente  $400^\circ\text{C}$ . Sua temperatura aumenta à medida que o  $\text{SO}_2$  é convertido em  $\text{SO}_3$ . A máxima oxidação atingível de  $\text{SO}_2$  é prevista pela interceptação da curva de equilíbrio de caminho de aquecimento (Figura 7), 69% oxidado a  $622^\circ\text{C}$  neste caso. Essa conversão baixa de  $\text{SO}_2$  confirma que a oxidação eficiente de  $\text{SO}_2$  não pode ser obtido em um único leito catalisador, por isso vários leitos de catalisador com resfriamento a gás devem ser usados. (KING et al, 2013)

**Figura 7 - Caminhos de aquecimento**

Fonte: (Adaptado de KING et al, 2013)

### 2.3.3.3 Produção de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> a partir de SO<sub>3</sub>

A última etapa da produção de ácido sulfúrico consiste na produção de ácido sulfúrico líquido a partir de SO<sub>3</sub>. O H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> é produzido pela reação contendo SO<sub>3</sub> da oxidação catalítica de SO<sub>2</sub>, com água em ácido sulfúrico forte. (KING et al, 2013)

O gás proveniente do reator onde o SO<sub>2</sub> foi oxidado a SO<sub>3</sub> é borbulhado em contracorrente com ácido sulfúrico concentrado, através de uma torre recheada. Nesta etapa o gás reage com água de diluição do ácido, formando novas moléculas de ácido. Esta operação de absorção pode ocorrer uma ou duas vezes, conforme o processo usado seja simples ou duplo contato. (MORGATO *et. al*, 2012)

As baixas temperaturas favorecem a absorção e como a pressão de vapor do ácido sulfúrico é função da temperatura, a quantidade de ácido vaporizada no gás diminui, com consequente aumento da eficiência da operação e a medida que a absorção do SO<sub>3</sub> acontece, a temperatura é reduzida. Além disso, a absorção é favorecida também quando se utiliza ácido sulfúrico como agente absorvente do SO<sub>3</sub> entre 98 e 99% de concentração. (MORGATO *et. al*, 2012)

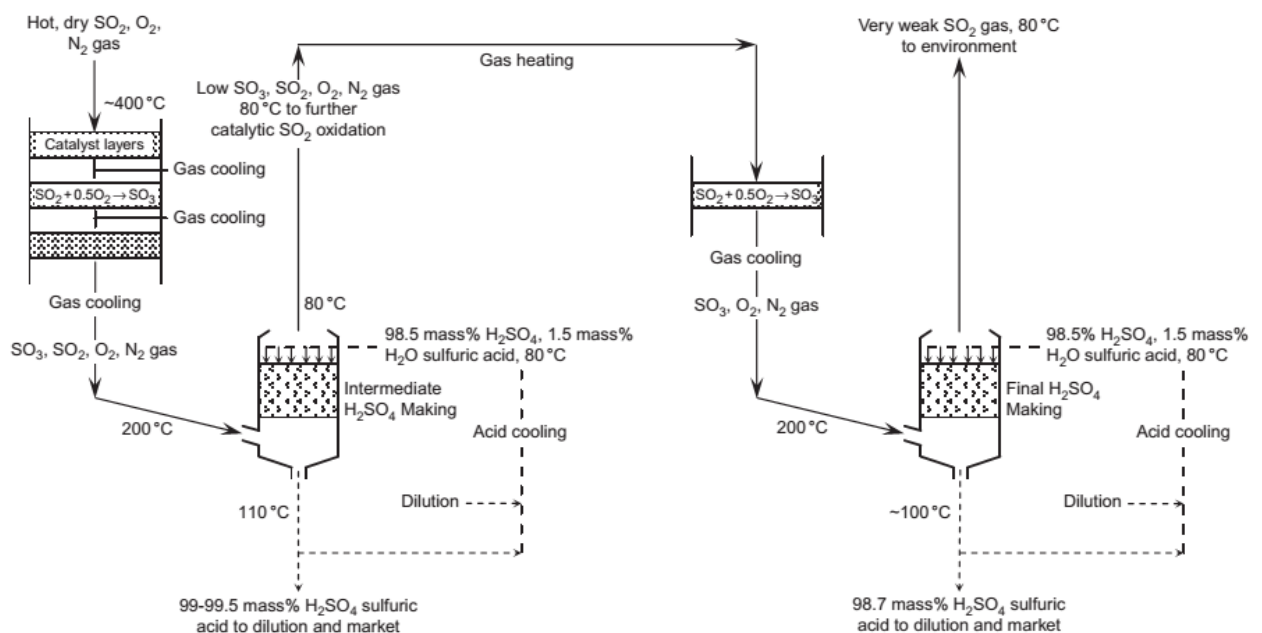
A reação de água pura com trióxido de enxofre produz um vapor quente de ácido sulfúrico e a condensação desse vapor de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> é lenta e cara, portanto, o processo utilizando água pura nunca é usado. Em vez disso, o SO<sub>3</sub> é reagido com água na presença de ácido sulfúrico forte. A grande quantidade de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> no reagente absorve o calor da reação entre o

$\text{SO}_3$  e a água e, isso garante que o produto ácido seja líquido e relativamente frio. O bombeamento de ácido sulfúrico neste processo de produção de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  requer energia considerável, porém reagir  $\text{SO}_3$  na presença de ácido sulfúrico forte é quase sempre a maneira mais econômica de produzir ácido sulfúrico. (KING *et al*, 2013)

Industrialmente, o processo é realizado em uma torre de absorção recheado (Figura 8), por exemplo, com um leito de selas cerâmicas, na qual água e ácido sulfúrico com 98,5% em massa é conduzido em contra fluxo com gás ascendente contendo  $\text{SO}_3$ . (KING *et al*, 2013)

A água que entra no processo é ajustada para fornecer valores específicos da produção, neste caso, 98% em massa de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  e 2% em massa de  $\text{H}_2\text{O}$ . A água juntamente com o gás de entrada úmido fornece todo o  $\text{H}_2\text{O}$  usado na reação 2.4 e no produto com 2% em massa. A necessidade de água aumenta com a diminuição da concentração de  $\text{H}_2\text{O}(\text{g})$  no gás úmido de alimentação e com o aumento da porcentagem mássica de  $\text{H}_2\text{O}$  especificada no produto. (KING *et al*, 2013)

**Figura 8** - Produção de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  por duplo contato



Fonte: (KING *et al*, 2013)

## 2.4 Viabilidade Econômica de projetos: Estimativa de custos

A análise de viabilidade econômica de um determinado projeto busca identificar quais são os benefícios esperados de dado investimento para colocá-los em comparação com

investimentos e custos associados ao mesmo, a fim de verificar a sua viabilidade de implementação. A análise de investimentos, portanto, pode ser considerada como o conjunto de técnicas que permitem a comparação entre os resultados de tomada de decisões referentes a alternativas diferentes de forma científica. (ZAGO *et al.*, 2015)

O propósito de qualquer empresa de manufatura é ganhar dinheiro através dos produtos. Isso é realizado através da produção de produtos com alto valor de mercado a partir de matérias primas com baixo valor de mercado. Como exemplo temos as indústrias químicas que produzem produtos químicos de alto valor agregado a partir de matéria prima de baixo valor. (TURTON, 2009)

Antes de uma planta industrial ser colocada em operação é necessário que um capital seja fornecido para a compra e instalação de máquinas e equipamentos, além de todas as tubulações, controles e serviços. É necessário ainda ter um capital para as despesas envolvidas com a operação da planta. Sendo assim, o capital necessário para suprir as instalações de manufatura e instalações é chamado de CAPEX, ou seja, capital fixo, enquanto o capital necessário para a operação da planta é denominado OPEX ou ainda capital de giro. (PETER, 1991)

Segundo Turton et al. (2009), existem cinco classificações de estimativa de custo de capital que geralmente são aceitas:

- Classe 1: Estimativa Detalhada
- Classe 2: Estimativa Definitiva
- Classe 3: Estimativa Preliminar
- Classe 4: Estudo de Estimativa
- Classe 5: Estimativa de Ordem de Grandeza

Estimativas de Classe 1 requer um estudo mais detalhado do processo e utilidades, bem como nessa classificação o orçamento dos equipamentos é obtido diretamente com os fornecedores. A segunda classificação requer especificação de todos os equipamentos, utilidades, instrumentação, parte elétrica entre outros. A Classe 3 requer dimensionamento um pouco preciso dos equipamentos, bem como é necessário fazer um estudo do layout da planta. Já a Classe 4 utiliza uma lista com os principais equipamentos do processo e os custos são aproximados, sendo obtidos de gráficos generalizados. Por fim, baseando na Classe 5, as informações de custo do processo são obtidas de plantas já construídas no passado, sendo o

custo ajustado de acordo com um fator de escala adequado da capacidade e corrigido com a inflação. (TURTON, 2009)

### 3 METODOLOGIA

O presente trabalho tem como objetivo realizar um estudo detalhado do processo de produção de ácido sulfúrico, analisando a possibilidade de simular este processo no *software Chemcad®*, sendo este um simulador de engenharia de processos químicos, verificando se no mesmo é possível obter resultados confiáveis sobre este processo em específico. Este software possui um banco de dados de componentes químicos, uma biblioteca de dados termodinâmicos e uma biblioteca de operações unitárias. Além disso permite dimensionar equipamentos, otimizar e calcular vazões de correntes, bem como calcular as utilidades necessárias ao processo.

