

**RODRIGO YUJI MORI**

**APROVEITAMENTO ENERGÉTICO DE**  
**UMA PLANTA DE SULFATAÇÃO**

**Guaratinguetá**  
**2016**

**RODRIGO YUJI MORI**

**APROVEITAMENTO ENERGÉTICO DE  
UMA PLANTA DE SULFATAÇÃO**

Dissertação apresentada à Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, para a obtenção do título de Mestre em Engenharia Mecânica na área de Transmissão e Conversão de Energia.

Orientador: Prof. Dr. José Antonio Perrella Balestieri  
Co-orientador: Prof. Dr. Luiz Roberto Carrocci

Guaratinguetá  
2016

|       |                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                          |
|-------|------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| M854r | <p>Mori, Rodrigo Yuji</p> <p>Aproveitamento energético de uma planta de sulfatação / Rodrigo Yuji Mori – Guaratinguetá, 2016.</p> <p>101 f. : il.</p> <p>Bibliografia: f. 90-92</p> <p>Dissertação (Mestrado) – Universidade Estadual Paulista, Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, 2016.</p> <p>Orientador: Prof. Dr. José Antonio Perrella Balestieri</p> <p>Coorientador: Prof. Dr. Luiz Roberto Carrocci</p> <p>1. Calor - Transmissão 2. Energia - Conservação 3. Ácido sulfúrico</p> <p>I. Título</p> <p>CDU 536.24(043)</p> |
|-------|------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|

RODRIGO YUJI MORI

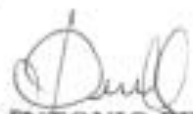
ESTA DISSERTAÇÃO FOI JULGADA ADEQUADA PARA A OBTENÇÃO DO TÍTULO DE  
“MESTRE EM ENGENHARIA MECÂNICA”

PROGRAMA: ENGENHARIA MECÂNICA  
ÁREA: Energia

APROVADA EM SUA FORMA FINAL PELO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO

  
Prof. Dr. Edson Coechiegi Botelho  
Coordenador

BANCA EXAMINADORA:

  
Prof. Dr. JOSÉ ANTONIO PERRELLA BALESTIERI  
UNESP/FEG

  
Prof. Dr. ALEX MENDONÇA BIMBATO  
UNESP/FEG

  
Prof. Dr. VALESKA ALVES CORRÊA  
UNITAU

## **DADOS CURRICULARES**

**RODRIGO YUJI MORI**

|                   |                                                                                                                                        |
|-------------------|----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| <b>NASCIMENTO</b> | 08.03.1987 – DOURADOS / MS                                                                                                             |
| <b>FILIAÇÃO</b>   | Nilton Seiji Mori<br>Sônia Suzelei Dias Gil                                                                                            |
| <b>2006/2011</b>  | Curso de Graduação<br>Engenharia Industrial Química<br>Escola de Engenharia de Lorena – USP                                            |
| <b>2011/2013</b>  | Curso de Pós-Graduação em Gestão da Produção, na Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá da Universidade Estadual Paulista. |

## **DEDICATÓRIA**

De modo especial, dedico este trabalho as pessoas que compõem minha nova família e que estiveram ao meu lado durante a execução desta dissertação, me incentivando e encorajando para obter um bom resultado. A minha esposa Juliana Sanches Carrocci, meu sogro Luiz Roberto Carrocci e minha sogra Andrenilsa Sanches Carrocci.

## **AGRADECIMENTOS**

Agradeço primeiramente a minha amada esposa Juliana Sanches Carrocci que esteve ao meu lado durante os bons e maus momentos vívidos na elaboração deste trabalho. Sem seu apoio com certeza não teria sido possível finalizar esta dissertação.

Agradeço a paciência e perseverança do meu orientador para guiar-me na direção correta, buscando atingir bons resultados com este trabalho.

Ao meu co-orientador que me ajudou a elaborar e estruturar esta dissertação para mostrar que a partir de simples ideias podem surgir grandes conquistas.

A OXITENO que disponibilizou tempo para eu pudesse cumprir a carga horário das disciplinas do programa de mestrado e forneceu dados para fundamentar as conclusões deste trabalho.

MORI, R. Y. **Aproveitamento Energético de uma Planta de Sulfatação**. 2016. 101 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2016.

## **RESUMO**

Uma das formas de reduzir os custos de produção de uma unidade de sulfatação é diminuir o consumo de utilidades, principalmente energia elétrica e vapor. Como as plantas de sulfatação liberam energia térmica durante o processo de produção dos tensoativos sulfatados, tornou-se interessante pensar em utilizar esta energia de forma racional, o que pode representar uma oportunidade para aumentar a eficiência energética. O presente trabalho tem como objetivo efetuar um estudo em uma planta real de sulfatação para propor alternativas de reaproveitamento da energia térmica disponível, proveniente dos processos da fábrica. Para definir as formas de utilização desta energia térmica, primeiro foi realizada uma auditoria energética na unidade de sulfatação em cada setor da planta. Após isto, foram apresentadas as propostas de utilização desta energia, denominadas de A, B e C, dentro de um complexo industrial. A proposta A irá consumir a energia térmica da corrente de ar/SO<sub>2</sub> que sai do forno para gerar vapor, além de utilizar a energia das correntes de ar quente dos trocadores de calor para aquecer a água de alimentação da caldeira. A proposta B irá utilizar a energia térmica das correntes de ar quente para complementar o consumo energético em um sistema de secagem por pulverização. Já a proposta C pretende usar a energia térmica para aquecer tambores metálicos em uma estufa. A auditoria energética revelou que são consumidos 103,6 kW de energia térmica nos setores de armazenamento de enxofre e secagem da sílica, sendo descartado para atmosfera 730 kW nas correntes de ar quente, e retirados 131 kW para resfriar a corrente de ácido da torre de sulfúrico. Com as propostas, é possível aproveitar até 100% da energia térmica disponível na planta de sulfatação, aumentando em até 87% a eficiência térmica do processo de secagem por pulverização, fornecer até 98% da energia térmica para aquecer o enxofre líquido após o recebimento e promover o aquecimento de tambores em estufa. Desta forma espera-se reduzir o consumo de combustíveis utilizados na geração de vapor e aquecimento de ar para o secador, representando redução entre 9.419,00 R\$/mês a 304.727,00 R\$/mês, de acordo com a capacidade de operação das propostas de reaproveitamento energético.

**PALAVRAS CHAVE** – uso racional de energia; auditoria energética; trocadores de calor.

MORI, R. Y. **Energetic Use of a Plant Sulfation**. 2016. 101 f. Dissertation (Master in Mechanical Engineering) – Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2016.

### **ABSTRACT**

One way to reduce production costs of a sulfation unit is to decrease the consumption of utilities, especially electricity and steam. As the sulfation plants release thermal energy during the production process of sulfated surfactants, it becomes interesting to think about using this energy in a rational way, which may represent an opportunity to increase the energetic efficiency. This paper has the objective to make a study in a real plant sulfation to propose alternatives reuse of thermal energy available in the processes of the fabric. To define ways to use this thermal energy, an energy audit was firstly fulfilled in sulfation unit to quantify the thermal energy present in every sector of the plant. In the sequence, proposals have been presented for using this energy, called A, B and C, within an industrial complex. The proposal A consumes the thermal energy of the air stream/SO<sub>2</sub> exiting the furnace to generate steam, using the energy of the hot air flows from heat exchangers to heat the feed water of the steam boiler. The proposal B uses the thermal energy of the hot air currents to complement the energy consumption in a spray drying system. Proposal C is presented to use the thermal energy to heat metal drums in a hothouse. The energy audit showed that 103,6 kW of thermal energy are consumed in the drying of silica and sulfur storage sectors, but 730 kW are discharged to atmosphere in the hot air currents, and 131 kW are withdraw to cool the acid chain sulfuric tower. With the proposals, it is possible to use 100% of the thermal energy available in the sulfation plant, increasing the thermal efficiency of spray drying processes until 87%, providing until 98% of the thermal energy to heat the liquid sulfur after reception and promote heating drums in an oven. In this way, a reduction in the consumption of fuels used to generate steam and heating air to the dryer may represent a reduction in the range 9,419.00 R\$/month to 304,727.00 R\$/month, according to the operating capacity of energy reuse of proposals.

**KEY WORDS** - rational use of energy; energy audit; heat exchangers.

## LISTA DE FIGURAS

|                                                                                                                           |    |
|---------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| Figura 1. Grupos de tensoativos .....                                                                                     | 17 |
| Figura 2. Molécula de tensoativo. ....                                                                                    | 20 |
| Figura 3. Reação de formação de um tensoativo sulfonado .....                                                             | 21 |
| Figura 4. Reação de formação de um tensoativo sulfatado. ....                                                             | 21 |
| Figura 5. Planta de sulfatação/sulfonação da Ballestra .....                                                              | 23 |
| Figura 6. Secagem do ar de processo .....                                                                                 | 24 |
| Figura 7. Gráfico de viscosidade x temperatura do enxofre.....                                                            | 26 |
| Figura 8. Forno para combustão do enxofre líquido .....                                                                   | 27 |
| Figura 9. Gráfico de conversão dos leitos catalíticos da torre de conversão de SO <sub>2</sub> para SO <sub>3</sub> ..... | 29 |
| Figura 10. Detalhes da Torre de conversão SO <sub>2</sub> /SO <sub>3</sub> .....                                          | 30 |
| Figura 11. Detalhe do tubo de um reator de filme descendente .....                                                        | 31 |
| Figura 12. Reator de filme descendente .....                                                                              | 32 |
| Figura 13. Sistema de neutralização a vácuo.....                                                                          | 33 |
| Figura 14. Sistema de tratamento de efluentes gasosos .....                                                               | 34 |
| Figura 15. Propostas de Aproveitamento energético da Alfa Laval.....                                                      | 36 |
| Figura 16. Proposta de Aproveitamento energético da Alfa Laval para aquecimento de água .....                             | 36 |
| Figura 17. Proposta de Aproveitamento energético de Julklang e Golman (2015).....                                         | 38 |
| Figura 18. Proposta de Aproveitamento energético de Mesquita (2014). ....                                                 | 39 |
| Figura 19. Proposta de Aproveitamento energético de Xu (2014). ....                                                       | 40 |
| Figura 20. Tanque de armazenamento do enxofre líquido e as formas de perda de calor do sistema. ....                      | 43 |
| Figura 21. Fluxos de massa no forno.....                                                                                  | 51 |
| Figura 22. Fluxograma de engenharia do setor de geração de SO <sub>2</sub> da planta de sulfatação/sulfonação.....        | 53 |
| Figura 23. Fluxos de massa no trocador de calor casco tubo gás/gás (TC-01) .....                                          | 54 |
| Figura 24. Balanço de energia na parede do tubo do trocador de calor (TC-01) .....                                        | 55 |
| Figura 25. Fluxograma de engenharia do setor de geração de SO <sub>3</sub> da planta de sulfatação/sulfonação.....        | 57 |
| Figura 26. Fluxograma de engenharia do setor de secagem do ar da planta de sulfatação/sulfonação.....                     | 58 |
| Figura 27. Fluxograma de engenharia do setor de tratamento de gases da planta de sulfatação/sulfonação.....               | 60 |

|                                                                                                                          |    |
|--------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| Figura 28. Proposta A para utilização da energia térmica da planta de sulfatação. ....                                   | 62 |
| Figura 29. Proposta B para utilização da energia térmica da planta de sulfatação.....                                    | 65 |
| Figura 30. Proposta C para utilização da energia térmica da planta de sulfatação.....                                    | 66 |
| Figura 31. Opções de distribuição da vazão das correntes de ar quente dos trocadores de calor<br>.....                   | 67 |
| Figura 32. Opções de distribuição da energia térmica presente nas correntes de ar quente dos<br>trocadores de calor..... | 70 |
| Figura 33. Distribuição da energia térmica consumida ou descartada na planta de sulfatação.<br>.....                     | 78 |
| Figuras 34. Curva de vazão do ventilador B21.2 .....                                                                     | 98 |
| Figuras 35. Curva de vazão do ventilador 21B4 .....                                                                      | 99 |

## LISTA DE TABELAS

|                                                                                                                                                                   |    |
|-------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| Tabela 1. Principais características dos tensoativos. ....                                                                                                        | 18 |
| Tabela 2. Resultados da análise energética do setor de armazenamento de enxofre líquido ...                                                                       | 73 |
| Tabela 3. Componentes da mistura ar-SO <sub>2</sub> .....                                                                                                         | 74 |
| Tabela 4. Resultados da análise energética do setor de geração do SO <sub>2</sub> .....                                                                           | 75 |
| Tabela 5. Resultados da análise energética do setor de geração de SO <sub>3</sub> . ....                                                                          | 76 |
| Tabela 5. Resultados da análise energética do setor de geração de SO <sub>3</sub> (Continuação) .....                                                             | 77 |
| Tabela 6. Vazão de ar dos ventiladores VE-01 e VE-02 .....                                                                                                        | 78 |
| Tabela 7. Resultados da distribuição de vazão das correntes de ar quente e valor economizado para cada configuração de operação das propostas .....               | 81 |
| Tabela 7. Resultados da distribuição de vazão das correntes de ar quente e valor economizado para cada configuração de operação das propostas (continuação) ..... | 82 |
| Tabela 8. Resultados da distribuição de vazão das correntes de ar quente e valor economizado para cada configuração de operação das propostas. ....               | 83 |
| Tabela 8. Resultados da distribuição de vazão das correntes de ar quente e valor economizado para cada configuração de operação das propostas (continuação) ..... | 84 |
| Tabela 9. Resultados da distribuição de vazão das correntes de ar quente e valor economizado para cada configuração de operação das propostas. ....               | 85 |
| Tabela 9. Resultados da distribuição de vazão das correntes de ar quente e valor economizado para cada configuração de operação das propostas (continuação) ..... | 86 |
| Tabela 10. Resultados do cálculo da perda de energia pela lateral do tanque.....                                                                                  | 93 |
| Tabela 10. Resultados do cálculo da perda de energia pela lateral do tanque (continuação)...                                                                      | 94 |
| Tabela 11. Resultados do cálculo da perda de energia pelo teto do tanque .....                                                                                    | 95 |
| Tabela 12. Resultados do cálculo da perda de energia pela parede lateral da tubulação .....                                                                       | 96 |
| Tabela 13. Resultados do cálculo da perda de energia pela base do tanque.....                                                                                     | 97 |