Além disso, será feito uma análise de viabilidade econômica da instalação de uma indústria de ácido sulfúrico, no qual será avaliado os custos de investimento inicial (CAPEX) e os custos operacionais (OPEX). A estimativa de custos será feita por meio de informações dos principais equipamentos do projeto e os custos serão obtidos por meio de correlações.

A metodologia utilizada nos cálculos dos custos de investimento e operacional se encontra no livro *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes*, proposta pelo autor Richard Turton e também no livro *Product and Process design Principles*, proposta pelo autor Seider et al.

#### 3.1 CAPEX – Custo de Capital de Investimento

Uma das metodologias proposta por Seider et al. (2017), é denominado estimativa da ordem de grandeza de um projeto. Este método pode ser aplicado rapidamente e é útil para se determinar se vale a pena prosseguir em um processo, especialmente quando há rotas concorrentes. Aqui em especial será analisado dois diferentes cenários e seus custos de produção.

Este método é particularmente útil para plantas petroquímicas de baixa pressão, onde tem uma precisão de aproximadamente  $\pm 50\%$ . Para processos de pressão moderada alta, o custo real pode ser o dobro da estimativa.

O método usa como base o índice de inflação de Marshall e Swift de 2006, de 1.365, uma taxa de produção base de 10.000.000 lb/ano para o produto principal, construção em aço carbono e pressão de projeto inferior a 100 psi. As etapas necessárias para o cálculo são:

**Etapa 1:** Estabelecer a taxa de produção do produto principal em libras por ano e calcular um fator de taxa de produção,  $F_{PR}$ , usando a regra dos seis décimos, conforme a equação 3.1.

$$F_{PR} = \left( \frac{\text{Taxa de vazão do produto principal } [\frac{\text{lb}}{\text{ano}}]}{10.000.000} \right)^{0,6} \quad (3.1)$$

**Etapa 2:** Usando um fluxograma do processo, calcular a partir da Equação 3.2 o custo do módulo,  $C_M$ , para a compra, entrega e instalação de cada peça principal de equipamento, incluindo compressores e sopradores de gás, reatores, separadores, colunas de destilação, absorvedores, unidades com membranas, extratores, precipitadores eletrostáticos, cristalizadores e evaporadores. Neste caso não são contabilizados os trocadores de calor, tambores de flash e refluxo ou bombas líquidas.

$$C_M = F_{PR} F_M \left( \frac{\text{pressão de projeto [psia], se for maior que 100 psi}}{100} \right)^{0,25} \quad (3.2)$$

Onde  $F_M$  é o fator material e segue a Tabela 2 abaixo.

**Tabela 2 - Fator material**

| <b>Material</b> | <b>F<sub>M</sub></b> |
|-----------------|----------------------|
| Aço carbono     | 1.0                  |
| Cobre           | 1.2                  |
| Aço inoxidável  | 2.0                  |
| Liga de níquel  | 2.5                  |
| Titanium clad   | 3.0                  |

**Fonte:** (Seider et al., 2017)

**Etapa 3:** Somar os valores de  $C_M$  e multiplicar a soma pelo fator  $F_{PI}$  para contabilizar a tubulação, a instrumentação e os controles automáticos e os custos indiretos. Usa-se ainda o atual índice de custos da MS – *Marshall and Swift Equipment Cost Index*, para atualizar o valor, fornecendo assim o investimento *Total Bare Module*,  $C_{TBM}$ , conforme Equação 3.3.

$$C_{TBM} = F_{PI} \left( \frac{MS \text{ index}}{1,365} \right) \sum C_M \quad (3.3)$$

No qual o fator  $F_{PI}$  depende se a planta processa sólidos, fluidos ou uma mistura dos dois, como segue na Tabela 3.

**Tabela 3 - Fator Tipo de Processo**

| <b>Tipo de Processo</b>     | <b>F<sub>PI</sub></b> |
|-----------------------------|-----------------------|
| Manuseio de sólidos         | 1.85                  |
| Manuseio de fluidos-sólidos | 2.0                   |
| Manuseio de fluidos         | 2.15                  |

**Fonte:** (Seider et al., 2017)

**Etapa 4:** Para obter o investimento permanente direto,  $C_{DPI}$ , é necessário multiplicar o  $C_{TBM}$  pelos fatores presente na Tabela 4 para levar em consideração a preparação do local, instalações de serviço, instalações de serviços públicos e instalações relacionadas, conforme Equação 3.4.

$$C_{DPI} = (1 + F_1 + F_2)C_{TBM} \quad (3.4)$$

**Tabela 4 - Fator  $F_1$  e  $F_2$** 

| <b>Fator</b>                       | <b>F<sub>1</sub></b> |
|------------------------------------|----------------------|
| Construção ao ar livre             | 0.15                 |
| Construção interna e externa mista | 0.40                 |
| Construção interna                 | 0.8                  |

| <b>Fator</b>                                 | <b>F<sub>2</sub></b> |
|----------------------------------------------|----------------------|
| Pequenas inclusões na facilidade existente   | 0.10                 |
| Principais adições às instalações existentes | 0.30                 |
| Planta de base                               | 0.80                 |

**Fonte:** (Seider et al., 2017)

**Etapa 4:** Na última etapa se obtém o Investimento Permanente Total ( $C_{TPI}$ ) e o Investimento Total de Capital ( $C_{TCI}$ ) ou CAPEX, pelas seguintes Equações 3.5 e 3.6, nas quais uma contingência de 40% é usada devido à natureza aproximada da estimativa de custo de capital, e supõe-se ainda que os custos de terra, royalties e partida da planta adicionam um valor 10%. Já o capital de giro é considerado 15% do  $C_{TPI}$ .

$$C_{TPI} = 1.50C_{DPI} \quad (3.5)$$

$$C_{TCI} = 1.15C_{TPI} \quad (3.6)$$

### 3.2 OPEX – Custo Operacional

O capital despendido para contínua operação da fábrica, ou seja, o custo operacional, é denominado OPEX. De modo geral, ele está relacionado com os custos designados à manufatura e despesas gerais do dia a dia da operação. (TURTON, 2009).

Existem três elementos que influenciam diretamente nos custos de operação de uma planta química, sendo eles custo diretos de manufatura, custos fixos de manufatura e despesas gerais.

Os Custos Diretos de Manufatura são custos que dependem do volume de produção, ou seja, quando a demanda por produtos cai a produção é reduzida e a quantidade produzida é menor que a capacidade da planta, sendo assim os custos diretos são igualmente afetados. Estas reduções podem ser diretamente proporcionais ao volume de produção, como para as matérias-primas ou ser reduzidas ligeiramente, como custos de manutenção ou mão-de-obra. (TURTON, 2009)

Os Custos Fixos de Manufatura são custos independentes do volume de produção da planta. Como os impostos de propriedades, seguros, depreciação de equipamentos, entre outros custos que são cobrados mesmo quando a planta não está em operação. (TURTON, 2009)

As Despesas Gerais são necessárias para conduzir as funções de negócio da empresa, são custos que raramente variam com o volume de produção, como por exemplo custos administrativos, custos de venda e distribuição e custos com pesquisa e desenvolvimento. (TURTON, 2009)

O cálculo do custo operacional de uma planta, utilizando a metodologia proposta por Turton (2009), é feita a partir dos custos apresentados anteriormente, como descrito na Expressão 3.7. Este cálculo contabiliza uma depreciação definida em 0.10 do custo fixo de capital.

$$COM = 1,23(C_{RM} + C_{WT} + C_{UT}) + 2,73C_{OL} + 0,280FCI \quad (3.7)$$

Em que, COM é o custo de operação,  $C_{RM}$  é o custo com matéria-prima,  $C_{WT}$  é o custo de tratamento de resíduo,  $C_{UT}$  é o custo de utilidades,  $C_{OL}$  é o custo com os operadores e por fim, FCI é o custo fixo de capital, ou seja, o CAPEX.

Os custos com matéria prima ( $C_{RM}$ ), tratamento de resíduos ( $C_{WT}$ ) e custos de utilidades ( $C_{UT}$ ) são estimados a partir das informações do PFD – *Process Flow Diagram* ou dados baseados em plantas reais, dependendo do nível de acurácia do projeto.

O custo com operadores ( $C_{OL}$ ) baseia-se na determinação do número de operadores necessários por turno para as tarefas. Alkayat e Gerrard (1984) propuseram um método para

estimar a quantidade de mão-de-obra necessária por turno para todas as tarefas, como ilustrado na equação 3.8.

$$N_{OL} = (6,29 + 31,7P^2 + 0,23N_{np})^{0,5} \quad (3.8)$$

Em que  $N_{OL}$  é o número de operadores por turno para todas as tarefas,  $P$  é o número de passos envolvidos no manuseio de particulados sólidos, ou seja, transporte e distribuição, controle de tamanho de partícula, entre outros.  $N_{np}$  é o número de passos de processamento de sistemas não particulados, como compressão, aquecimento, resfriamento, mistura e reação.

Contudo, considerando que a planta opere 3 turnos por dia, 365 dias por ano e que são trabalhadas 48 semanas por ano, visto que 4 semanas equivalem ao período de férias, são necessários 4,6 operadores por ano para cada operador estimado por meio da Equação 3.8.

### 3.3 Métodos de avaliação de investimentos

#### 3.3.1 VPL – Valor Presente Líquido

O Valor Presente Líquido (VPL) pode ser definido como sendo a soma algébrica de todos os fluxos de caixa descontados para o instante presente ( $t=0$ ), em uma determinada taxa de juros (MOTTA e CALÔBA, 2002). Em outras palavras, representa a transferência de todas as variações de caixa esperadas, para a data zero, descontadas à taxa de juros considerada.

O VPL pode ser obtido de acordo com a seguinte relação matemática mostrada pela Equação 3.9.

$$VPL = \sum_{j=1}^n \frac{FC_j}{(1+i)^j} - FC_0 \quad (3.9)$$

No qual:

- $i$  é a taxa mínima de atratividade;
- $j$  é o período genérico de duração do projeto;
- $FC_j$  é o fluxo de caixa genérico por um período  $j$ ;
- $FC_0$  é o fluxo de caixa inicial.

A avaliação do Valor Presente Líquido se dá de acordo com as seguintes considerações:

- $VPL > 0$ , a proposta de investimento é atrativa. Um VPL positivo implica em uma aplicação que oferece um retorno superior ao exigido pela Taxa Mínima de Atratividade (TMA). Portanto deve-se aceitar o projeto de investimento;
- $VPL = 0$ , o projeto é indiferente. Um VPL igual a zero implica em uma aplicação que oferece somente o retorno do custo de capital empregado;
- $VPL < 0$ , o projeto deve ser rejeitado. Um VPL negativo implica em um projeto que não oferece retornos com a devida atratividade definida pela TMA.

### 3.3.2 TIR – Taxa Interna de Retorno

A Taxa Interna de Retorno (TIR) é um índice relativo que mede a rentabilidade do investimento por unidade de tempo, em que representa a taxa de desconto que iguala os fluxos de entrada com os de saída de caixa (MOTTA e CALÔBA, 2002). Isto significa dizer que a TIR é aquela taxa de juros que torna nulo o valor presente líquido do projeto.

A TIR pode ser obtida de acordo com a seguinte relação matemática mostrada pela Equação 3.10.

$$FC_0 = \sum_{j=0}^n \frac{FC_j}{(1+i)^j} \quad (3.10)$$

No qual:

- $i$  é a taxa mínima de atratividade;
- $j$  é o período genérico de duração do projeto;
- $FC_j$  é o fluxo de caixa genérico por um período  $j$ ;
- $FC_0$  é o fluxo de caixa inicial.

Para a avaliação da TIR é necessária a comparação com a TMA, para a conclusão a respeito da aceitação ou não do projeto:

- $TIR > TMA$ , o projeto é atrativo. Como uma TIR maior que a TMA implica em um Valor Presente Líquido positivo, deve-se aceitar este projeto de investimento;
- $TIR = TMA$ , o projeto é indiferente;
- $TIR < TMA$ , o projeto é inviável. A aplicação analisada possui uma taxa de juros inferior à Taxa Mínima de Atratividade, portanto não oferece os proventos necessários para a implementação do projeto.

### 3.3.3 Payback

O período de payback é definido como o tempo necessário para recuperar o investimento inicial de um projeto. O método de avaliação financeira do período de retorno é usado para avaliar projetos de capital e calcular o retorno por ano desde o início do projeto, até que os retornos acumulados sejam iguais ao custo do investimento no momento em que se diz que o investimento foi pago de volta e, o tempo necessário para obter esse retorno é chamado de período de retorno. (COOPER et al., 2019).

O método de payback, por definição, leva em consideração apenas os retornos do projeto até o período de payback. No entanto, para certos projetos de longo prazo, podem não ser aceitos com base no cálculo usando essa metodologia, embora esses projetos possam realmente ser vitais para o negócio. Portanto, é importante usar o método de payback mais como uma medida da liquidez do projeto, em vez da lucratividade do projeto. (AWOMEWE; OGUNDELE, 2008)

O Payback é um indicador adicional aos métodos do VPL e TIR, que informa o tempo em que o investimento inicial é recuperado. Sendo assim ele deve ser utilizado apenas como um método auxiliar para informar a liquidez e não como um método para tomada de decisão.

O cálculo do Payback é representado pela Equação 3.11.

$$PB = \frac{FC_0}{FC_j} \quad (3.11)$$

Em que  $FC_0$  equivale ao Fluxo de Caixa Inicial e  $FC_j$  é o Fluxo de Caixa Futuro por Período de Tempo.

## 4 DESENVOLVIMENTO

### 4.1 PFD – Process Flow Diagram

Para a simulação do processo de produção, este trabalho foi baseado no estudo realizado por King *et. al* (2013) que trata sobre a análise, controle e otimização da produção de Ácido Sulfúrico. Os dados utilizados para o desenvolvimento do *Process Flow Diagram* e simulação são do estudo da planta S1, ou seja, dados de temperatura, pressão, composição das correntes de entrada. O volume de produção diária utilizado na simulação equivale a 4400 toneladas.

Desta forma, o primeiro passo foi inserir os componentes termodinâmicos no *software Chemcad®*. A etapa seguinte foi escolher os equipamentos necessários para todas as etapas do processo, sendo elas, combustão do enxofre, conversão do dióxido de enxofre e por fim, produção de ácido sulfúrico a partir do trióxido de enxofre.

Todos os dados das correntes do processo e o fluxograma completo estão apresentados na Tabela A1 no Anexo A - Dados da corrente do processo e Figura B1 no Anexo B - Fluxograma Processo. A lista de equipamentos está representada na Tabela 5 abaixo.