## LISTA DE SÍMBOLOS

|                 |                                                                                                   |                    |
|-----------------|---------------------------------------------------------------------------------------------------|--------------------|
| $\dot{m}$       | Fluxo de massa                                                                                    | kg/h               |
| $\Delta H_{re}$ | Calor de reação específico                                                                        | kJ/kg              |
| $\Delta T$      | Diferença de temperatura                                                                          | °C                 |
| A               | Área                                                                                              | m <sup>2</sup>     |
| $C_p$           | Coeficiente de calor específico                                                                   | kJ/kg °C           |
| $C_i$           | Capacidade de operação das propostas de reaproveitamento i<br>(i = A, B e C)                      | %                  |
| D               | Diâmetro                                                                                          | m                  |
| dE/dt           | Variação de Energia no tempo                                                                      | J/s                |
| e               | Espessura de parede                                                                               | m                  |
| $E_c$           | Energia cinética                                                                                  | J                  |
| EC              | Economia na utilização das propostas                                                              | R\$/h              |
| EFi             | Eficiência de troca térmica das propostas de reaproveitamento i<br>(i = A, B e C)                 | %                  |
| $E_p$           | Energia potencial                                                                                 | J                  |
| ER              | Porcentagem de energia recuperada                                                                 | %                  |
| $E_{ij}$        | Energia do trocador calor i (i = 1,2,3 e 4) para proposta de<br>reaproveitamento j (j = A, B e C) |                    |
| FCV             | Válvula de controle de vazão                                                                      |                    |
| h               | Coeficiente de película                                                                           | W/m <sup>2</sup> K |
| H               | Entalpia                                                                                          | J                  |
| K               | Coeficiente de condutividade térmica                                                              | W/m K              |
| L               | Comprimento                                                                                       | m                  |
| LC              | Controlador de nível                                                                              |                    |
| $N_{GR}$        | Número de Grashof                                                                                 |                    |
| $N_{PR}$        | Número de Prandtl                                                                                 |                    |
| Nu              | Número de Nusselt                                                                                 |                    |
| PCV             | Válvula de controle de pressão                                                                    |                    |
| PT              | Transmissor de pressão                                                                            |                    |
| q               | Calor                                                                                             | J                  |
| Q               | Calor total                                                                                       | J                  |
| T               | Temperatura                                                                                       | °C                 |
| TC              | Trocador de calor                                                                                 |                    |
| TR              | Torre                                                                                             |                    |
| TCV             | Válvula de controle de temperatura                                                                |                    |
| TT              | Transmissor de temperatura                                                                        |                    |
| U               | Coeficiente global de transferência de calor                                                      | W/m <sup>2</sup> K |
| $W_p$           | Trabalho de eixo                                                                                  | J                  |
| $W_s$           | Trabalho de superfície                                                                            | J                  |
| VE              | Ventilador                                                                                        |                    |
| X               | Conversão                                                                                         | %                  |
| $X_{ad}$        | Fator de adsorção de água                                                                         | %                  |

### Letras Gregas

|               |                               |                                 |
|---------------|-------------------------------|---------------------------------|
| $\varepsilon$ | Emissividade                  |                                 |
| $\Delta\eta$  | Aumento de Eficiência         | %                               |
| $\mu$         | Viscosidade                   | N.s/m <sup>2</sup>              |
| $\rho$        | Massa específica              | kg/m <sup>3</sup>               |
| $\sigma$      | Constante de Stefan-Boltzmann | W/m <sup>2</sup> K <sup>4</sup> |

## SUMÁRIO

|                                                                                                                                       |           |
|---------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-----------|
| <b>1 INTRODUÇÃO .....</b>                                                                                                             | <b>17</b> |
| 1.1 Objetivos.....                                                                                                                    | 19        |
| <b>2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA .....</b>                                                                                                  | <b>20</b> |
| 2.1 Tensoativos .....                                                                                                                 | 20        |
| 2.2 Descrição dos processos utilizados em uma planta de sulfatação. ....                                                              | 22        |
| 2.2.1 Secagem do ar de processo .....                                                                                                 | 23        |
| 2.2.2 Armazenamento e transferência de enxofre líquido .....                                                                          | 25        |
| 2.2.3 Queima do enxofre líquido e produção de SO <sub>2</sub> .....                                                                   | 26        |
| 2.2.4 Conversão de SO <sub>2</sub> em SO <sub>3</sub> .....                                                                           | 28        |
| 2.2.5 Reação de Sulfatação/Sulfonação.....                                                                                            | 31        |
| 2.2.6 Neutralização .....                                                                                                             | 33        |
| 2.2.7 Tratamento de efluentes gasosos: .....                                                                                          | 34        |
| 2.3 Reaproveitamento de energia térmica .....                                                                                         | 35        |
| 2.3.1 Reaproveitamento de energia térmica em plantas de ácido sulfúrico .....                                                         | 35        |
| 2.3.2 Reaproveitamento de energia térmica em correntes de ar quente .....                                                             | 37        |
| <b>3 MATERIAIS E MÉTODO .....</b>                                                                                                     | <b>41</b> |
| 3.1 Energia térmica disponível da planta de sulfatação/sulfonação .....                                                               | 41        |
| 3.1.1 Setor de armazenamento e transferência de enxofre líquido.....                                                                  | 42        |
| 3.1.1.1 Cálculo da energia utilizada para manter o enxofre líquido na temperatura de trabalho no tanque de armazenamento. ....        | 42        |
| 3.1.1.2 Cálculo da energia utilizada para aquecer o enxofre líquido no tanque de armazenamento até a temperatura de trabalho. ....    | 48        |
| 3.1.1.3 Cálculo da energia utilizada para manter o enxofre líquido na temperatura de trabalho dentro das linhas de transferência..... | 49        |
| 3.1.2 Setor de geração de SO <sub>2</sub> .....                                                                                       | 49        |
| 3.1.3 Setor de geração de SO <sub>3</sub> .....                                                                                       | 56        |
| 3.1.4 Setor de secagem do ar de processo .....                                                                                        | 58        |
| 3.1.5 Setor de tratamento de efluentes gasosos .....                                                                                  | 60        |

|                                                                                          |           |
|------------------------------------------------------------------------------------------|-----------|
| 3.1.6 Propostas de reaproveitamento energético da planta de sulfatação.....              | 61        |
| <b>4 RESULTADOS E DISCUSSÃO .....</b>                                                    | <b>73</b> |
| 4.1 Energia térmica disponível na planta de sulfatação.....                              | 73        |
| 4.1.1 Setor de armazenamento de enxofre líquido. ....                                    | 73        |
| 4.1.2 Setor de geração de SO <sub>2</sub> .....                                          | 74        |
| 4.1.3 Setor de secagem do ar de processo .....                                           | 75        |
| 4.1.4 Setor de tratamento de efluentes gasosos .....                                     | 75        |
| 4.1.5 Setor de geração de SO <sub>3</sub> .....                                          | 76        |
| 4.2 Propostas de utilização da energia térmica disponível na planta de sulfatação.....   | 79        |
| 4.2.1 Análise de eficácia do funcionamento das propostas. ....                           | 79        |
| 4.2.2 Análise econômica da utilização das propostas de reaproveitamento energético. .... | 79        |
| <b>5 CONCLUSÃO.....</b>                                                                  | <b>88</b> |
| <b>6 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....</b>                                                | <b>90</b> |
| <b>7 ANEXOS .....</b>                                                                    | <b>93</b> |

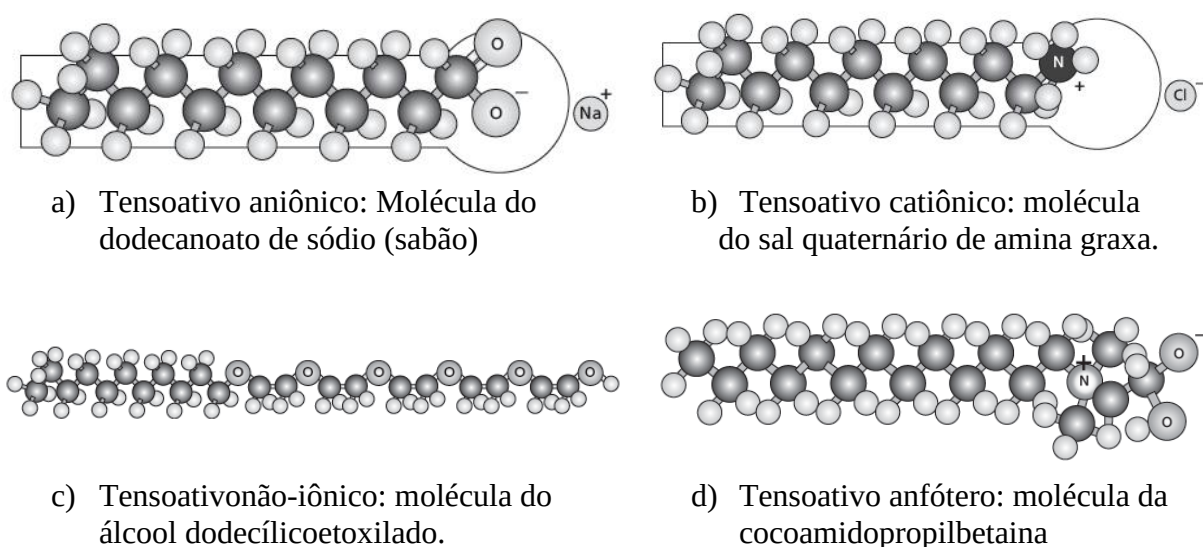
## 1 INTRODUÇÃO

O objetivo de uma planta de sulfatação é a produção de tensoativos aniônicos através do processo de incorporação do trióxido de enxofre ( $\text{SO}_3$ ) em moléculas orgânicas. Este processo é contínuo e de larga escala industrial, com capacidade de produção de 1 a 8 t/h (DESMET BALLESTRA, 2014). Segundo Ortega (2012), essas plantas podem ser encontradas em varias partes do mundo, em unidades de produção de diferentes capacidades, que variam de 3.000 a 50.000 t/ano.

Os tensoativos ou surfactantes são compostos caracterizados pela capacidade de alterar as propriedades superficiais e interfaciais de um líquido (JÖNSSON, 1998). Segundo Daltin (2012), são substâncias que possuem em sua estrutura molecular um grupamento polar (grupo hidrofílico), que interage com compostos polares (água) e um grupo apolar (grupo lipofílico), que possui afinidade por substâncias oleosas. Essa característica permite que o tensoativo seja utilizado como conciliador de fases imiscíveis, o que possibilita o uso deste composto em várias aplicações industriais.

Os tensoativos podem ser classificados de acordo com o caráter iônico da porção hidrofílica, o que permite separá-los em aniônicos (carga negativa), catiônicos (carga positiva), anfótero (carga positiva e negativa) e não-iônicos (sem carga) (DALTIM, 2012). A Figura 1 apresenta exemplos de todos os grupos citados acima.

Figura 1. Grupos de tensoativos



Fonte: (DALTIM, 2012)

Daltin (2012) descreve as principais características dos tensoativos e faz uma comparação de acordo com as classes, conforme informações apresentadas na Tabela 1. No Brasil, os mais utilizados são os aniônicos sulfatados, devido ao seu baixo custo de mercado (BAIN&COMPANY, 2014).

Tabela 1. Principais características dos tensoativos.

| <b>Tensoativos aniônicos</b>                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                   | <b>Tensoativos catiônicos</b>                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                 |
|--------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|---------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| <ul style="list-style-type: none"> <li>• Constitui a maior classe, sendo amplamente utilizados pela indústria em geral na produção de sabões, sabonetes, xampus e detergentes;</li> <li>• Geralmente não são compatíveis com tensoativos catiônicos em virtude da neutralização de cargas;</li> <li>• Normalmente são sensíveis à água dura que apresenta alto teor de sais de cálcio e magnésio e podem neutralizar e precipitar o tensoativo. Esta sensibilidade é menor nos sulfatados ou sulfonados;</li> <li>• As características físico-químicas são fortemente influenciadas pela presença de eletrólitos em solução (sais solubilizados ou extremos de pH).</li> </ul> | <ul style="list-style-type: none"> <li>• Constituem uma classe representada por poucos tensoativos;</li> <li>• Geralmente não são compatíveis com os tensoativos aniônicos;</li> <li>• Apresentam alta toxicidade em água quando comparados a outras classes;</li> <li>• As características físico-químicas são fortemente influenciadas pela presença de eletrólitos em solução (sais solubilizados ou extremos de pH);</li> <li>• Apresentam alta capacidade de aderirem às superfícies sólidas.</li> </ul> |
| <b>Tensoativos não-iônicos</b>                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                 | <b>Tensoativos anfóteros</b>                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                  |
| <ul style="list-style-type: none"> <li>• Constituem a segunda classe mais utilizada no mercado;</li> <li>• São normalmente compatíveis com todas as outras classes de tensoativos;</li> <li>• São pouco sensíveis à água dura;</li> <li>• Contrariamente aos aniônicos e catiônicos, as propriedades físico-químicas não são fortemente influenciadas pela presença eletrólitos;</li> <li>• São fortemente dependentes da temperatura, em que a solubilidade decresce com o aumento da temperatura.</li> </ul>                                                                                                                                                                 | <ul style="list-style-type: none"> <li>• Constituem a classe menos utilizada no mercado devido ao alto custo;</li> <li>• São normalmente compatíveis com todas as outras classes de tensoativos;</li> <li>• Por terem as cargas negativa e positiva na molécula, apresentam propriedades de organização com as moléculas de tensoativo aniônico e catiônico.</li> </ul>                                                                                                                                       |

A estimativa é que em 2017 o volume de vendas de tensoativos aniônicos sulfatados alcance 1.110,1 milhões de dólares, crescendo a uma taxa anual de 5,1% no período entre 2010 e 2017 (BAIN COMPANY, 2014). Para acompanhar este crescimento e aumentar os lucros, as indústrias investem em projetos para redução dos custos de produção.

Uma das formas de reduzir os custos de produção de uma unidade de sulfatação é diminuir o consumo de utilidades, principalmente energia elétrica e vapor. Como as plantas de

sulfatação liberam energia térmica durante o processo de produção dos tensoativos sulfatados, tornou-se interessante pensar em utilizar esta energia de forma racional, o que pode representar uma oportunidade para aumentar a eficiência energética. Desta forma é possível reduzir o consumo de utilidades e consequentemente os custos de produção dos tensoativos, sem perder a qualidade e eficiência dos processos (MENDEZ, 2014).

## **1.1 Objetivos**

Diante deste contexto, o presente trabalho tem como objetivo efetuar um estudo em uma planta real de sulfatação, para propor alternativas de reaproveitamento da energia térmica disponível nos processos da planta.

Para definir as formas de utilização desta energia térmica, primeiro será realizada uma auditoria energética na unidade de sulfatação, para quantificar a energia térmica presente em cada setor da planta. Após isto, serão apresentadas as propostas de utilização desta energia dentro de um complexo industrial.

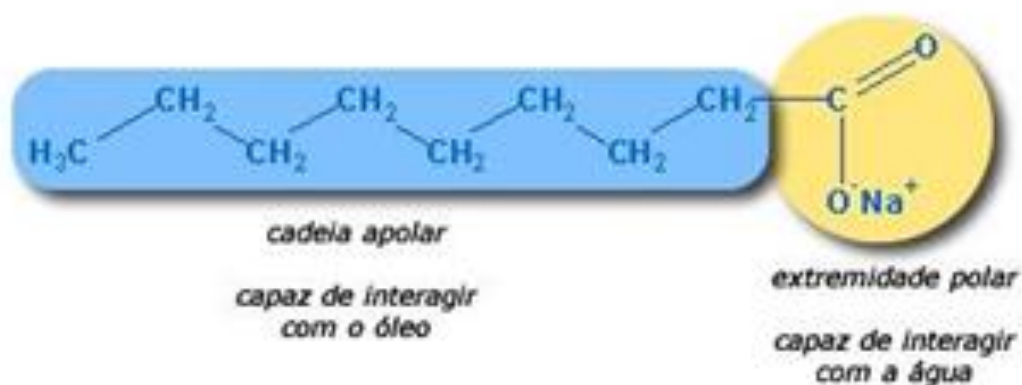
As propostas de reaproveitamento energético serão elaboradas para utilizar as correntes de ar e água quente que são descartadas pelos trocadores de calor da planta.