**Tabela 5** - Lista de equipamentos utilizados no processo

| Nome        | Equipamento        |
|-------------|--------------------|
| E-101       | Trocador de Calor  |
| E-102       | Trocador de Calor  |
| F-103       | Fornalha           |
| E-104       | Trocador de Calor  |
| R-105       | Reator             |
| E-106       | Trocador de Calor  |
| R-107       | Reator             |
| E-108       | Trocador de Calor  |
| R-109       | Reator             |
| E-110       | Trocador de Calor  |
| T-111/S-112 | Coluna de Absorção |
| E-113       | Trocador de Calor  |
| R-114       | Reator             |
| E-115       | Trocador de Calor  |
| T-116/S-117 | Coluna de Absorção |
| M-118       | Mixer              |

**Fonte:** Autor

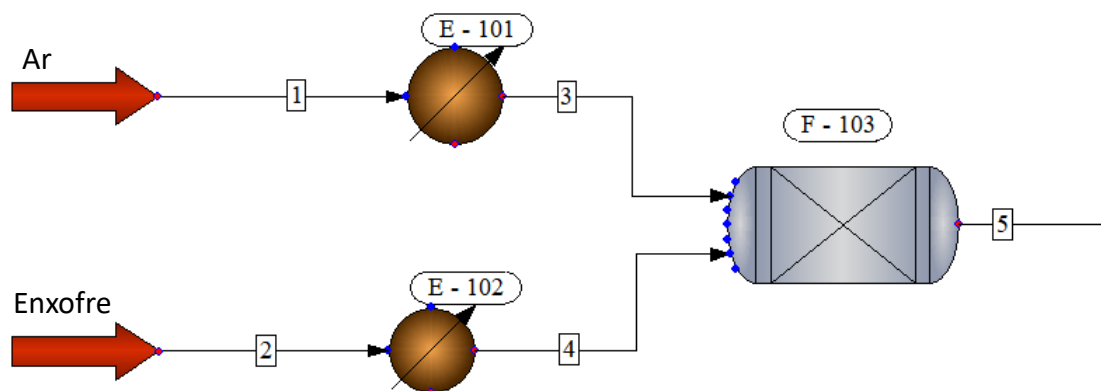
Algumas premissas sobre este trabalho são que todos as etapas do processo estão em condições de estado estacionário, ou seja, as temperaturas e composições não mudam com o

tempo em qualquer lugar do sistema. Não há perdas de calor por condução, convecção ou radiação no leito catalítico. E por fim, a interceptação, ou seja, o equilíbrio da oxidação de  $\text{SO}_2$  é alcançada em todos os leitos do catalisador.

O enxofre é recebido no processo no estado sólido e é facilmente fundido em tubos de vapor pressurizados à 115 e 120°C. Foi utilizado nessa etapa um trocador de calor para se atingir a temperatura de fusão necessária e dar prosseguimento na conversão de enxofre a dióxido de enxofre.

Duas correntes alimentam a fornalha (F-103), uma delas é o enxofre no estado líquido e outra é o ar, composto de 21% de oxigênio e 79% de nitrogênio. Cabe ressaltar que antes de ser alimentado na fornalha o ar é aquecido para que atinja a temperatura ideal para que a reação ocorra. Para a reação 2.1 utilizou-se um reator de equilíbrio isotérmico, operando a 1150°C, temperatura necessária para obter dióxido de enxofre a partir do enxofre puro e oxigênio, conforme Figura 9.

**Figura 9 - Combustão do Enxofre**



**Fonte:** Autor

A alimentação de gás proveniente da primeira etapa do processo é feita no primeiro leito catalítico. Quando  $\text{SO}_2$  e  $\text{O}_2$  reagem para formar  $\text{SO}_3$ , a reação libera calor pois a reação é exotérmica e o gás é aquecido e por isso, antes de ir para o próximo leito, usou-se trocadores de calor para resfriar o produto gasoso para que o mesmo entre no próximo leito catalítico com as condições mais próximas da ideal. Para se obter o máximo de conversão de dióxido de enxofre à trióxido de enxofre, esta etapa foi realizada em quatro fases, sendo que a última etapa acontece após o primeiro processo de absorção de  $\text{SO}_3$ .

Para simular esta etapa foram utilizados quatro reatores adiabáticos operando a 99% da conversão de equilíbrio, as temperaturas de operação dos reatores estão apresentadas na Tabela 6.

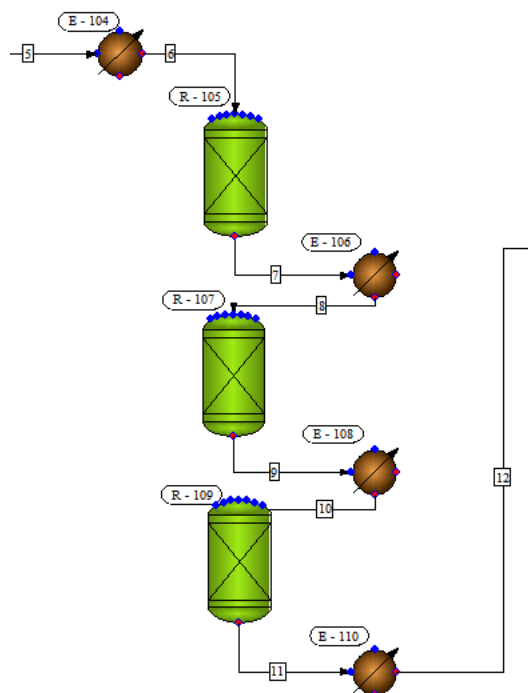
**Tabela 6** - Temperaturas de operação para conversão de  $\text{SO}_2$  a  $\text{SO}_3$

|                                    | R-105   | R-107   | R-109   | R-114   |
|------------------------------------|---------|---------|---------|---------|
| Temperatura ( $^{\circ}\text{C}$ ) | 631,490 | 522,206 | 463,734 | 415,256 |

Fonte: Autor

Conforme mostrado na Figura 7 sobre os caminhos de aquecimento, a Tabela 2 mostra exatamente o mesmo comportamento, confirmando assim que a oxidação eficiente de  $\text{SO}_2$  não pode ser obtida em um único leito catalítico, por isso usa-se vários leitos catalíticos com resfriamento nesse processo produtivo, conforme a Figura 10 e 12.

**Figura 10** - Etapas primárias da conversão do  $\text{SO}_2$



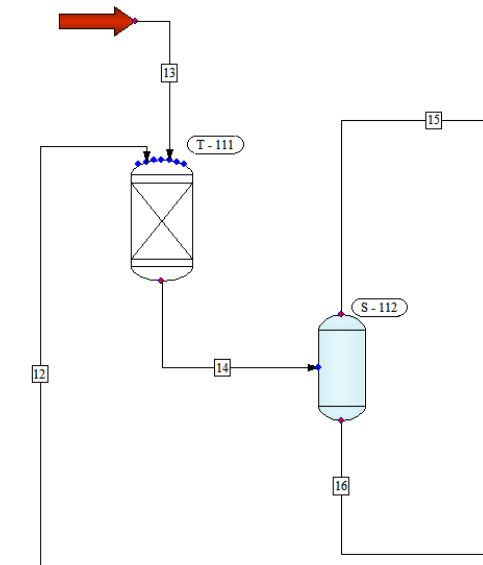
Fonte: Autor

A conversão atingida no primeiro reator foi de 62,4%, que está de acordo com o que foi mencionado na seção 2.3.3.2, sobre a baixa conversão de  $\text{SO}_2$  no primeiro estágio dessa etapa de conversão. Confirmando mais um vez que a eficiência na oxidação de  $\text{SO}_2$  não pode ser obtido em um único leito de catalisador, por isso foi necessário utilizar quatro leitos catalíticos para que se pudesse atingir a conversão desejada.

A última etapa é a absorção do  $\text{SO}_3$ , que reagindo com água formará ácido sulfúrico. Para este sistema foi utilizado dois reatores adiabáticos para a conversão de  $\text{SO}_3$  em  $\text{H}_2\text{SO}_4$  e dois separadores para que fosse possível obter o produto desejado (Figuras 11 e 13), esse sistema

industrialmente acontece em uma coluna de absorção com reação, para produzir ácido sulfúrico com uma porcentagem pequena de água, contudo pela limitação do *software* utilizado optou-se pela utilização desse conjunto de equipamentos para representar essa etapa da operação. Sendo assim, o gás proveniente do reator R-109 no qual o  $\text{SO}_2$  foi oxidado a  $\text{SO}_3$  é alimentado no reator T-111.

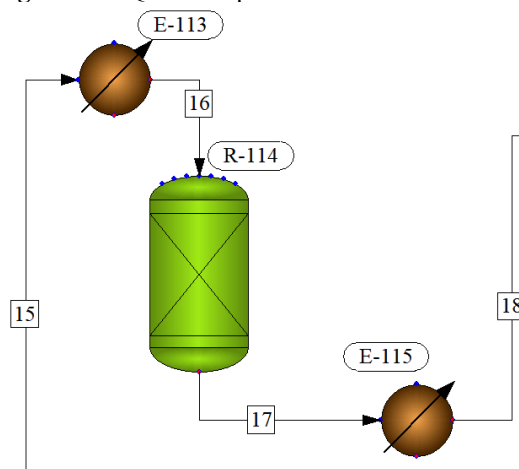
**Figura 11** - Primeira etapa de absorção do  $\text{SO}_3$



**Fonte:** Autor

O produto desta primeira etapa de reação é uma corrente contendo  $\text{SO}_2$ ,  $\text{O}_2$ ,  $\text{SO}_3$ ,  $\text{N}_2$  no estado gasoso e  $\text{H}_2\text{SO}_4$  e  $\text{H}_2\text{O}$  no estado líquido. O produto gasoso é alimentado no reator R-114, no qual ocorrerá a conversão de  $\text{SO}_2$  a  $\text{SO}_3$  para aumentar a conversão do processo.