## 2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

### 2.1 Tensoativos

Todos os tensoativos são constituídos de moléculas que exibem duas porções estruturais distintas que manifestam tendências opostas de solubilidade. Estas propriedades tornam os surfactantes adequados para uma ampla gama de aplicações industriais envolvendo: detergência, emulsificação, lubrificação, capacidade espumante, capacidade molhante, solubilização e dispersão de fases. Devido a estas características, os tensoativos ou surfactantes são encontrados em muitos produtos industrializados como os produtos de limpeza (detergentes, sabões, amaciantes de roupa, entre outros) e de higiene pessoal (shampoo, sabonete, creme dental, etc.). A Figura 1 ilustra uma molécula de tensoativo, destacando o grupo hidrofílico e o grupo hidrofóbico.

Figura 2. Molécula de tensoativo.

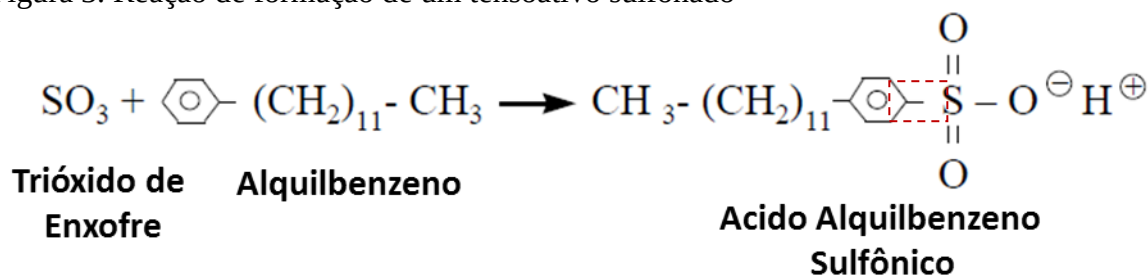


Fonte: (RIBEIRO, 2006)

Os tensoativos aniônicos sulfatados ou sulfonados são produzidos através do processo de incorporação do trióxido de enxofre ( $\text{SO}_3$ ) em moléculas orgânicas. Neste processo, se o grupo sulfônico for introduzido no composto orgânico através da formação de uma ligação carbono-enxofre, obtém-se o produto sulfonado e se a ligação formada for carbono-oxigênio, o produto sulfatado é obtido. A Figura 3 ilustra a reação que ocorre entre o trióxido de

enxofre ( $\text{SO}_3$ ) e o alquilbenzeno<sup>1</sup>, para formar uma ligação carbono-enxofre, formando um composto sulfonado.

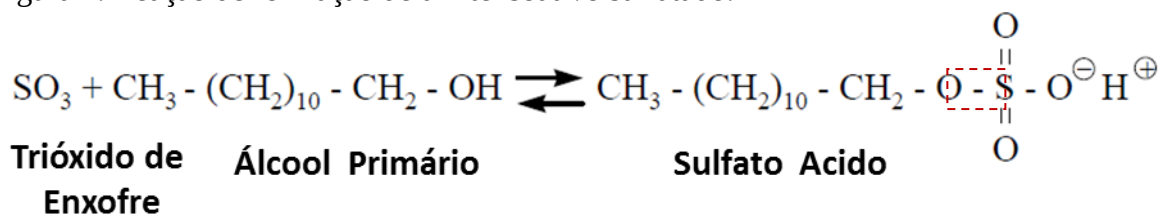
Figura 3. Reação de formação de um tensoativo sulfonado



Fonte: (FOSTER, 1997)

Para obter produtos sulfatados, o trióxido de enxofre ( $\text{SO}_3$ ) reage com álcoois, alifáticos ou aromáticos, obtendo compostos instáveis, chamados sulfatos ácidos, através da formação da ligação carbono-oxigênio. A Figura 4 ilustra a reação de um álcool primário de cadeia longa com o trióxido de enxofre ( $\text{SO}_3$ ), destacando a ligação oxigênio enxofre.

Figura 4. Reação de formação de um tensoativo sulfatado.



Fonte: (FOSTER, 1997).

De acordo com Foster (1997), os produtos sulfonados podem ser isolados, estocados e comercializados, pois são estáveis após a reação de sulfonação. Por outro lado, os produtos sulfatados somente são estáveis se neutralizados. Esta diferença na estabilidade dos produtos impacta na escolha do processo utilizado para sua obtenção. Porém, ambos podem ser obtidos pelo processo que utiliza como agente sulfonante o  $\text{SO}_3$  diluído em ar seco.

<sup>1</sup>**Alquilbenzeno.** Molécula composta por um radical alquila é de fórmula geral ( $\text{C}_n\text{H}_{2n+1}$ ), formado pela remoção de um átomo de hidrogênio de um hidrocarboneto saturado, ligado a um hidrocarboneto classificado como hidrocarboneto aromático, de fórmula  $\text{C}_6\text{H}_6$ .

## 2.2 Descrição dos processos utilizados em uma planta de sulfatação.

A seguir são apresentados os conceitos sobre o princípio de funcionamento de uma planta de sulfatação. Devido à dificuldade em obter referências indexadas que abordem este tema, foi realizada uma descrição deste processo pautada em documentação técnica. Reações de sulfatação/sulfonação são executadas em processos de contato, líquido-líquido ou gás-líquido, e com reagentes de sulfonação, tais como:  $\text{SO}_3/\text{ar}$ , oleum<sup>2</sup>, ácido clorossulfônico, ácido sulfúrico e  $\text{SO}_3$  líquido estabilizado. No entanto, o processo de contato  $\text{SO}_3/\text{ar}$  é o mais utilizado, pois apresenta as seguintes vantagens (FOSTER, 1997):

- **Adaptabilidade:** Todos os tipos de matérias-primas orgânicas, como alquilbenzenos, álcoois primários, éteres de álcool, alfa-olefinas e ésteres metílicos de ácidos graxos, podem ser transformados com sucesso em compostos sulfatados ou sulfonados de alta qualidade. A sulfonação utilizando o ácido sulfúrico ou ácido sulfúrico fumegante é menos desejáveis, pois apenas alquilbenzenos podem ser convertidos a ácidos alquilbenzeno-sulfônicos de alta qualidade;
- **Segurança:** O ácido sulfúrico concentrado,  $\text{SO}_3$  líquido, e o oleum são perigosos para ser manuseados, transportados e armazenados. O enxofre, na forma líquida ou sólida, é a opção menos perigosa como material inicial para a fabricação de  $\text{SO}_3$ , entretanto, ainda assim sua utilização é arriscada;
- **Custo:** O  $\text{SO}_3$  obtido diretamente a partir da combustão de enxofre é a opção mais econômica entre as mencionadas acima.

O processo de sulfatação/sulfonação que utiliza como agente sulfonante o  $\text{SO}_3$  diluído em ar seco produz o trióxido de enxofre ( $\text{SO}_3$ ) a partir do dióxido de enxofre ( $\text{SO}_2$ ). Após a obtenção do trióxido de enxofre, promove-se a reação deste gás com compostos orgânicos, gerando produtos sulfatados ou sulfonados. A Figura 5 ilustra resumidamente o processo de sulfatação/sulfonação em que é possível identificar as principais etapas do processo:

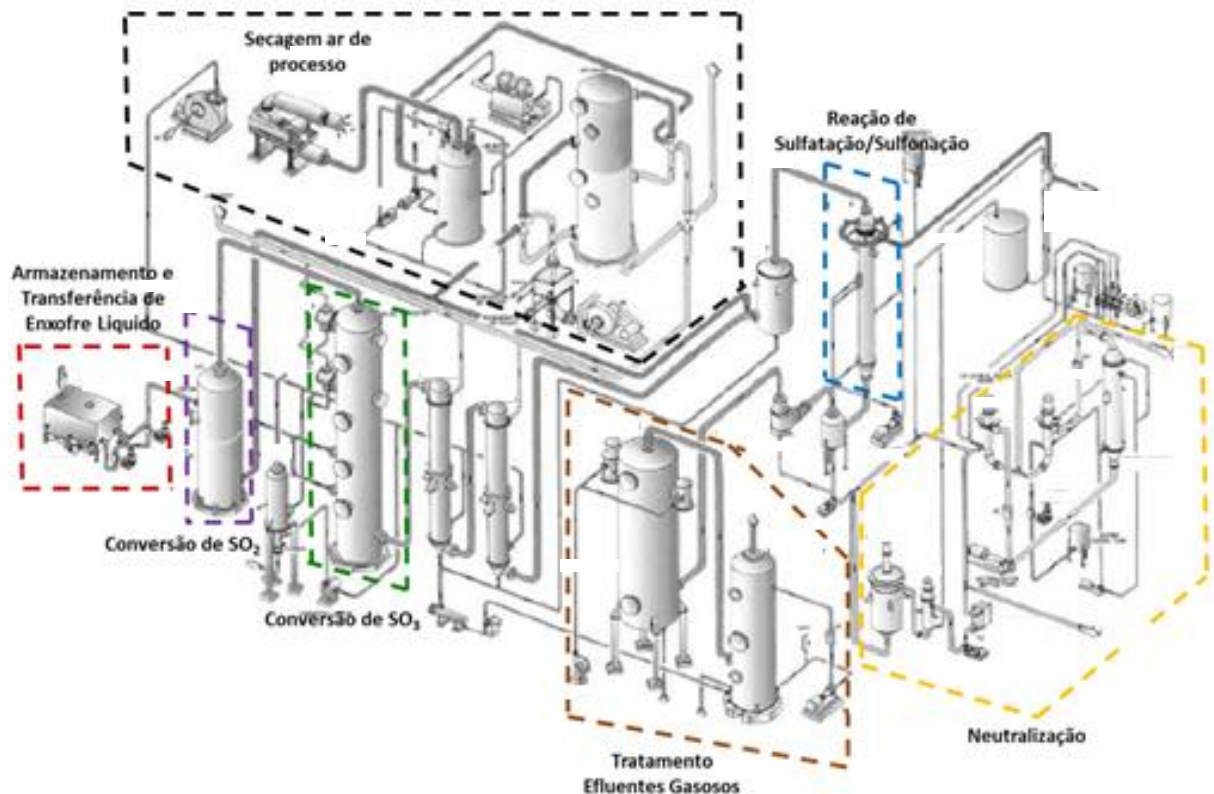
- Secagem do ar de processo;
- Armazenamento e transferência de enxofre líquido;
- Queima do enxofre líquido e produção de  $\text{SO}_2$ ;
- Conversão de  $\text{SO}_2$  em  $\text{SO}_3$ ;

---

<sup>2</sup>**Oleum** é um ácido polisulfúrico, obtido pela solubilização de trióxido de enxofre em ácido sulfúrico puro (100%). O oleum contém vários íons e moléculas em equilíbrio. O oleum é também conhecido como ácido sulfúrico fumegante.

- Reação de sulfatação;
- Neutralização;
- Tratamento de efluentes gasosos.

Figura 5. Planta de sulfatação/sulfonação da Ballestra



Fonte: (Adaptado de BARCZA, 2014)

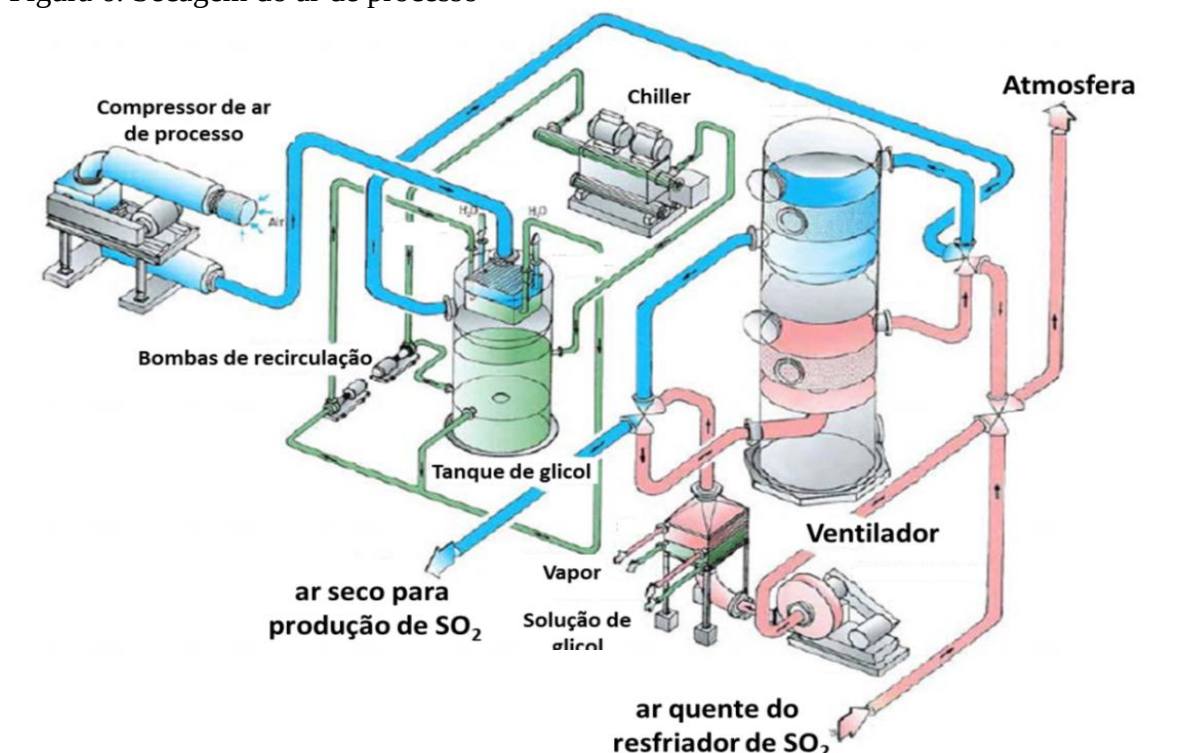
### 2.2.1 Secagem do ar de processo

A secagem do ar é uma etapa fundamental do processo de obtenção de produtos sulfatado ou sulfonado, pois é preciso remover a água contida no ar na forma de umidade. Desta forma evita-se a reação da água com o SO<sub>3</sub> que, se ocorrer, gera ácido sulfúrico (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) e/ou oleum. Esses compostos são altamente corrosivos e prejudiciais ao processo, pois degradam linhas e equipamentos. Se forem transportados para o reator, promovem o escurecimento do produto e favorecem a geração de subprodutos (GROOT, 1991).

Uma grande quantidade de ar seco é requerida no processo de produção de compostos sulfatados/sulfonados. Uma fração do ar seco é utilizada para fornecer oxigênio no processo de combustão do enxofre e obter o dióxido de enxofre. O restante é utilizado para diluir o trióxido de enxofre que será utilizado no reator de sulfatação/sulfonação.

O processo de secagem do ar atmosférico pode ser visualizado na Figura 6, em que as correntes de cor azul representam o caminho que o ar atmosférico percorre até ser enviado para o processo, as correntes verdes representam a solução de etileno-glicol e as correntes de cor vermelha representam o ar quente proveniente dos trocadores de calor para regeneração

Figura 6. Secagem do ar de processo



Fonte: (Adaptado de BARCZA, 2014)

O processo de secagem do ar atmosférico inicia com a filtração e compressão em compressores centrífugos. Posteriormente o ar é enviado para a pré-secagem em trocadores de calor casco tubo e resfriado a 3-5°C para condensar parte da sua umidade (em torno de 50%). (GROOT, 1991).

Após o resfriamento, o ar de processo é desumidificado em torres de secagem para um ponto de orvalho de aproximadamente -60°C, o que corresponde a aproximadamente 10 ppm

de água no ar. As torres de secagem (2 unidades), são compostas por um leito de absorção de alumina ( $\text{Al}_2\text{O}_3$ ) ou sílica-gel, conectadas em paralelo. Esta configuração é utilizada para manter uma torre operando e a outra em regeneração; desta forma sempre uma das torres estará disponível para ser utilizada no processo. A troca das torres é realizada em intervalos de 8 a 12 horas, mediante análise da umidade do ar de processo na saída destes equipamentos.

A regeneração da torre consiste em retirar a umidade absorvida através do aquecimento do leito de absorção para evaporar a água. Este processo utiliza ar quente proveniente de um dos trocadores de calor ar/ar instalados na planta. Entretanto, quando a torre de secagem não se encontra em regime de regeneração, o ar quente é descartado para a atmosfera.

### **2.2.2 Armazenamento e transferência de enxofre líquido**

As plantas de sulfatação/sulfonação, assim como as plantas de ácido sulfúrico, podem utilizar enxofre sólido ou líquido para geração de dióxido de enxofre. Porém o uso do enxofre sólido requer cuidados adicionais de preparação que devem ser executados antes de enviá-lo ao forno de combustão. Destacam-se a fusão do enxofre sólido e aumento das etapas de filtração do enxofre fundido para reter impurezas, uma vez que o enxofre sólido possui teor de cinzas maior que o enxofre líquido (GROOT, 1991).

A planta de sulfatação/sulfonação, objeto de estudo deste trabalho, utiliza o enxofre líquido fornecido em carretas especiais para transporte deste tipo de matéria prima. Este insumo é armazenado em um tanque horizontal com isolamento térmico e aquecimento interno através de serpentinas a vapor.

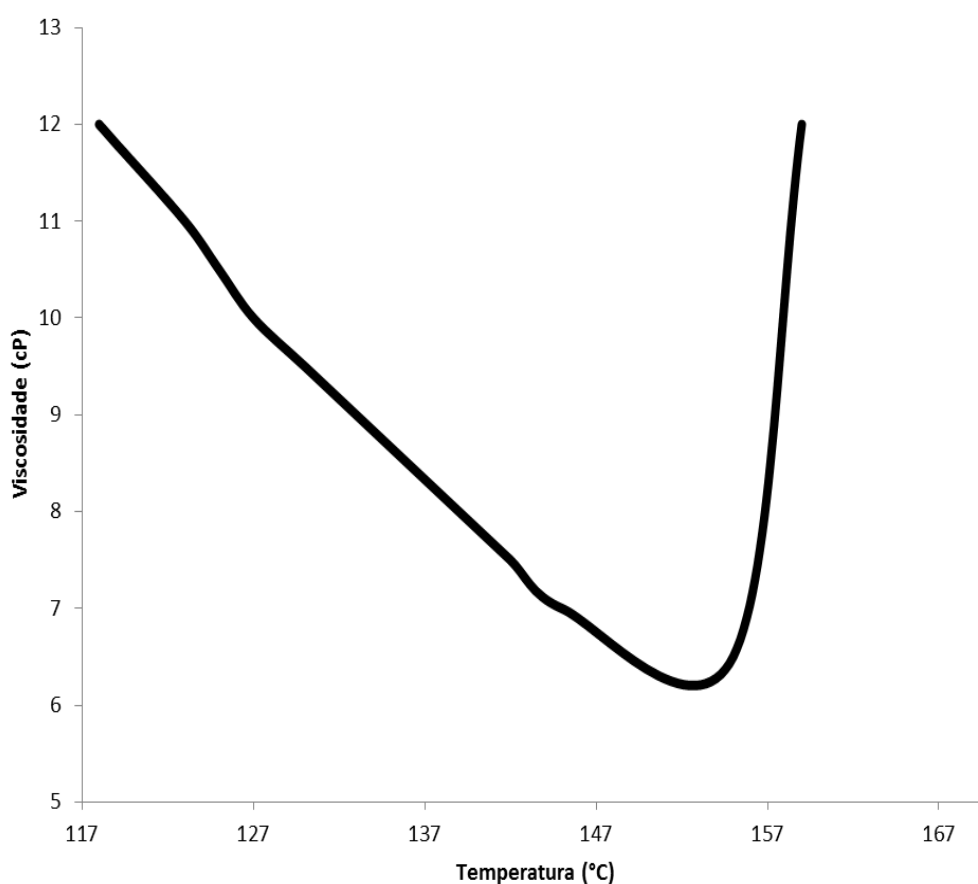
Para bombear o enxofre, o mesmo deve estar no estado líquido, e mantê-lo nesta condição não é simples, pois o ponto de fusão do enxofre é de  $114^\circ\text{C}$  (GROOT, 1991). Para atender esta exigência, é necessário utilizar linhas de transferência, bombas e válvulas com aquecimento constante.

O enxofre possui uma singularidade que prejudica a operação de armazenamento e transferência. Valores mínimos de viscosidade são alcançados entre  $150\text{-}156^\circ\text{C}$ ; a partir desta temperatura, a viscosidade do enxofre líquido aumenta repentinamente, até atingir seu valor máximo a  $188^\circ\text{C}$ , conforme apresentado na Figura 7.

Esta característica do enxofre líquido influencia significativamente nas condições de operação do sistema de armazenamento e bombeamento. A temperatura da superfície de

contato com o enxofre deve oscilar entre 145 e 155°C. Portanto as bombas e tubulações associadas ao enxofre fundido são aquecidas com vapor saturado a uma pressão de 6 bar para manter sua temperatura na faixa requerida. Desta forma a viscosidade do enxofre permanece tão baixa quanto possível, e os efeitos indesejáveis do aumento de viscosidade, como a obstrução de linhas e equipamentos, são evitados.

Figura 7. Gráfico de viscosidade x temperatura do enxofre



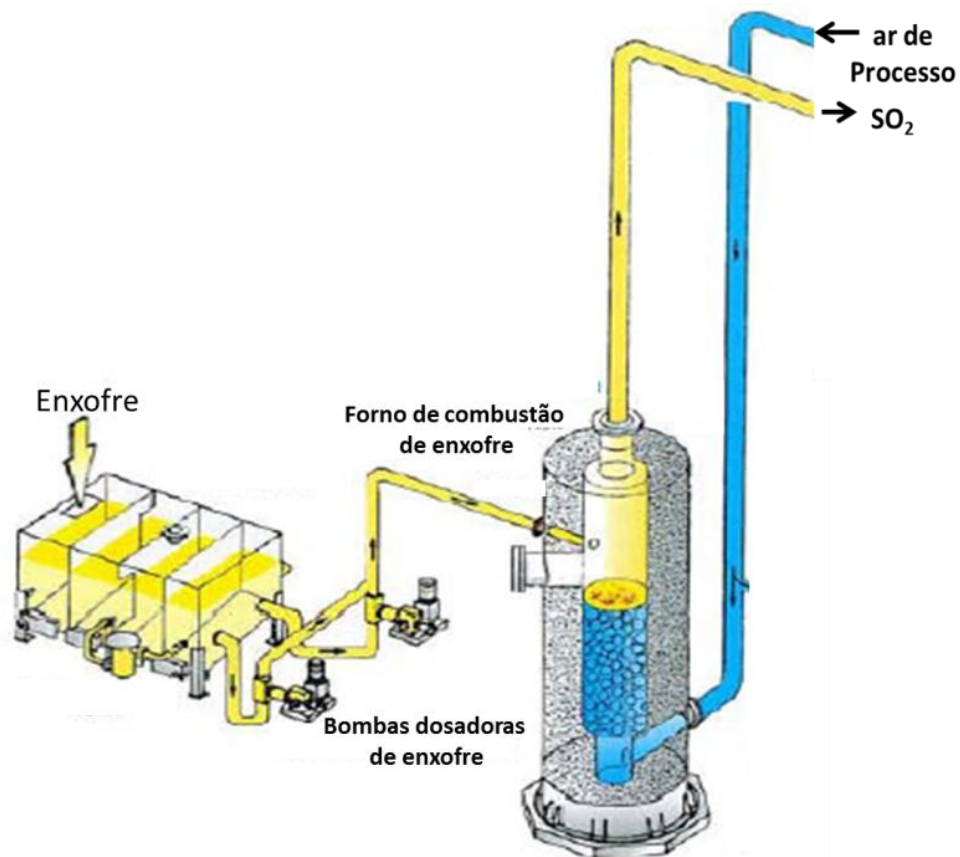
Fonte: (Adaptado de GROOT, 1991)

### 2.2.3 Queima do enxofre líquido e produção de SO<sub>2</sub>

O enxofre líquido é transferido para o forno com auxílio de bombas dosadoras, e reage com ar de processo, transformando-se em SO<sub>2</sub>. A proporção de enxofre e ar é ajustada para manter uma concentração de aproximadamente 7% de SO<sub>2</sub> em volume na corrente de saída do forno (GROOT, 1991).

O forno utilizado para combustão do enxofre possui configuração vertical, onde geralmente a corrente de ar de processo entra pela parte inferior e a corrente de enxofre líquido entra pela lateral superior, caracterizando fluxos contracorrentes. Este equipamento possui esferas refratárias ( $d = 50\text{-}60\text{ mm}$ ) presas por uma grade de metal, que ficam poucos metros acima da linha de entrada do ar de processo. A Figura 8 ilustra a configuração do forno utilizado para combustão do enxofre líquido.

Figura 8. Forno para combustão do enxofre líquido



Fonte: (Adaptado de BARCZA, 2014)

As esferas são utilizadas para aumentar a área de contato entre gás-líquido, promovendo assim uma queima mais uniforme e favorecendo a combustão completa do enxofre, conforme reação abaixo (GROOT, 1991).



### 2.2.4 Conversão de SO<sub>2</sub> em SO<sub>3</sub>

A conversão do dióxido de enxofre a trióxido de enxofre é realizada na torre de catálise, composta por quatro leitos catalíticos de pentóxido de vanádio (V<sub>2</sub>O<sub>5</sub>) ou composto de cério. A mistura de ar-SO<sub>2</sub> que sai do forno a uma temperatura de aproximadamente 700°C, precisa ser resfriada em um trocador de calor para 430-450°C para entrar na torre de conversão de SO<sub>2</sub>/SO<sub>3</sub> (GROOT, 1991). Esta faixa de temperatura deve ser mantida ao longo dos leitos de catálise, pois é a temperatura de trabalho ideal para o catalisador (GROOT, 1991)

A reação de oxidação do SO<sub>2</sub> para SO<sub>3</sub> é exotérmica e libera uma considerável quantidade de calor. O calor liberado pela reação abaixo, eleva significativamente a temperatura do meio reacional (GROOT, 1991). Isto prejudica a formação do SO<sub>3</sub>, uma vez que reações exotérmicas possuem baixo rendimento quando submetidas a altas temperaturas (LEVENSPIEL, 2000).



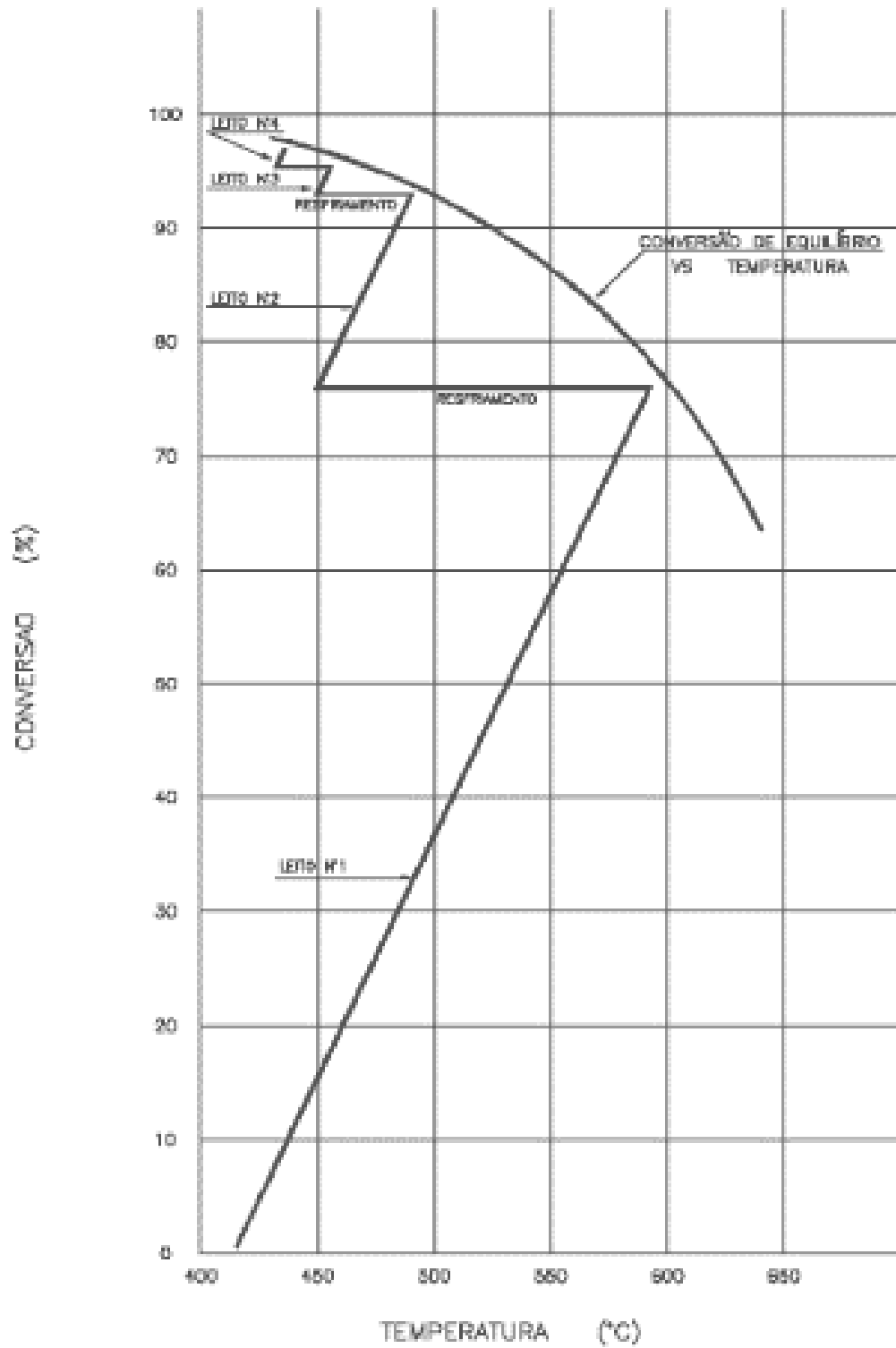
Em contrapartida, a atividade do catalisador aumenta com a temperatura, e este fato exige um controle operacional da temperatura dos leitos de catálise para maximizar a produção de SO<sub>3</sub> (GROOT, 1991). Este controle é efetuado através de instrumentos de medição de temperatura (termopares) que indicam e registram as temperaturas dos gases que entram e saem dos leitos de catálise.