**Figura 12** - Quarta etapa da conversão do  $\text{SO}_2$

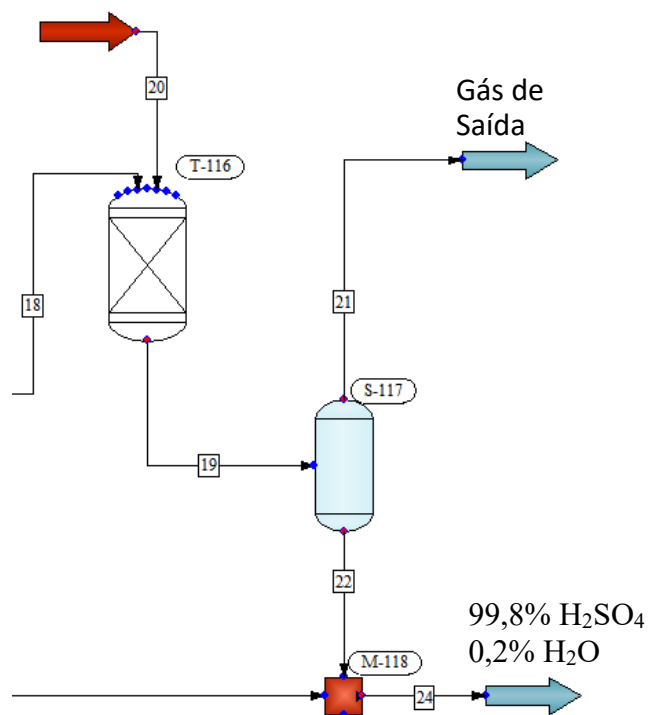


**Fonte:** Autor

A operação de absorção é de duplo contato, por isso ela ocorre mais uma vez nesse processo. O fluxograma oxida quase todo o  $\text{SO}_2$  restante e transforma seu  $\text{SO}_3$  em ácido

sulfúrico reforçado. O gás de saída final é muito diluído em  $\text{SO}_2$  e  $\text{SO}_3$ . Industrialmente, todos os leitos do catalisador estão no mesmo "conversor".

**Figura 13** - Etapa final de produção do  $\text{H}_2\text{SO}_4$



**Fonte:** Autor

Os resultados obtidos com essa simulação confirmam que o *software Chemcad®* gera dados confiáveis para o processo de produção de ácido sulfúrico, visto que os dados se aproximaram bastante dos valores presentes no livro texto, concluindo assim que este simulador é válido para estudos futuros sobre este processo. A dificuldade encontrada utilizando este simulador foi somente na etapa de absorção do  $\text{SO}_3$  e produção do  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , no qual pela limitação deste software os equipamentos utilizados não representaram o processo real, visto que a etapa se passa em uma coluna de absorção e aqui foi utilizado um reator adiabático e um separador, apesar de que, cineticamente, esta etapa gerou bons resultados.

## 4.2 CAPEX

A estimativa de custo de investimento inicial do projeto foi feita para dois cenários de produção, para isso foi utilizada o método da estimativa de ordem de grandeza proposto por Seider et al. (2017), para posteriormente serem avaliados e determinar qual o melhor projeto a ser investido. Os dois cenários avaliados estão apresentados na Tabela 7.

**Tabela 7** - Cenários: Produção de ácido sulfúrico

|                           | <b>Planta 1</b> | <b>Planta 2</b> |
|---------------------------|-----------------|-----------------|
| <b>Produção (ton/ano)</b> | 1.600.000       | 400.000         |

Fonte: (King et al., 2013; BVMI, 2019)

O primeiro cenário se trata da produção anual proposta por King et al. (2013) e o outro cenário é um dado de uma planta que já está em fase de operação e foi utilizado aqui a título de estudo e comparação de projeto.

Utilizando o método descrito na seção 3.1, CAPEX - Custo de Capital de Investimento, calculou-se o fator de taxa de produção  $F_{PR}$ , custo de compra, entrega e instalação dos equipamentos,  $C_M$ , utilizou-se o Fator de material,  $F_M$  sendo que o valor  $F_M$  para o aço carbono vale 1.0 e aço inoxidável vale 2.0, que foram os dois tipos de materiais considerados nos cálculos. O *Total Base-module investment* ( $C_{TBM}$ ) foi calculado utilizando o índice MS – Marshall e Swifit 2017 (EPE, 2018). Por fim, foi calculado o *Direct permanente investment* ( $C_{DPI}$ ) e finalmente o *Total Capital Investment* ( $C_{TCI}$ ) ou CAPEX.

Os cálculos detalhados estão apresentados nas Tabelas C1 e C2 do ANEXO C – Cálculos estimativa de Custos: CAPEX e OPEX. O valor do CAPEX para os três cenários está apresentado na Tabela 8.

**Tabela 8** - Estimativa de Custo de investimento - CAPEX

|              | <b>Planta 1</b>   | <b>Planta 2</b>   |
|--------------|-------------------|-------------------|
| <b>CAPEX</b> | \$ 616.935.294,62 | \$ 268.536.684,17 |

Fonte: Autor

### 4.3 OPEX

O cálculo do custo operacional foi feito com base em as cotações de matéria-prima, utilidades e mão de obra operacional nacionais. Com auxílio do *software Chemcad®* e da Tabela C4 – Consumos Típicos do processo de Dupla Absorção, presente no Anexo C, foi possível calcular o custo operacional para os dois cenários em estudo.

Da mesma forma, os cálculos detalhados estão apresentados na Tabela C3 do ANEXO C – Cálculos estimativa de Custos: CAPEX e OPEX. O valor do OPEX para os dois cenários está reunido na Tabela 9.

**Tabela 9** - Estimativa de Custos Operacionais - OPEX

|             | <b>Planta 1</b>   | <b>Planta 2</b>   |
|-------------|-------------------|-------------------|
| <b>OPEX</b> | \$ 305.889.278,68 | \$ 108.516.407,68 |

Fonte: Autor

#### 4.4 Viabilidade Econômica – Análise de Investimentos

Com base nos resultados obtidos de custo de investimento inicial (CAPEX) e de custo operacional (OPEX), é possível avaliar a viabilidade dos projetos por meios quantitativos de análise de investimento inicial, como mencionado na seção 3.3, entre eles o cálculo do Valor Presente Líquido (VPL), Taxa Interna de Retorno (TIR) e o Payback (PB).

O período estipulado para o estudo foi de 10 anos e o fluxo de caixa, dos dois cenários, para este período está representado na Tabela 10 abaixo.

**Tabela 10 - Fluxo de Caixa**

| <b>Fluxo de Caixa</b> |                    |                    |
|-----------------------|--------------------|--------------------|
| <b>Ano</b>            | <b>Planta 1</b>    | <b>Planta 2</b>    |
| <b>0</b>              | \$ -616.935.294,62 | \$ -268.536.684,17 |
| <b>1</b>              | \$ 557.294.721,32  | \$ 107.279.592,32  |
| <b>2</b>              | \$ 557.294.721,32  | \$ 107.279.592,32  |
| <b>3</b>              | \$ 557.294.721,32  | \$ 107.279.592,32  |
| <b>4</b>              | \$ 557.294.721,32  | \$ 107.279.592,32  |
| <b>5</b>              | \$ 557.294.721,32  | \$ 107.279.592,32  |
| <b>6</b>              | \$ 557.294.721,32  | \$ 107.279.592,32  |
| <b>7</b>              | \$ 557.294.721,32  | \$ 107.279.592,32  |
| <b>8</b>              | \$ 557.294.721,32  | \$ 107.279.592,32  |
| <b>9</b>              | \$ 557.294.721,32  | \$ 107.279.592,32  |
| <b>10</b>             | \$ 557.294.721,32  | \$ 107.279.592,32  |

**Fonte:** Autor

Para os cálculos do VPL e TIR é necessário basear na taxa mínima de atratividade (TMA), que é estimada com base nas principais taxas de juros praticadas pelo mercado. As que mais exercem influência são Taxa Básica Financeira, Taxa Referencial, Taxa de Longo Prazo e Taxa SELIC (Sistema Especial de Liquidação e Custódia), sendo esta última a mais importante a ser considerada antes de se fazer um investimento. Com isso, temos que a Taxa SELIC em 2019 ficou entre 6,5 e 4,5% a.a. Muitos investidores tomam como sua taxa mínima de atratividade a taxa básica de juros da economia, que, no caso do Brasil, seria a taxa SELIC, sendo assim a TMA utilizada neste estudo foi de 6,5% a.a.

O valor do VPL, TIR e Payback para os dois projetos estão representados na Tabela 11.

**Tabela 11 - Rentabilidade dos projetos**

|                       | <b>Planta 1</b>         | <b>Planta 2</b>            |
|-----------------------|-------------------------|----------------------------|
| <b>VPL (6,5% a.a)</b> | \$ 3.389.361.840,99     | \$ 502.678.091,42          |
| <b>TIR (% a.a)</b>    | 90,19%                  | 38,40%                     |
| <b>Payback</b>        | 1 ano, 2 meses e 9 dias | 2 anos, 10 meses e 27 dias |

**Fonte:** Autor

Assim, analisando os valores, pelo método do Valor Presente Líquido, ambos são positivos e, portanto, os dois investimentos devem ser considerados no processo de decisão. A melhor alternativa de investimento é a Planta 1, pois tem o maior VPL positivo, igual a \$ 3.389.361.840,99, ou seja, investir nessa alternativa significa que os \$ 616.935.294,62 estarão sendo remunerados com a taxa mínima de atratividade de 6,5% ao ano e, além disso, o investimento agrega um valor econômico de \$ 3.389.361.840,99 para o investidor.

Analisando o Payback, este método só deve ser utilizado como um indicador de liquidez, na medida em que mede o tempo de recuperação do investimento inicial, ou seja, não pode ser considerado como um método de análise de investimento, pois ignora as parcela do fluxo de caixa que ocorrem após o valor do Payback.

Por fim, os valores de taxa interna de retorno (TIR) indicam que os dois investimentos devem ser considerados na decisão, pois ambos são superiores à taxa mínima de atratividade de 6,5% ao ano. Para aceitar o investimento da Planta 1, é preciso justificar o investimento incremental de \$ 344.819.893,60. O Fluxo de caixa considerando esse valor incremental está representado na Tabela 12.

**Tabela 12 - Análise de investimento**

| <b>Fluxo de Caixa</b> |                     |                    |                            |
|-----------------------|---------------------|--------------------|----------------------------|
| <b>Ano</b>            | <b>Planta 1</b>     | <b>Planta 2</b>    | <b>Planta 1 - Planta 2</b> |
| <b>0</b>              | \$ -616.935.294,62  | \$ -268.536.684,17 | \$ -348.398.610,45         |
| <b>1</b>              | \$ 557.294.721,32   | \$ 107.279.592,32  | \$ 450.015.128,99          |
| <b>2</b>              | \$ 557.294.721,32   | \$ 107.279.592,32  | \$ 450.015.128,99          |
| <b>3</b>              | \$ 557.294.721,32   | \$ 107.279.592,32  | \$ 450.015.128,99          |
| <b>4</b>              | \$ 557.294.721,32   | \$ 107.279.592,32  | \$ 450.015.128,99          |
| <b>5</b>              | \$ 557.294.721,32   | \$ 107.279.592,32  | \$ 450.015.128,99          |
| <b>6</b>              | \$ 557.294.721,32   | \$ 107.279.592,32  | \$ 450.015.128,99          |
| <b>7</b>              | \$ 557.294.721,32   | \$ 107.279.592,32  | \$ 450.015.128,99          |
| <b>8</b>              | \$ 557.294.721,32   | \$ 107.279.592,32  | \$ 450.015.128,99          |
| <b>9</b>              | \$ 557.294.721,32   | \$ 107.279.592,32  | \$ 450.015.128,99          |
| <b>10</b>             | \$ 557.294.721,32   | \$ 107.279.592,32  | \$ 450.015.128,99          |
| <b>VPL (6,5% a.a)</b> | \$ 3.389.361.840,99 | \$ 502.678.091,42  | \$ 2.886.683.749,57        |
| <b>TIR (a.a)</b>      | 90,19%              | 38,40%             | 129,13%                    |

Fonte: Autor

Como a  $TIR_{[Planta\ 1 - Planta\ 2]}$  de 129,13% do incremento é superior à TMA de 6,5% ao ano, este incremento de \$ 348.398.610,45 deve ser aceito e a alternativa Planta 1 é o melhor investimento, resultado este que coincide com o apontado pelo método do VPL.

## 5 CONSIDERAÇÕES FINAIS

O ácido sulfúrico é requerido em diversos setores e diferentes tipos de processos e, por esse motivo, ele é um dos compostos mais importantes da indústria química. Seu uso vai desde a produção de fertilizantes fosfatados e sulfatados, fabricação do nylon, catalisador ácido em reações químicas, fabricação de explosivos a tratamento de efluentes, entre diversas outras aplicações industriais.

Do ponto de vista econômico, a produção de ácido sulfúrico é muito significativa para a economia mundial, visto que a produção de ácido sulfúrico é um indicador do desenvolvimento industrial de um país e do crescimento econômico, que é medido pela contribuição da produção mundial desta substância.

Sendo assim, é notório a importância do estudo do processo produtivo do ácido sulfúrico, para se desenvolver novas formas de otimização e melhoria do processo, bem como avaliar as possibilidades de elevar a rentabilidade deste produto.

Diante deste cenário, o estudo fundamentou-se em uma análise do processo de produção, avaliando a viabilidade econômica de se produzir 4400 toneladas de ácido sulfúrico por dia em uma planta industrial, comparando-se com a produção anual de uma planta que já se encontra em operação. Além disso, buscou-se analisar a acurácia dos resultados desde processo no *software Chemcad®*.

Portanto, as plantas de produção de ácido sulfúrico apresentaram-se viáveis economicamente, avaliando a viabilidade com base em uma produção anual de 1.600.000 toneladas para Planta 1 e 400.000 para a Planta 2. Sendo assim, ambos os valores de VPL para os dois cenários em estudo foram positivos e com isso agregam um valor econômico ao investidor.

Sobre o *software Chemcad®*, esta ferramenta é muito útil e de fácil manuseio que permite obter bons resultados em análises e estudos de processos químicos, permitindo avaliar tecnicamente projetos e auxiliar no estudo econômicos dos mesmos.

Para sugestões em futuros trabalhos, a obtenção de resultados com mais detalhes na análise de investimento seria viável com a utilização de outro *software* de simulação, que permita a obtenção de dados mais detalhados dos equipamentos, para que o dimensionamento se aproxime mais ainda da realidade, bem como elevar o nível de detalhamento da estimativa

de custo de capital dos equipamentos para se chegar a valores de CAPEX e OPEX mais transparentes. Portanto, maiores esforços devem ser considerados no sentido de determinação do investimento total necessário para um projeto de implementação de uma nova Planta de Ácido Sulfúrico.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

BVMI. **Unigel confirma investimento de R\$ 357 milhões no Polo de Camaçari.** Disponível em: < <https://bvmi.com.br/unigel-confirma-investimento-de-r-357-milhoes-no-polo-de-camacari/>>. Acesso em: Novembro 2019.

CAMPOS, Vinícius R. **Métodos de Preparação Industrial de Solventes e Reagentes Químicos. Ácido Sulfúrico.** Revista Virtual de Química. Vol.3. No.3. Rio de Janeiro, 2011.

CIEC. **The Essential Chemical Industry – Sulfuric acid.** Disponível em: <<http://www.essentialchemicalindustry.org/chemicals/sulfuric-acid.html>>. Acesso em: Maio 2019.

CHEMICAL ENGINEERING. **CHEMICAL ENGINEERING PLANT COST INDEX: 2018 ANNUAL VALUE.** Disponível em: < <https://www.chemengonline.com/2019-cepci-updates-january-prelim-and-december-2018-final/>>. Acesso: Outubro 2019.

COOPER et al, **Margart Business ForuM.** Disponível em: <http://www.entrepreneur.com/tradejournals> Acesso em: Dezembro 2019

DME Poços de Caldas. **Tarifas e Taxas.** Disponível em: <<http://www.dme-pc.com.br/atendimento/tarifas>>. Acesso em: Novembro de 2019.