A cada passagem de um leito para outro, há um trocador de calor para resfriar a corrente gasosa de ar/SO<sub>2</sub>/SO<sub>3</sub>, que tem como objetivo ajustar a temperatura para a faixa ideal de operação (400 – 450°C) antes de iniciar uma nova etapa de reação. Isto é muito importante para atingir valores elevados de conversão, pois a cada passagem da corrente gasosa por um leito de catálise, a reação atinge seu ponto de equilíbrio. Somente o resfriamento da corrente possibilita o avanço da reação, pois os reagentes são levados às condições favoráveis para a reação (LEVENSPIEL, 2000).

Como o calor específico dos gases não varia substancialmente ao longo do processo, é possível representar a evolução da reação de oxidação do SO<sub>2</sub> para SO<sub>3</sub> através do gráfico de conversão dos leitos catalíticos apresentado na Figura 9.

Figura 9. Gráfico de conversão dos leitos catalíticos da torre de conversão de  $\text{SO}_2$  para  $\text{SO}_3$

### GRÁFICO DE CONVERSÃO DOS LEITOS CATALÍTICOS

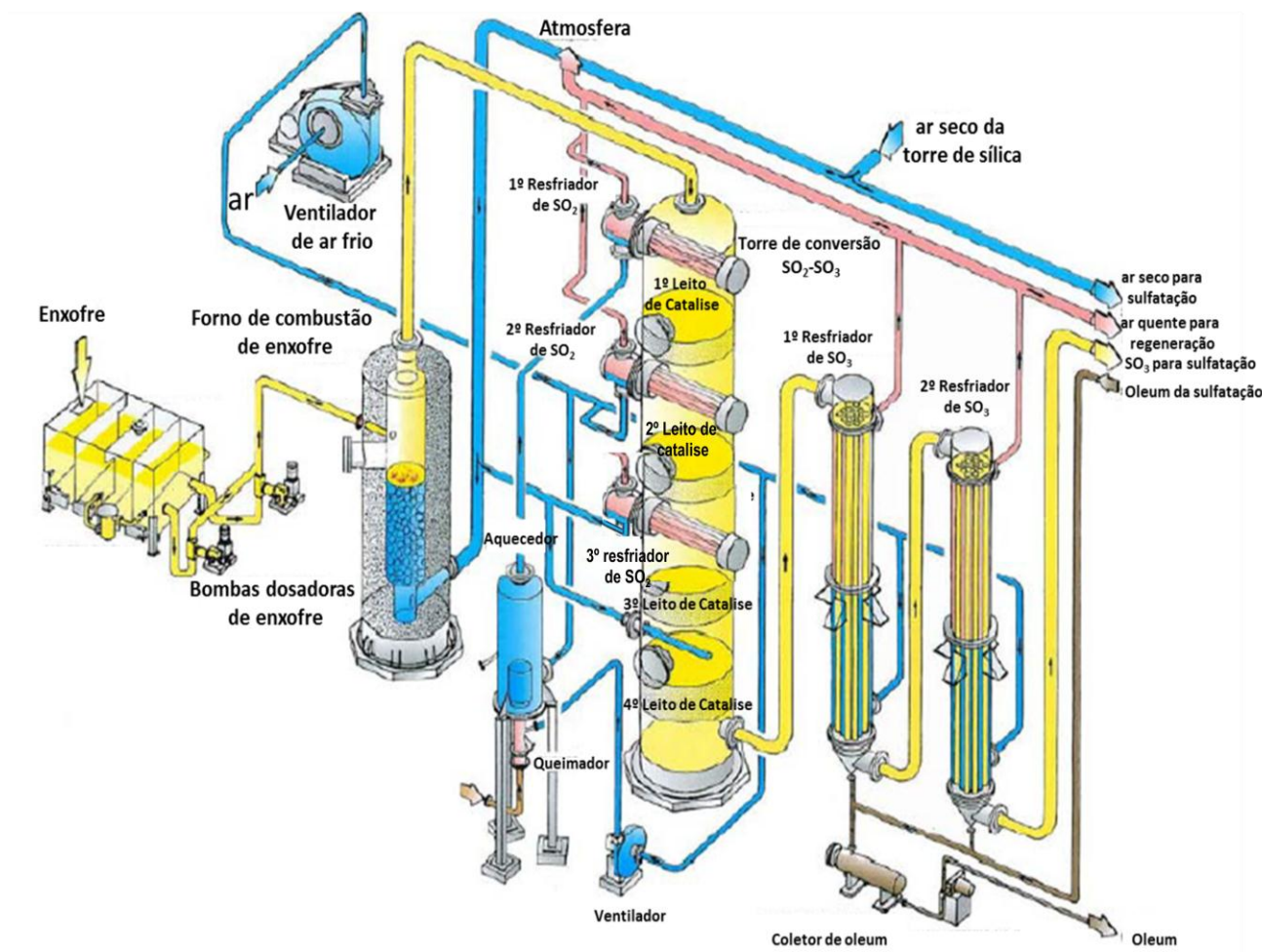


Fonte: (MB CONSULTORES, 1999)

O gás que flui da torre catalítica com 98,5 a 99,5% de  $\text{SO}_2$  convertido em  $\text{SO}_3$  (GROOT, 1991) passa por dois trocadores de calor em série, que resfriam o  $\text{SO}_3$  de  $430^\circ\text{C}$  para temperaturas entre  $50\text{--}60^\circ\text{C}$  e assim evitar a formação de subprodutos e escurecimento do produto final (GROOT, 1991).

O primeiro trocador de calor descarrega o ar quente proveniente da troca térmica nas torres de secagem do ar de processo. Entretanto quando as mesmas não estão em regime de regeneração, a vazão de ar quente é descartada para atmosfera. Já o segundo trocador de calor descarta o ar quente constantemente para atmosfera. Ambos são providos de pontos de drenagem na sua parte inferior para retirada de pequenas quantidades de óleo, formadas nesta etapa, em função da uma umidade presente na corrente de  $\text{SO}_3$ . A Figura 10 ilustra os detalhes da torre de conversão  $\text{SO}_2/\text{SO}_3$ , bem como os trocadores de calor.

Figura 10. Detalhes da Torre de conversão  $\text{SO}_2/\text{SO}_3$



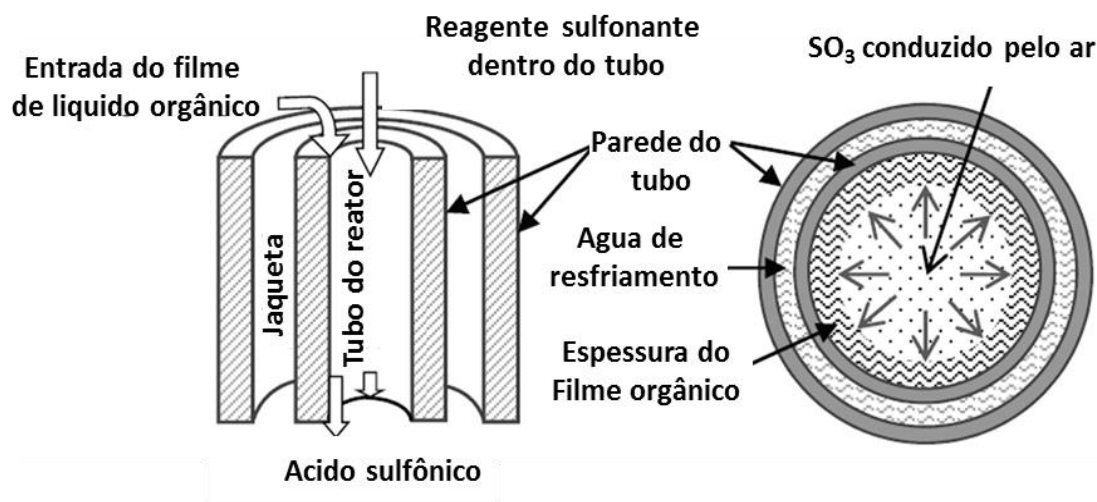
Fonte: (Adaptado de BARCZA, 2014)

### 2.2.5 Reação de Sulfatação/Sulfonação

Ao atingir a temperatura ideal de trabalho (50-60°C), o  $\text{SO}_3$  é enviado para o reator de filme descendente onde entrará em contato com o composto orgânico. A configuração deste reator pode ser descrita como um tubo composto por dois tubos concêntricos dispostos na posição vertical. Desta forma, a matéria orgânica e o  $\text{SO}_3$  são enviados para a parte superior do reator e entram somente no tubo interno onde o material orgânico formará uma fina película que cobrirá toda a parede deste tubo, percorrendo-o em fluxo laminar e então, no interior deste anel de material orgânico formado, a corrente de gás ( $\text{ar}/\text{SO}_3$ ) flui em regime turbulento, promovendo a reação de sulfatação ou sulfonação.

Já para o tubo externo é enviado somente água para resfriamento da parede externa do tubo que contém o composto orgânico e o  $\text{SO}_3$ , pois a combinação de uma reação instantânea e altamente exotérmica requer um controle rigoroso da temperatura da fase orgânica e gasosa (GROOT, 1991). A Figura 11 ilustra os detalhes de um tubo do reator de filme descendente.

Figura 11. Detalhe do tubo de um reator de filme descendente

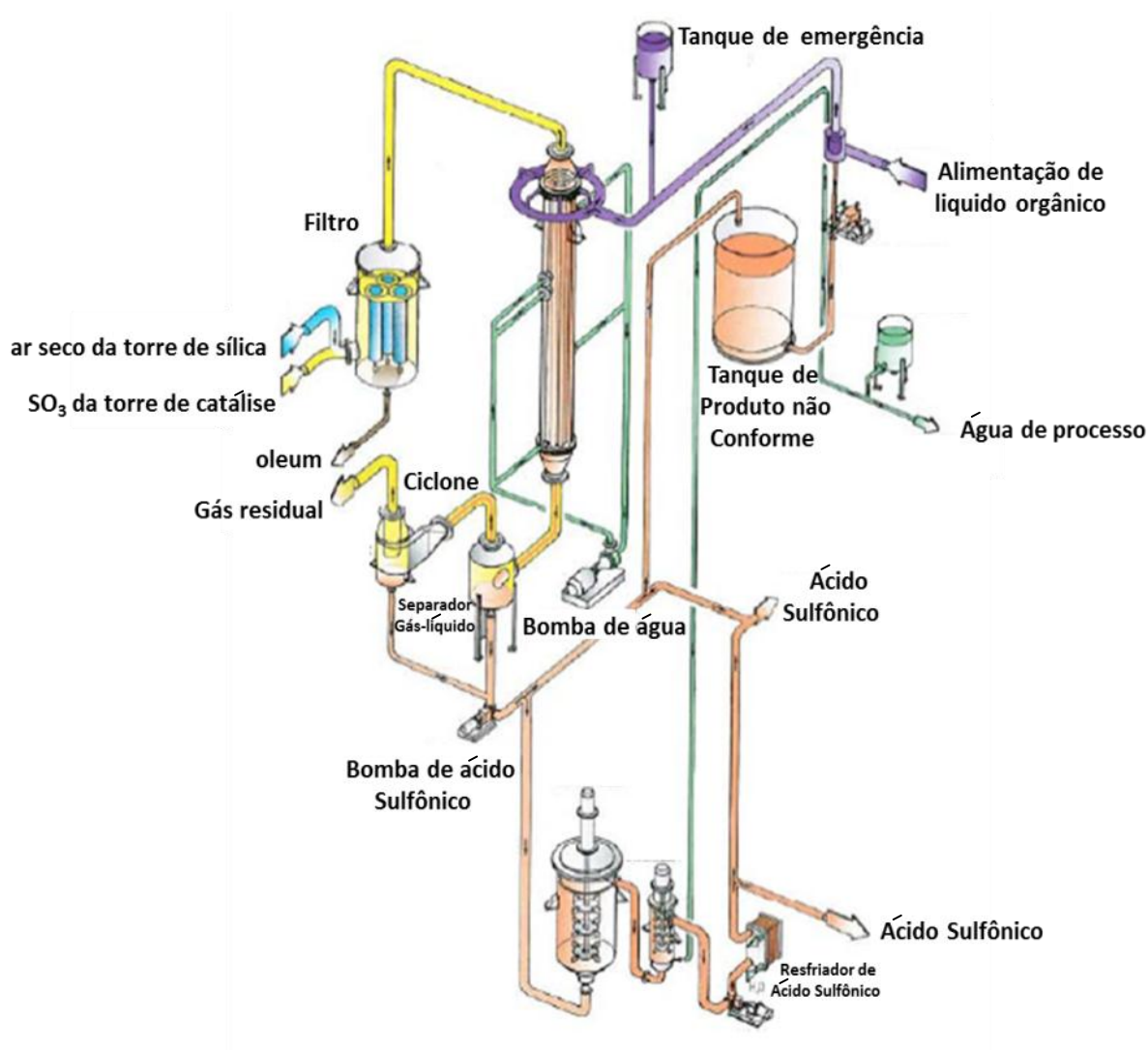


Fonte: (ORTEGA, 2012)

Conforme a reação avança, a viscosidade do líquido pode aumentar cerca de 100 vezes o valor inicial (GROOT, 1991). Portanto, a disposição dos tubos do reator de filme descendente deve ser rigorosamente na posição vertical, pois se inclinado, haverá acúmulo e obstrução do reagente orgânico na parte inferior do tubo.

A conversão do material de partida é da ordem de 97-98% (GROOT, 1991). O produto e os gases residuais que saem pela parte inferior do reator são enviados para um tanque pulmão, e o produto ácido é separado dos gases residuais ( $\text{SO}_3$  e  $\text{SO}_2$ ), que não reagiram com o composto orgânico (GROOT, 1991). A Figura 12 apresenta a distribuição dos equipamentos envolvidos no processo da reação de sulfatação.

Figura 12. Reator de filme descendente

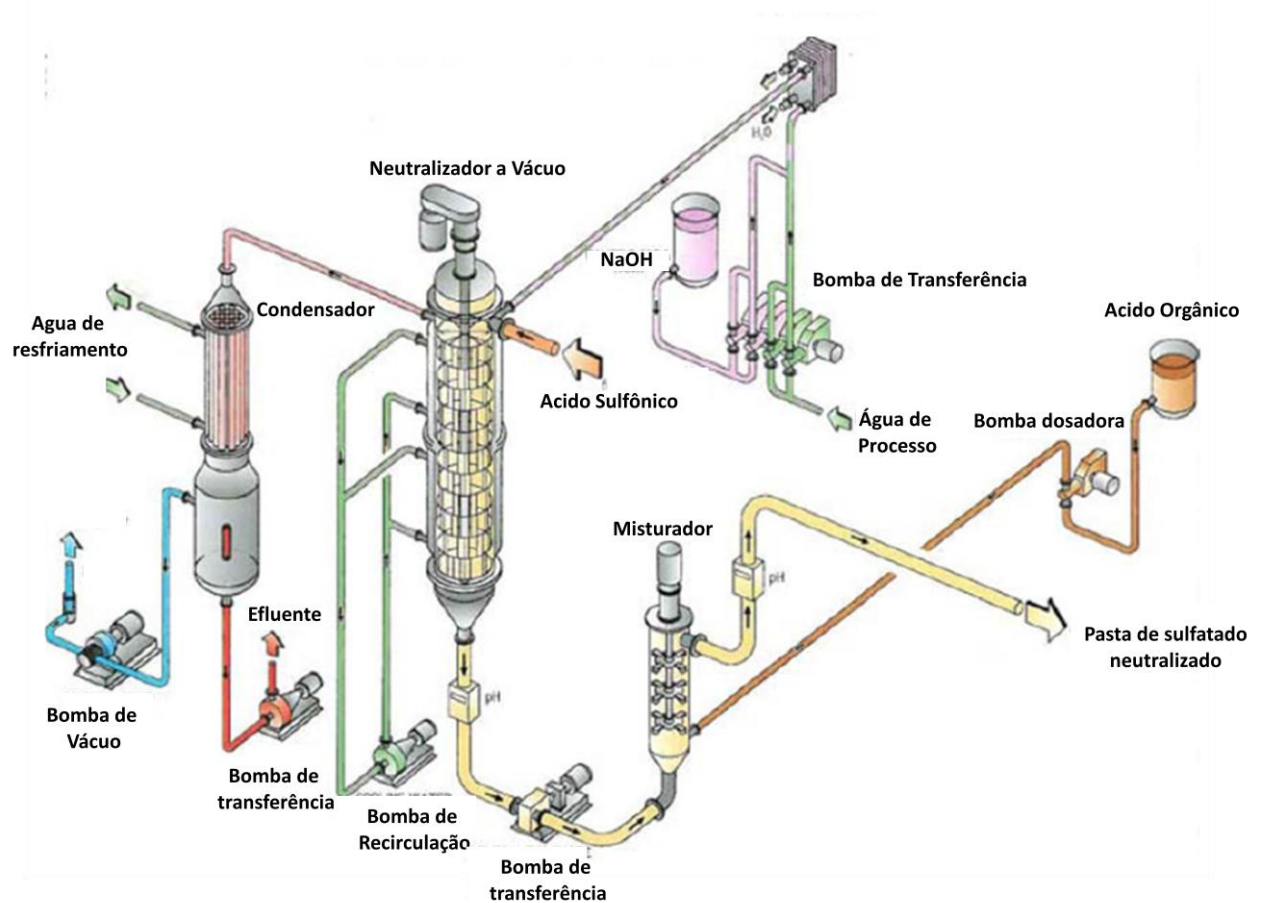


Fonte: (Adaptado de BARCZA, 2014)

### 2.2.6 Neutralização

A etapa de neutralização em uma planta de sulfatação/sulfonação só é necessária quando se produz compostos sulfatados, pois o ácido orgânico sulfatado é instável e pode reverter a reação, liberando  $\text{SO}_3$ . Já o produto sulfatado neutralizado, na forma de sal de sódio é estável e deixa o neutralizador com pH na faixa de 11 a 12 (GROOT, 1991). Em seguida, se necessário, o produto passa por um processo de clarificação com peróxido de hidrogênio e se o objetivo for vendê-lo com pH neutro, é efetuada a correção do pH com ácido fosfórico ou cítrico, que são considerados agentes tamponantes (GROOT, 1991). A Figura 13 apresenta os detalhes do sistema de neutralização.

Figura 13. Sistema de neutralização a vácuo



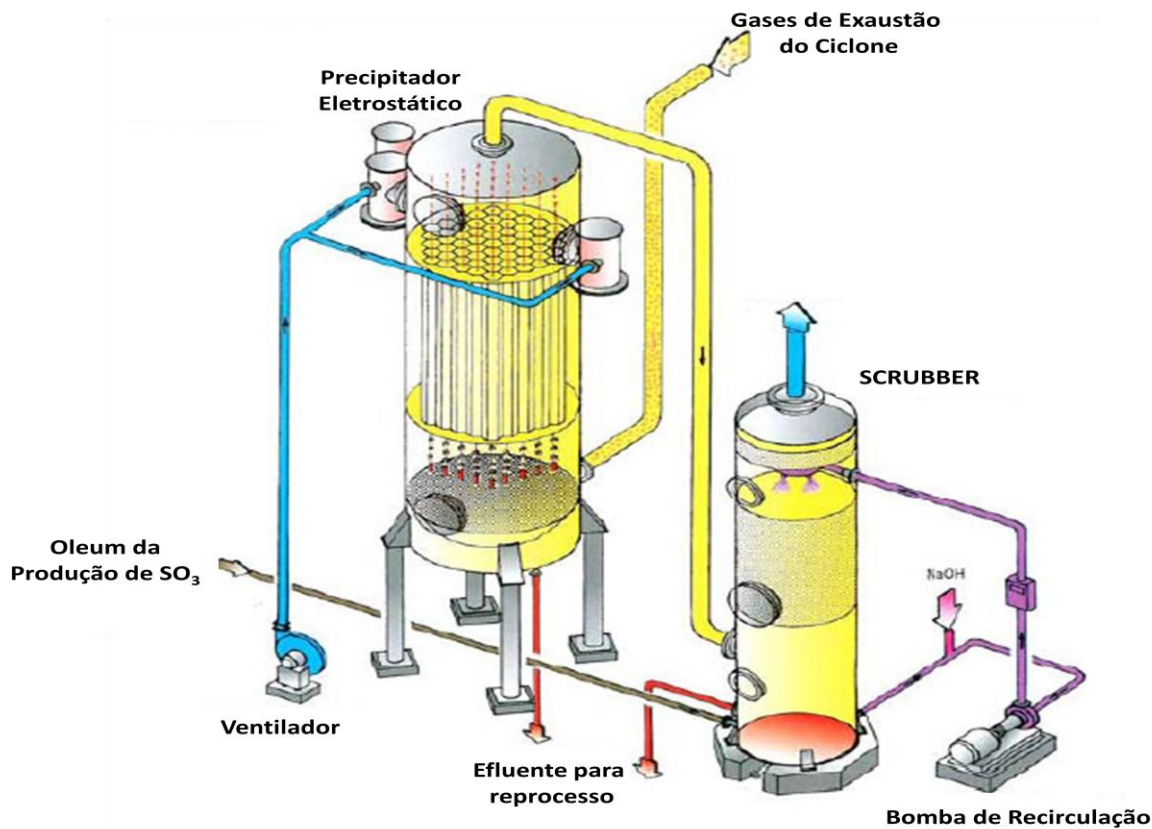
Fonte: (Adaptado de BARCZA, 2014)

A reação de neutralização pode ser efetuada com diversos produtos químicos alcalinos como soda cáustica (mais usual), hidróxido de amônio e carbonato de sódio. Por ser instantânea e altamente exotérmica, a neutralização com soda cáustica pode levar a formação de gel no produto sulfatado pelo aumento da temperatura (FOSTER, 1997). Desta forma, para evitar a formação de gel, o controle da temperatura do neutralizador torna-se um parâmetro muito importante neste processo.

### 2.2.7 Tratamento de efluentes gasosos:

Para ser separado do ácido orgânico, o efluente gasoso que sai do reator, é enviado primeiramente para um ciclone. Após esta etapa, o fluxo de gases residuais é enviado para um precipitador eletrostático, que retêm as gotículas de ácido orgânico e oleum presentes no fluxo gasoso. De forma resumida, a Figura 14 apresenta o funcionamento do precipitador eletrostático e do *scrubber*.

Figura 14. Sistema de tratamento de efluentes gasosos



Fonte: (Adaptado de BARCZA, 2014)

Após passar pelo precipitador eletrostático, o fluxo gasoso composto por ar ( $N_2$  e  $O_2$ ) e uma pequena fração de  $SO_3$  e  $SO_2$ , é enviado para a torre de absorção de  $SO_3$ , onde os gases entram pela parte inferior da torre e sobre o fluxo gasoso é aspergido ácido sulfúrico (98%). Segundo MB Consultores (1999), a absorção de  $SO_3$  é mais eficiente quando empregado ácido sulfúrico a 98-99% de concentração, já que este processo retira uma grande parte da fração de  $SO_3$  que reage com a água presente na corrente de ácido sulfúrico, formando novas moléculas de ácido (GROOT, 1991).

Após passar pela torre de absorção de  $SO_3$ , o efluente gasoso é neutralizado com hidróxido de sódio, convertendo o  $SO_3$  em sulfato de sódio e o  $SO_2$  em sulfito de sódio. Este processo ocorre em um *scrubber* com recheio composto por anéis de *rasching* ou tubos paralelos, ambos em material cerâmico. Os gases entram pela parte inferior e o hidróxido de sódio em solução é aspergido sobre o fluxo gasoso. Segundo Groot (1991), os efluentes, agora inócuos, são liberados sem restrições ambientais (concentração máxima de 15 ppm de  $SO_3$  e 5 ppm de  $SO_2$  em volume).

## **2.3 Reaproveitamento de energia térmica**

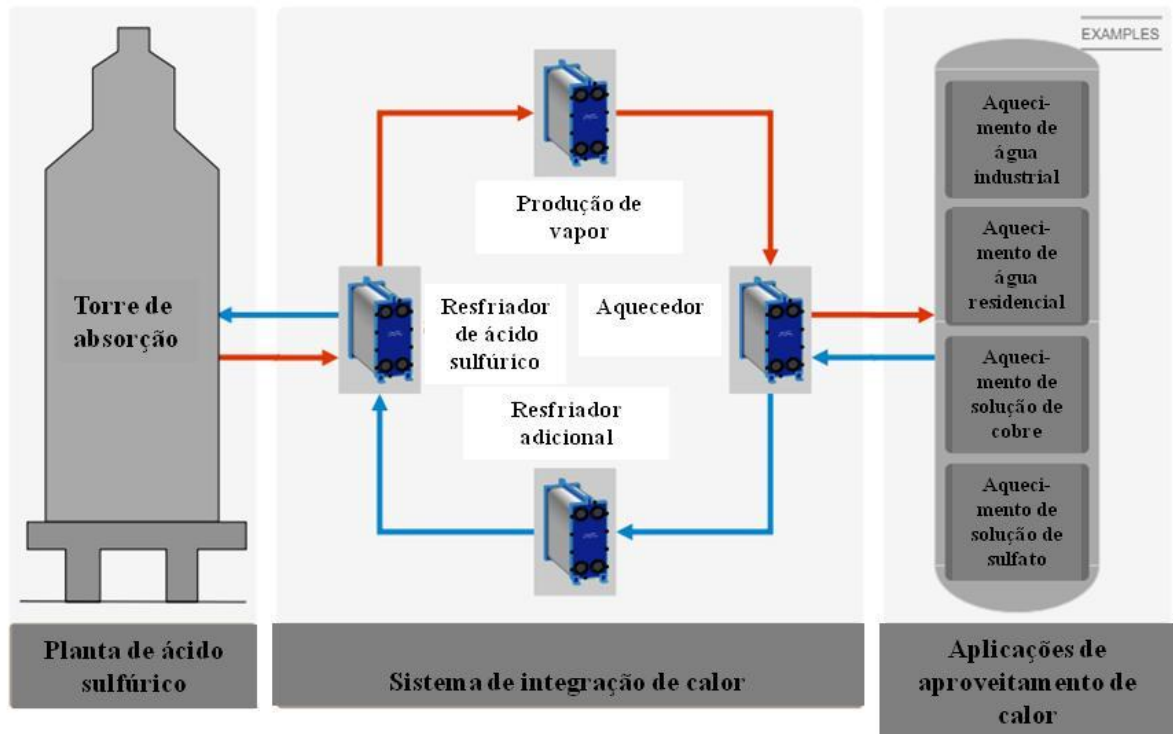
### **2.3.1 Reaproveitamento de energia térmica em plantas de ácido sulfúrico**

As opções já empregadas comercialmente para o reaproveitamento da energia térmica de uma fábrica de ácido sulfúrico podem ser utilizadas em plantas de sulfatação/sulfonação, pois o processo de geração de  $SO_3$  é similar às duas.

Segundo Gabriel (2013), plantas de ácido sulfúrico que possuem o mesmo processo de geração de  $SO_3$  das plantas de sulfatação reaproveitam apenas 2/3 da energia térmica para geração de vapor de alta pressão, sendo que o restante desta energia descartada.

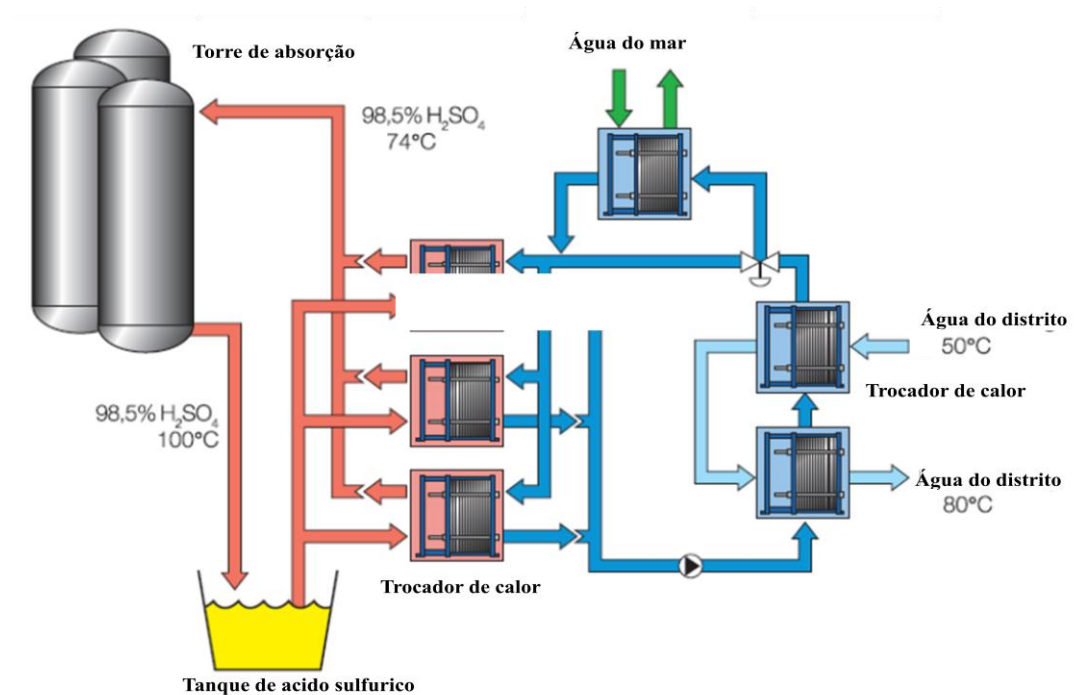
Diante desta realidade, são estudadas opções para reaproveitamento do excedente energético. A Alfa Laval propõe utilizar o calor liberado na hidratação do ácido sulfúrico nas torres de absorção de  $SO_2/SO_3$  para aquecimento da água de alimentação de caldeiras de vapor e em cidades que utilizam redes de água quente, conforme Figuras 15 e 16. Já a MB Consultores (1999), diz que é possível reaproveitar todas as correntes quentes da planta para gerar vapor superaquecido e aquecer o enxofre fundido.

Figura 15. Propostas de Aproveitamento energético da Alfa Laval



Fonte: (Adaptado de GABRIEL, 2013).

Figura 16. Proposta de Aproveitamento energético da Alfa Laval para aquecimento de água



Fonte: (Adaptado de GABRIEL, 2013).

De acordo com Gabriel (2013), a Alfa Laval implementou com sucesso sistemas de reaproveitamento de energia térmica em empresas como:

- Kemira Helsingborg (Suécia): 22 MW de energia recuperada;
- Wuxin Copper (China): geração de 74,7 t/h de vapor;
- Boliden Harjavalta (Finlândia): 40 MW de energia recuperada.