EFMA. **Production of Sulphuric acid.** European Sulphuric Acid Association (ESA). Belgium, 2000.

EPE. **Compilação de Correlações de Custos de Equipamentos – Instalações Industriais de Gás Natural.** Rio de Janeiro, 2018.

GLASSDOOR. **Salários de Operador em Uberlândia.** Disponível em: <<https://www.glassdoor.com.br>>. Acesso em: Dezembro 2019

HILL, C. G. **An introduction to chemical engineering kinetics and reactor design.** The University of Wisconsin, 1977.

INDIA. Govt. of India. NPTEL (National Enhanced Technology Improvement Program). **SULFURIC ACID, Module 4, Lecture 17 e 18.** Índia, 2018

KARPENKO, V; NORRIS, J. A. **Vitriol in the history of chemistry**. Chem. Listy 96, 2002. 997-1005 p.

KING, M. J.; DAVENPORT, W. G.; MOATS. M. S. **Sulfuric Acid Manufacture - Analysis, Control, and Optimization**. 2013.

MACHADO, A. A. S. C. **Da gênese ao ensino da química verde**. Química Nova vol.34, no.3, São Paulo, 2011.

MARKETS AND MARKETS. **Sulfuric Acid Market by Raw Material, Application and Region - Global Forecast to 2021**. Disponível em: <<https://www.marketsandmarkets.com/Market-Reports/sulphuric-acid-market-1065.html>>. Acesso em: Abril 2019.

MB CONSULTORES LTDA. **Processo de Fabricação de Ácido Sulfúrico**. 1999

MORGATO, A. et al., **O Enxofre e o Ácido Sulfúrico**. Universidade do Porto. 2012.

MOTTA, Regis da Rocha; CALÔBA, Guilherme M.; **Análise de Investimentos: tomada de decisão em projetos industriais**. São Paulo: Atlas, 2002.

MRRUAL. Enxofre lentilhado importado. Disponível em: <<https://www.mfrural.com.br>>. Acesso em: Dezembro, 2019.

PERERA, R.T.S et al., **Design of a Plant to Manufacture Sulfuric Acid from Sulfur**. University of Moratuwa, 2013.

PETERS, M.S.& Timmerhaus, K.D. **Plant Design and Economics for Chemical Engineers**. 4th Edition. McGraw-Hill, Inc., Singapore. 1991.

SAAE. **Taxas de Consumo**. Disponível em: <<http://saaecarmodamata.org.br/taxas.php>>. Acesso em: Dezembro, 2019.

SALONEN, M; NAPARI, I; VEHKAMAKI, H. **Structure of Sulfuric Acid – Water Clusters**. University of Helsinki, Finland, 2007.

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.

SEIDER, W. D., LEWIN, D. R., SEADER, J. D., WIDAGDO, S., GANI, R., NG, K. M. **Product and process design principles: synthesis, analysis, and evaluation**. 4ª edição, USA: Wiley, 2017.

TURTON, R. et al. **Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes**. 3. ed. Boston: Pearson Education, 2009.

ZAGO, C.A.; WEISE, A.D; HORNBURG R.A. **A importância do estudo de viabilidade econômica de projetos nas organizações contemporâneas**. Convibra09, 2015.

## ANEXO A – Dados da corrente do processo

**Tabela A13 - Sumário das Correntes do Processo de Produção de Ácido Sulfúrico**

[illegible]

| <b>Corrente</b>               | <b>9</b> | <b>10</b> | <b>11</b> | <b>12</b> | <b>13</b> | <b>14</b> | <b>15</b> | <b>16</b> |
|-------------------------------|----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|
| Temperatura (°C)              | 522,21   | 440,00    | 463,73    | 166,00    | 66,00     | 86,00     | 86,00     | 86,00     |
| Pressão (bar)                 | 1,40     | 1,40      | 1,40      | 1,40      | 1,40      | 1,40      | 1,40      | 1,40      |
| Fração de vapor               | 1        | 1         | 1         | 1         | 0         | 0,1289541 | 1         | 1         |
| Vazão mássica (kg/h)          | 522125   | 522125    | 522125    | 0         | 8731234   | 9253359   | 391098    | 391098    |
| Vazão molar (kmol/h)          | 15156    | 15156     | 15091     | 0         | 90500     | 103954    | 13454     | 13454     |
| Vazão por componente (kmol/h) |          |           |           |           |           |           |           |           |

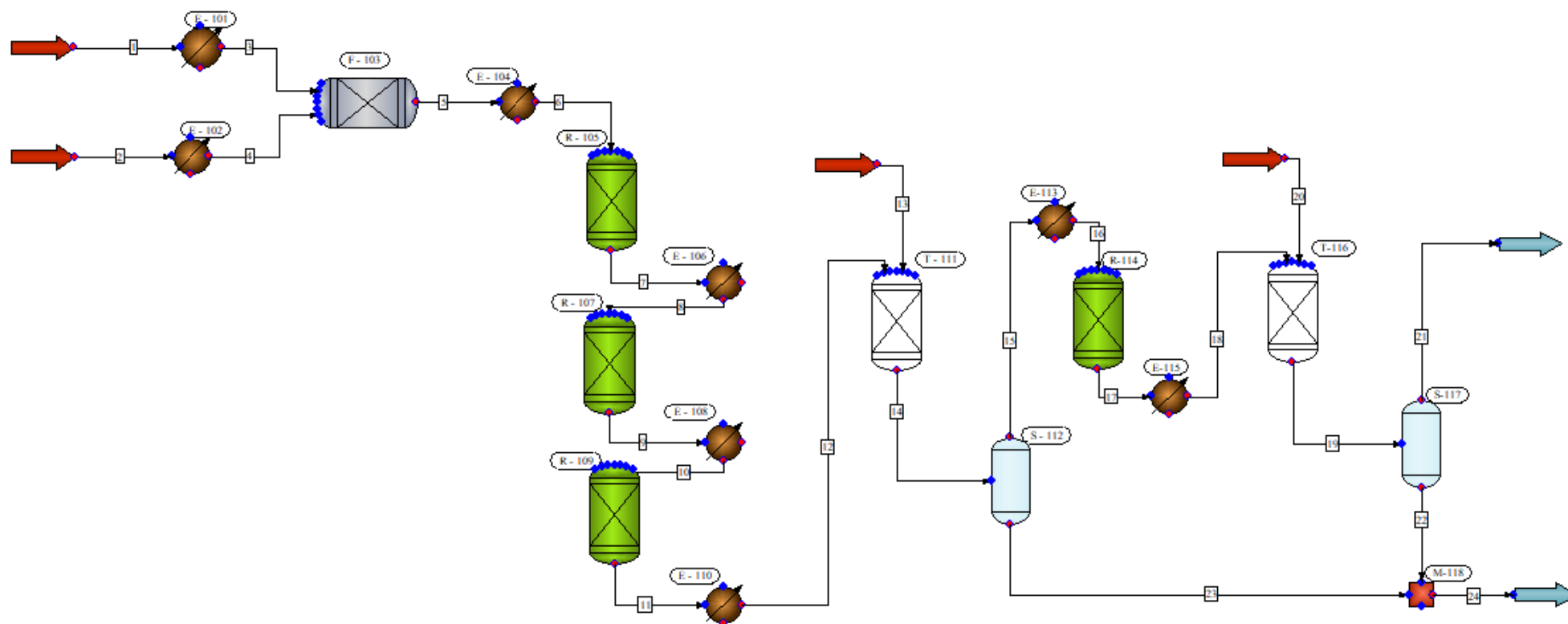
|                                |         |         |         |         |         |         |         |         |
|--------------------------------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|
| SO <sub>2</sub>                | 0,01315 | 0,01315 | 0,00455 | 0,00455 | 0,00000 | 0,00066 | 0,00511 | 0,00511 |
| O <sub>2</sub>                 | 0,04150 | 0,04150 | 0,03736 | 0,03736 | 0,00000 | 0,00542 | 0,04190 | 0,04190 |
| SO <sub>3</sub>                | 0,11136 | 0,11136 | 0,12049 | 0,12049 | 0,00000 | 0,00175 | 0,01352 | 0,01352 |
| N <sub>2</sub>                 | 0,83399 | 0,83399 | 0,83759 | 0,83759 | 0,00000 | 0,12159 | 0,93948 | 0,93948 |
| S                              | 0,00000 | 0,00000 | 0,00000 | 0,00000 | 0,00000 | 0,00000 | 0,00000 | 0,00000 |
| H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> | 0,00000 | 0,00000 | 0,00000 | 0,00000 | 0,98000 | 0,86891 | 0,00000 | 0,00000 |
| H <sub>2</sub> O               | 0,00000 | 0,00000 | 0,00000 | 0,00000 | 0,02000 | 0,00167 | 0,00000 | 0,00000 |