### **2.3.2 Reaproveitamento de energia térmica em correntes de ar quente**

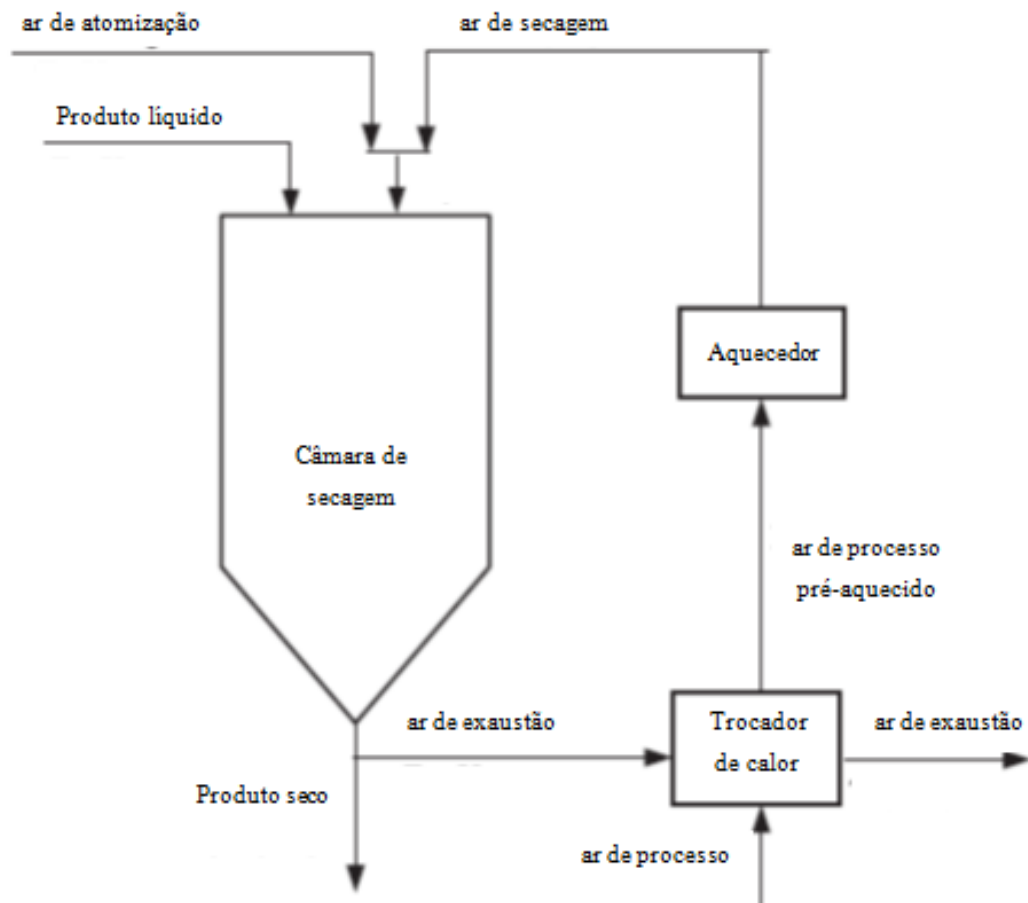
A maior parte da energia térmica da planta de sulfatação que pode ser reaproveitada está presente nas correntes de ar quente que são descartadas para a atmosfera. Porém muito pouco desta energia é reaproveita nos processos da planta e apenas uma pequena parcela é utilizada na regeneração das torres de sílica. Diferentemente de outras indústrias que reaproveitam a energia térmica presente em correntes de ar quente, fábricas que possuem operações de torrefação, secagem, resfriamento, fundição e combustão se enquadram neste cenário.

Indústrias que utilizam o processo de secagem por pulverização podem reaproveitar a energia térmica das correntes de exaustão da câmara de secagem, uma vez que neste processo consome-se uma grande quantidade de energia para evaporação da água (BIMBENET, 2002).

A secagem por pulverização consiste na atomização da corrente líquida do produto a ser processado, através da pulverização de gotículas finas que, em contato com o ar de secagem, formam partículas sólidas aglomeradas. Julklang e Golman (2015) propuseram uma forma de reaproveitar o ar de exaustão do processo de secagem por pulverização da alumina para reduzir o consumo de combustível e simularam o processo de secagem inserindo como variável, a vazão da corrente dos gases de exaustão do secador, de acordo com a Figura 17.

Os resultados obtidos foram satisfatórios, pois, com o aumento da vazão de recirculação do ar de exaustão no processo, a eficiência energética do sistema e a redução do consumo de energia aumentaram 43,3% e 52,4% respectivamente.

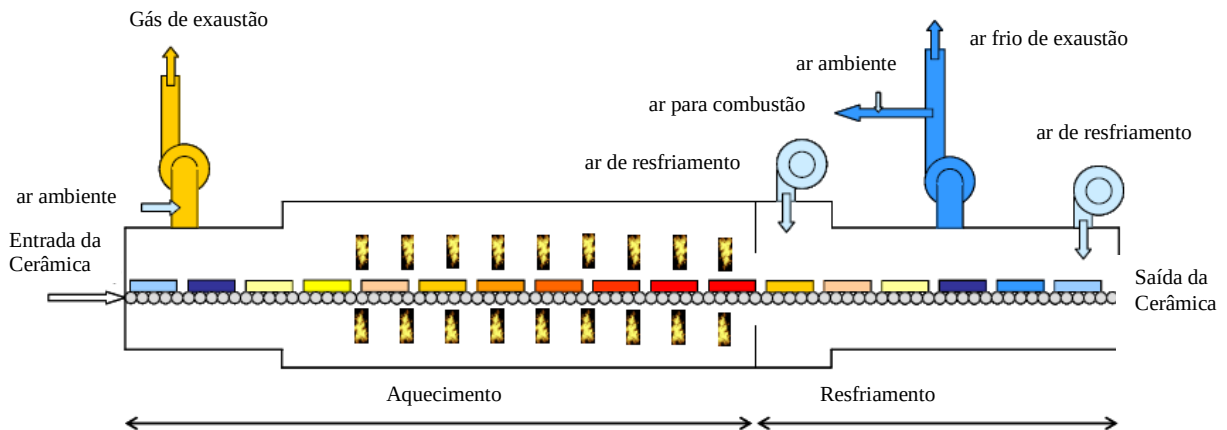
Figura 17. Proposta de Aproveitamento energético de Julklang e Golman (2015).



Fonte: (Adaptado de JULKLANG e GOLMAN, 2015).

Uma grande quantidade de energia térmica é consumida na fabricação de azulejos de cerâmica, principalmente na fase de cozedura (HASANUZZAMAN, 2012). As instalações mais utilizadas são os fornos de rolos, alimentadas por gás natural, em que mais de 50% da entrada de energia é perdida através das chaminés de exaustão dos gases de combustão (PENG, 2012). Mesquita (2014) apresentou uma proposta para utilizar parte dos gases de arrefecimento, que são descartados para a atmosfera, na câmara de cozimento, conforme Figura 18. Esta proposta estima uma economia de 17% no consumo de gás natural, e pode ser implementada apenas ajustando a pressão estática na câmara de combustão do forno, de modo a atingir a situação desejada.

Figura 18. Proposta de Aproveitamento energético de Mesquita (2014)



Fonte: (Adaptado de MESQUITA, 2014).

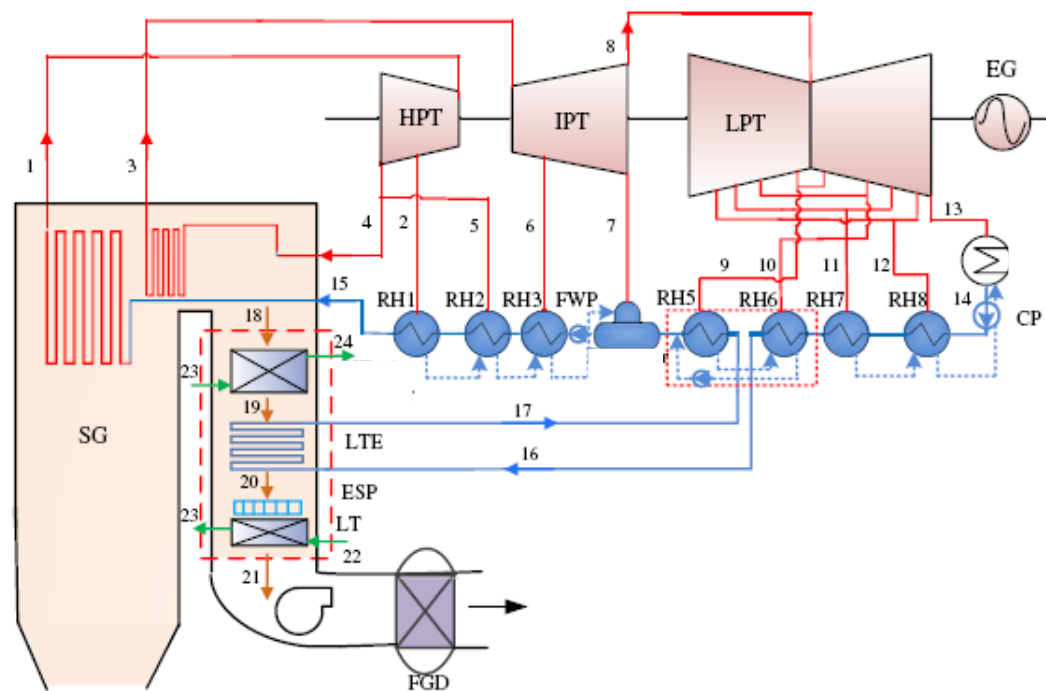
Segundo Xu (2014), na China, usinas de energia movidas a carvão consomem quase a metade do carvão disponível no país. Atualmente, a temperatura dos gases de exaustão pode chegar a mais de 140°C (XIN, 2010). A energia térmica descartada para o meio ambiente nas correntes de ar quente corresponde de 50% a 80% da perda de energia das caldeiras, e de 3% a 8% da energia total da planta (HWANG, 2010). Portanto, a recuperação do calor residual do gás de combustão é importante para melhorar a eficiência da usina.

O método mais utilizado é a instalação de um economizador de baixa temperatura, após o precipitador eletrostático para aquecer a água condensada, que retorna para o processo como água de alimentação da caldeira a uma temperatura entre 250°C e 300°C. Isto deve ser feito depois de vários estágios de pré-aquecimento com vapor extraído de diferentes níveis do sistema de aquecimento regenerativo (ESPALOTERO, 2010).

Xu (2014) propõe utilizar um sistema de recuperação de calor no qual o pré-aquecedor de ar é dividido em alta e baixa temperatura, com um economizador de baixa temperatura entre o precipitador eletrostático e o pré-aquecedor de ar (Figura 19).

Resultados mostram que a potência adicional líquida pode alcançar 9,0 MW e, usando as propostas do sistema de recuperação de calor, pode render benefícios líquidos de até 2,6 milhões de euros por ano.

Figura 19. Proposta de Aproveitamento energético de Xu (2014)



|            |                            |            |                                   |             |                          |
|------------|----------------------------|------------|-----------------------------------|-------------|--------------------------|
| <b>SG</b>  | Gerador de vapor           | <b>IPT</b> | Turbina de pressão intermediária  | <b>LPT</b>  | Turbina de baixa pressão |
| <b>HPT</b> | Turbina de alta pressão    | <b>RH</b>  | Aquecedor regenerativo            | <b>COND</b> | Condensador              |
| <b>ESP</b> | Precipitador eletrostático | <b>LTE</b> | Economizador de baixa temperatura | <b>FGD</b>  | Gás de dessulfurização   |
| <b>EG</b>  | Gerador elétrico           | <b>FWP</b> | Bomba de alimentação de água      | <b>CP</b>   | Bomba de condensado      |
| <b>HT</b>  | Alta temperatura           | <b>LT</b>  | Baixa temperatura                 |             |                          |

Fonte: (Adaptado de XU, 2014).

Na busca de dispositivos que convertam a energia da biomassa em energia térmica de forma eficiente e com qualidade, Santos (2010) propôs utilizar um sistema de gaseificação com câmara de combustão, visando o aquecimento direto de ar para utilização na secagem de grãos e outras aplicações. Este sistema é composto por um reator de gaseificação do tipo contracorrente e de uma câmara de combustão para o gás produzido, ambos envolvidos em uma estrutura de alvenaria, cujo principal objetivo foi aproveitar o calor dissipado no reator e na câmara de combustão. Usando lenha de eucalipto como combustível, a eficiência do sistema foi de 56% para 71%.

### 3 MATERIAIS E MÉTODO

#### 3.1 Energia térmica disponível da planta de sulfatação/sulfonação

A planta de sulfatação/sulfonação que será objeto de estudo deste trabalho possui etapas de aquecimento e resfriamento. Estas etapas são fundamentais para operação da planta e para manter as condições ideais das reações químicas que ocorrem ao longo do processo de fabricação dos tensoativos. Dentre as várias operações de resfriamento que são realizadas na planta, pode-se destacar:

- Resfriamento da corrente de ar do processo;
- Resfriamento da corrente de ar/SO<sub>2</sub> que sai do forno e é enviado para a torre de catálise;
- Resfriamento das correntes de ar/SO<sub>2</sub>/SO<sub>3</sub> que saem dos leitos de conversão da torre de catálise;
- Resfriamento da corrente ar/SO<sub>3</sub> que sai da torre de catálise e é enviada para o reator de filme descendente;
- Resfriamento do neutralizador a vácuo;
- Resfriamento dos tubos do reator de filme descendente;
- Resfriamento da corrente de ácido da torre de ácido sulfúrico.

Já para as operações de aquecimento realizadas na planta, duas são mais importantes:

- Aquecimento da massa de enxofre líquido no tanque de armazenamento e das linhas e equipamentos utilizados na transferência desta matéria prima para o forno;
- Aquecimento do leito de absorção de sílica-gel das torres de secagem do ar de processo para retirar a umidade retida do ar de processo.

Pode-se observar que na planta de sulfatação/sulfonação existem mais etapas de resfriamento do que de aquecimento. Para os processos de resfriamento que utilizam trocadores de calor gás/gás existe um desperdício de energia térmica, proveniente das correntes de ar quente que saem destes equipamentos e são descartadas para a atmosfera.

Diante deste cenário, o presente trabalho busca identificar e caracterizar os fluxos de massa e energia dos setores de armazenamento de enxofre, geração de SO<sub>2</sub> e de SO<sub>3</sub>, secagem do ar de processo e tratamento de gases (SO<sub>3</sub>/SO<sub>2</sub>), para quantificar a energia térmica que

pode ser reaproveitada. Este estudo será feito através dos balanços de massa e energia nos principais equipamentos, utilizando os conceitos da Termodinâmica e da Transferência de Calor. Não serão avaliados neste estudo os setores de sulfatação/sulfonação e neutralização, pois a tecnologia de controle de temperatura do reator e do neutralizador a vácuo não poderá ser alterada, uma vez que pequenas variações de temperatura nestes equipamentos afetam significativamente a qualidade do produto final.

Após determinar o local e a quantidade de energia térmica disponível para ser utilizada, será realizada uma pesquisa em literatura técnica para propor opções de reaproveitamento desta energia em um complexo industrial existente.