| <b>Corrente</b>                | <b>17</b> | <b>18</b> | <b>19</b> | <b>20</b> | <b>21</b> | <b>22</b> | <b>23</b> | <b>24</b> |
|--------------------------------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|
| Temperatura (°C)               | 415,26    | 200,00    | 103,04    | 66,00     | 103,04    | 103,04    | 86,00     | 88,07     |
| Pressão (bar)                  | 1,40      | 1,40      | 1,40      | 1,40      | 1,40      | 1,40      | 1,40      | 1,40      |
| Fração de vapor                | 1         | 1         | 0,5249593 | 0         | 1         | 0         | 0         | 0         |
| Vazão mássica (kg/h)           | 391098    | 391098    | 1582791   | 1191693   | 373297    | 1209494   | 8862262   | 10071760  |
| Vazão molar (kmol/h)           | 13422     | 13422     | 25551     | 12352     | 13199     | 12352     | 90500     | 102852    |
| Vazão por componente (kmol/h)  |           |           |           |           |           |           |           |           |
| SO <sub>2</sub>                | 0,00026   | 0,00026   | 0,00014   | 0,00000   | 0,00027   | 0,00000   | 0,00000   | 0,00000   |
| O <sub>2</sub>                 | 0,03957   | 0,03957   | 0,02079   | 0,00000   | 0,04024   | 0,00000   | 0,00000   | 0,00000   |
| SO <sub>3</sub>                | 0,01841   | 0,01841   | 0,00097   | 0,00000   | 0,00187   | 0,00000   | 0,00000   | 0,00000   |
| N <sub>2</sub>                 | 0,94176   | 0,94176   | 0,49469   | 0,00000   | 0,95762   | 0,00000   | 0,00000   | 0,00000   |
| S                              | 0,00000   | 0,00000   | 0,00000   | 0,00000   | 0,00000   | 0,00000   | 0,00000   | 0,00000   |
| H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> | 0,00000   | 0,00000   | 0,48245   | 0,98000   | 0,00000   | 0,99800   | 0,99808   | 0,99807   |
| H <sub>2</sub> O               | 0,00000   | 0,00000   | 0,00097   | 0,02000   | 0,00000   | 0,00200   | 0,00192   | 0,00193   |

**Fonte:** Autor

## ANEXO B – Fluxograma Processo

**Figura 14** - Fluxograma completo do Processo de produção de Ácido Sulfúrico



Fonte: Autor

**ANEXO C – Cálculos estimativa de Custos:  
CAPEX e OPEX**

**Tabela 14 - Cálculo do CAPEX**

|                        | <b>Planta 1</b>   | <b>Planta 2</b>   |
|------------------------|-------------------|-------------------|
| <b>FPR</b>             | 33,765            | 14,697            |
| <b>C<sub>M</sub></b>   | \$ 75.634.608,56  | \$ 32.921.875,55  |
| <b>C<sub>TBM</sub></b> | \$ 183.406.999,51 | \$ 79.832.533,38  |
| <b>C<sub>DPI</sub></b> | \$ 357.643.649,10 | \$ 155.673.440,10 |
| <b>CAPEX</b>           | \$ 616.935.294,62 | \$ 268.536.684,17 |

Fonte: Autor

**Tabela 15 - Cálculo do *Total Base-module investment* (C<sub>TBM</sub>)**

|                            | <b>Equipamento</b> | <b>Material</b> | <b>FM</b> | <b>C<sub>M</sub> Planta 1</b> | <b>C<sub>M</sub> Planta 2</b> |
|----------------------------|--------------------|-----------------|-----------|-------------------------------|-------------------------------|
| <b>Fornalha</b>            | F-103              | Carbon steel    | 1,0       | \$ 5.402.472,04               | \$ 2.351.562,54               |
| <b>Reator</b>              | R-105              | Stainless steel | 2,0       | \$ 10.804.944,08              | \$ 4.703.125,08               |
| <b>Reator</b>              | R-107              | Stainless steel | 2,0       | \$ 10.804.944,08              | \$ 4.703.125,08               |
| <b>Reator</b>              | R-109              | Stainless steel | 2,0       | \$ 10.804.944,08              | \$ 4.703.125,08               |
| <b>Coluna de Absorção</b>  | T-111/S-112        | Stainless steel | 2,0       | \$ 10.804.944,08              | \$ 4.703.125,08               |
| <b>Reator</b>              | R-114              | Stainless steel | 2,0       | \$ 10.804.944,08              | \$ 4.703.125,08               |
| <b>Coluna de Absorção</b>  | T-116/S-117        | Stainless steel | 2,0       | \$ 10.804.944,08              | \$ 4.703.125,08               |
| <b>Mixer</b>               | M-118              | Carbon steel    | 1,0       | \$ 5.402.472,04               | \$ 2.351.562,54               |
| <b>Total C<sub>M</sub></b> |                    |                 |           | <b>\$ 75.634.608,56</b>       | <b>\$ 32.921.875,55</b>       |

Fonte: Autor

**Tabela 16 - Consumos Diretos de  
Manufatura – OPEX**

| <b>Custos Diretos de Manufatura - Planta 1</b> |                   |                             |          |     | <b>Preço (\$)</b> |         | <b>Custo Anual (\$)</b> |
|------------------------------------------------|-------------------|-----------------------------|----------|-----|-------------------|---------|-------------------------|
| Matéria prima                                  | Enxofe            | 0,331 ton/ ton de produto   | 529600   | ton | \$196/ton         | 196,00  | \$ 103.801.600,00       |
|                                                | Catalizador       | 4,234E-4 ton/ton de produto | 677      | ton | \$3000/ton        | 3000,00 | \$ 2.032.128,00         |
| Utilidades                                     | Energia Elétrica  | 11 kWh/ton de produto       | 17600000 | KWh | \$ 0,12/kWh       | 0,12    | \$ 2.112.000,00         |
|                                                | Água de processo  | 0,15 m³/ton de produto      | 240000   | m³  | \$ 1,09/m³        | 1,09    | \$ 261.600,00           |
| Mão-de-obra                                    | Operadores        | -                           | 54       | qtd | \$ 355,33/mês     | 355,33  | \$ 19.187,82            |
| <b>OPEX</b>                                    | \$ 305.889.278,68 |                             |          |     |                   |         |                         |
| <b>Custos Diretos de Manufatura - Planta 2</b> |                   |                             |          |     | <b>Preço (\$)</b> |         | <b>Custo Anual (\$)</b> |
| Matéria prima                                  | Enxofe            | 0,331 ton/ ton de produto   | 132400   | ton | \$196/ton         | 196,00  | \$ 25.950.400,00        |
|                                                | Catalizador       | 4,234E-4 ton/ton de produto | 169      | ton | \$3000/ton        | 3000,00 | \$ 508.032,00           |
| Utilidades                                     | Energia Elétrica  | 11 kWh/ton de produto       | 4400000  | KWh | \$ 0,12/kWh       | 0,12    | \$ 528.000,00           |
|                                                | Água de processo  | 0,15 m³/ton de produto      | 60000    | m³  | \$ 1,09/m³        | 1,09    | \$ 65.400,00            |
| Mão-de-obra                                    | Operadores        | -                           | 54       | qtd | \$ 355,33/mês     | 355,33  | \$ 19.187,82            |
| <b>OPEX</b>                                    | \$ 108.516.407,68 |                             |          |     |                   |         |                         |

Fonte: (MRRURAL, 2019; DME, 2019; SAAE, 2019; GLASSDOOR, 2019)

**Tabela 17 - Consumos típicos  
de processo Dupla Absorção**

| <b>Discriminação</b> |                  | <b>Unidade</b> | <b>Quantidade/ton de produto</b> |
|----------------------|------------------|----------------|----------------------------------|
| Matéria Prima        | Enxofre (99,7%)  | t              | 0,331                            |
|                      | Catalizador      | t              | 4,234E-4                         |
| Utilidades           | Energia Elétrica | kWh            | 11                               |
|                      | Água de Processo | m³             | 0,15                             |

Fonte: (Adaptado de MB, 1999)