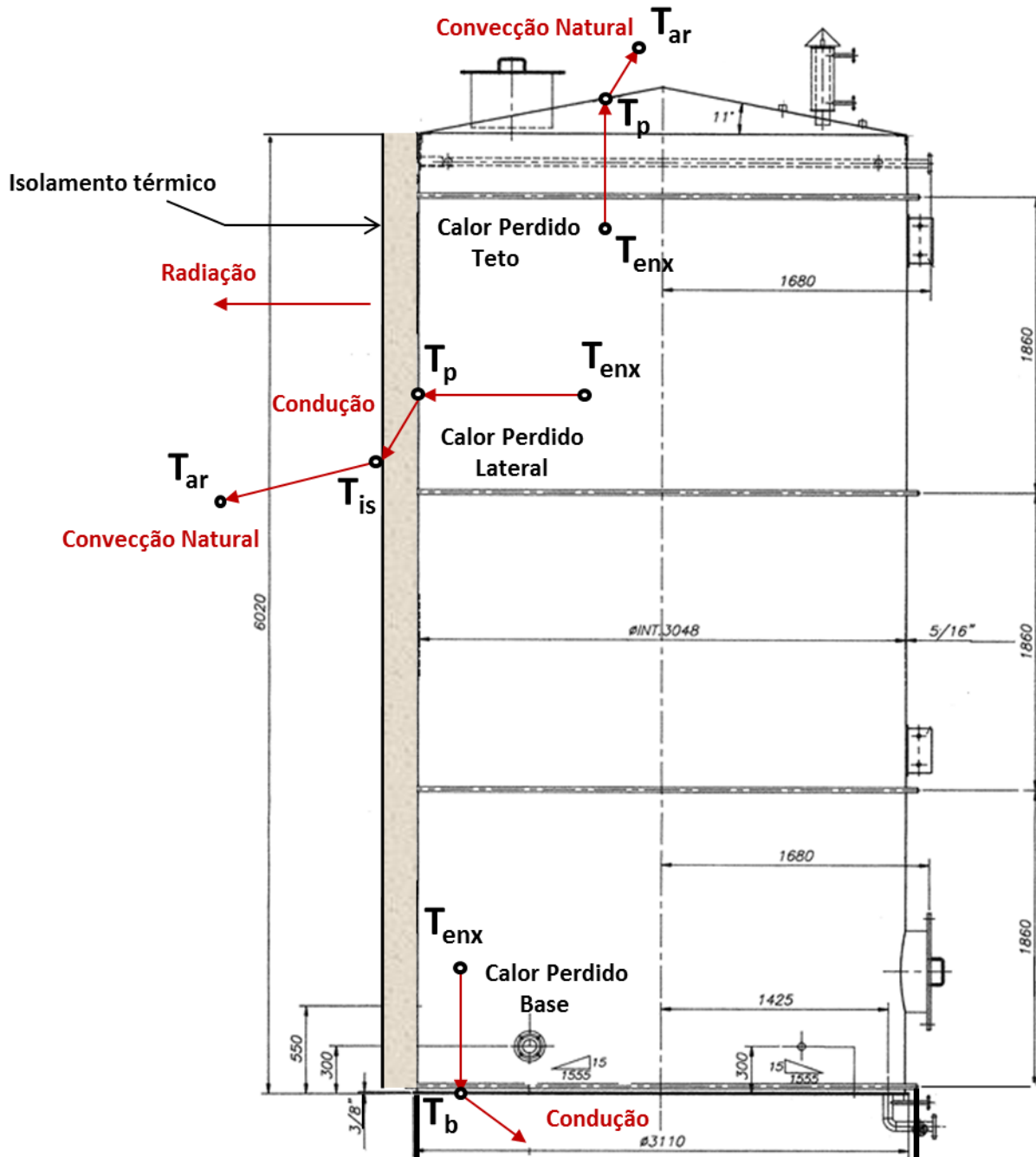
### **3.1.1 Setor de armazenamento e transferência de enxofre líquido**

No setor de armazenamento e transferência do enxofre líquido, o principal equipamento é o tanque de armazenamento de enxofre. Neste setor será determinada a energia necessária para aquecer o enxofre líquido recebido em carretas de 130°C para 145°C, e para manter a massa de enxofre líquido nesta temperatura. Para efetuar o cálculo da energia utilizada neste setor, serão empregados os conceitos de transferência de calor em regime estacionário.

#### **3.1.1.1 Cálculo da energia utilizada para manter o enxofre líquido na temperatura de trabalho no tanque de armazenamento.**

Para realizar o cálculo da energia necessária para manter o enxofre líquido na temperatura de trabalho de 145°C, foram considerados os dados de projeto do tanque de armazenamento e as formas de perda de calor a que este sistema está exposto, conforme Figura 20.

Figura 20. Tanque de armazenamento do enxofre líquido e as formas de perda de calor do sistema.



Fonte: (Elaborado pelo autor).

Complementando as informações da Figura 20, os dados de projeto do tanque e as propriedades físicas do enxofre estão dispostos abaixo:

- 1- Temperatura de trabalho do enxofre líquido ( $T_{enx}$ ) = 145°C;
- 2- Viscosidade do enxofre líquido ( $\mu$ ) = 70 N.s/m<sup>2</sup> a 145°C (GROOT, 1991);

- 3- Calor Específico do enxofre líquido ( $C_{p_{\text{enx}}}$ ) = 0,978 kJ/kg°C a 145°C (GROOT, 1991);
- 4- Coeficiente de condutividade térmica do enxofre ( $K_e$ ) =  $1,54 \cdot 10^{-5}$  W/m°C a 100°C (GROOT, 1991);
- 5- Densidade do enxofre líquido ( $\rho$ ) = 1780 kg/m<sup>3</sup> (GROOT, 1991);
- 6- Temperatura da parede interna do tanque ( $T_p$ ) = 145°C;
- 7- Temperatura da base do tanque ( $T_b$ ) = 16°C (5 graus acima da temperatura ambiente);
- 8- Temperatura do ar ( $T_{\text{ar}}$ ) = 11°C; (valor médio das faixas mínimas da temperatura na região onde se localiza o tanque, nos últimos 30 anos)
- 9- Coeficiente de película do ar ( $h_{\text{ar}}$ ) = 20 W/m<sup>2</sup> K;
- 10- Material do tanque = Aço carbono;
- 11- Espessura da parede do tanque ( $e_p$ ) = 0,005 m;
- 12- Condutividade térmica do aço carbono ( $K_p$ ) = 14,9 W/m°C;
- 13- Área lateral do tanque = 57,83 m<sup>2</sup>;
- 14- Espessura do isolamento ( $e_i$ ) = 0,051 m;
- 15- Material utilizado no isolamento = Silicato de cálcio;
- 16- Condutividade térmica do silicato de cálcio ( $K_i$ ) = 0,04 W/mK;
- 17- Condutividade térmica da base (concreto com brita) ( $K_b$ ) = 1,4 W/mK;
- 18- Temperatura do vapor de enxofre ( $T_{\text{VE}}$ ) = 145°C
- 19- Diâmetro interno do tanque ( $D$ ) = 3,048 metros
- 20- Altura do perfil cônico do teto do tanque ( $d$ ) = 0,291 metros

A partir desses dados e das propriedades físicas do enxofre líquido, determinou-se a energia necessária para manter o enxofre líquido dentro do tanque de armazenamento, na temperatura de trabalho de 145°C.

O cálculo da energia transferida do tanque para o ambiente foi realizado tendo como referência a metodologia descrita no artigo de Kumana e Kothari (1982), que descreve um procedimento para determinar a taxa de transferência de calor de tanques verticais para o ambiente, calculando a energia térmica transferida por convecção pelas paredes verticais, convecção pelas superfícies horizontais (teto e fundo), condução pelo material de construção e radiação da superfície exposta do tanque.

Kumana e Kothari (1982) descrevem que a energia na forma de calor perdida para o ambiente pode ser calculada pelas equações abaixo:

- Calor perdido pela parede molhada do tanque:

$$Q_{PM} = U_{PM} \cdot A_{PM} \cdot (T_{enx} - T_{ar}) \quad (1)$$

- Calor perdido pela base do tanque:

$$Q_B = U_B \cdot A_B \cdot (T_{enx} - T_b) \quad (2)$$

- Calor perdido pelo teto do tanque:

$$Q_T = U_T \cdot A_T \cdot (T_{VE} - T_{ar}) \quad (3)$$

- Calor total perdido para o ambiente:

$$Q_{Total} = Q_{PM} + Q_B + Q_T \quad (4)$$

Para retratar a realidade de operação da planta de sulfatação, não será considerado o calor perdido pela parede seca, pois o tempo em que o tanque permanece com nível baixo de enxofre é pequeno, sendo, portanto, mais conservador efetuar o cálculo da perda de energia térmica para a situação mais crítica, com 100% do volume útil do tanque ocupado por enxofre líquido.

Para calcular a área de troca térmica nas paredes, teto e base do tanque foram utilizadas as equações abaixo:

- Área da parede molhada do tanque:

$$A_{PM} = \pi \cdot D \cdot H_{PM} \quad (5)$$

- Área da base do tanque:

$$A_B = \pi \cdot \frac{D^2}{4} \quad (6)$$

- Área do teto do tanque

$$A_T = \pi \cdot \left(\frac{D}{2}\right) \cdot \left(\frac{D^2}{4} + d^2\right)^{1/2} \quad (7)$$

Para calcular os coeficientes globais de transferência de calor, foram utilizadas as equações 8, 9 e 10.

- Coeficiente global de transferência de calor na parede molhada

$$U_{PM} = \frac{1}{\frac{1}{h_{exp}} + \frac{e_p}{K_p} + \frac{e_i}{K_i} + (\frac{1}{h_{ar}} + h_{radp})} \quad (8)$$

- Coeficiente global de transferência de calor no teto

$$U_T = \frac{1}{\frac{1}{h_{arint}} + \frac{e_p}{K_p} + (\frac{1}{h_{ar}} + h_{radT})} \quad (9)$$

- Coeficiente global de transferência de calor na base

$$U_B = \frac{1}{\frac{1}{h_{enxB}} + \frac{e_p}{K_p} + (\frac{1}{K_b})} \quad (10)$$

Para calcular os coeficientes de película do ar no interior do tanque e próximo ao teto ( $h_{arint}$ ), do enxofre líquido na parede do tanque ( $h_{exp}$ ), do enxofre líquido na base do tanque ( $h_{enxb}$ ), da radiação no teto ( $h_{radT}$ ) e da radiação na parede molhada ( $h_{radp}$ ), foram utilizadas as equações descritas por Kumana e Kothari (1982).

$$h = 0,45 \cdot K \cdot L^{-0,75} \cdot (N_{GR} \cdot N_{PR})^{0,25} \quad ; \text{ para } 10^4 < (N_{GR} \cdot N_{PR}) < 10^9 \quad (11)$$

$$h = N_U \cdot \frac{K}{L} \quad (12)$$

$$N_U = 0,138 \cdot N_{GR}^{0,36} \cdot (N_{PR}^{0,175} - 0,55) \quad ; \text{ para } 0,1 < N_{PR} < 40, N_{GR} > 10^9 \quad (13)$$

$$N_U = 0,495 \cdot (N_{GR} \cdot N_{PR})^{0,25} \quad ; \text{ para } 10^4 < (N_{GR} \cdot N_{PR}) < 10^9, N_{PR} > 100 \quad (14)$$

$$N_U = 0,14 \cdot (N_{GR} \cdot N_{PR})^{0,33} \quad ; \text{ para } 2 \cdot 10^7 < (N_{GR} \cdot N_{PR}) < 3 \cdot 10^{10}, \text{ teto do tanque} \quad (15)$$

$$N_U = 0,27 \cdot (N_{GR} \cdot N_{PR})^{0,25} \quad ; \text{ para } 2 \cdot 10^7 < (N_{GR} \cdot N_{PR}) < 3 \cdot 10^{10}, \text{ base do tanque} \quad (16)$$

$$N_{GR} = 97,5 \cdot L^3 \Delta T \quad ; \text{ para líquidos} \quad (17)$$

$$N_{GR} = 1,9 \cdot 10^7 \cdot L^3 \Delta T \quad ; \text{ para gases} \quad (18)$$

$$N_{PR} = C_P \cdot \frac{\mu}{K} \quad (19)$$

$$h_{RAD} = \frac{0,171 \cdot \varepsilon}{(T_{SP} - T_{ar})} \cdot \frac{(T_{dp} + 460)^4}{100} - \frac{(T_{ar} + 460)^4}{100} \quad (20)$$

$$T_{sp} = T_{ar} \cdot 0,5 \cdot (T_{enx} - T_{ar}) ; \text{ para superfície não isolada} \quad (21)$$

$$T_{sp} = T_{ar} \cdot 0,25 \cdot (T_{enx} - T_{ar}) ; \text{ para superfície isolada} \quad (22)$$

$$T_{dp} = \frac{(T_{enx} - T_{ar})}{2} \quad (23)$$

Para efetuar o cálculo do número de Nusselt foi necessário utilizar uma aproximação para se determinar a temperatura dentro da parede do tanque, considerando que a mesma é a média da diferença entre a temperatura do enxofre líquido e a temperatura do ar ambiente (equação 23). Por se tratar de uma aproximação, é necessário efetuar algumas iterações para refinar os resultados dos cálculos dos coeficientes globais de troca térmica e de película. Este refinamento é realizado efetuando o cálculo inverso, ou seja, com o resultado obtido no primeiro cálculo do coeficiente global de troca térmica e de película é possível determinar a temperatura da superfície da parede lateral ( $T_{sp}$ ) e dentro da parede do tanque ( $T_{dp}$ ), através das equações 24 e 25.

$$T_{sp} = \left( \frac{U_{PM}}{(h_{ar} + h_{radP})} \right) \cdot (T_{enx} - T_{ar}) + T_{ar} \quad (24)$$

$$T_{dp} = T_{enx} \cdot \left( \frac{U_{PM}}{T_{enx}} \right) \cdot (T_{enx} - T_{ar}) \quad (25)$$

O mesmo procedimento foi realizado para calcular a temperatura dentro da parede da base do tanque e da superfície da parede do teto do tanque. As equações estão descritas abaixo:

$$Q_{enx} = h_{enxp} \cdot A_B \cdot (T_{enx} - T_{dp}) \quad (26)$$

$$T_{dp} = T_{enx} \cdot \left( \frac{U_B}{h_{enxb}} \right) \cdot (T_{enx} - T_b) \quad (27)$$

$$Q_T = (h_{ar} + h_{radt}) \cdot A_T \cdot (T_{SP} - T_{ar}) \quad (28)$$

$$T_{sp} = \left( \frac{U_T}{(h_{ar} + h_{radT})} \right) \cdot (T_{arint} - T_{ar}) + T_{ar} \quad (29)$$

$$T_{dp} = T_{arint} - \left( \frac{U_T}{(h_{vet})} \right) \cdot (T_{arint} - T_{ar}) \quad (30)$$

### 3.1.1.2 Cálculo da energia utilizada para aquecer o enxofre líquido no tanque de armazenamento até a temperatura de trabalho.

Para determinar a quantidade de energia necessária para aquecer o enxofre líquido no tanque de armazenamento até a temperatura de trabalho de 145°C foram considerados os dados abaixo:

- 1- Volume útil do tanque de enxofre líquido = 44 m<sup>3</sup>
- 2- Densidade do enxofre líquido ( $\rho$ ) = 1780 kg/m<sup>3</sup> (GROOT, 1991).
- 3- Massa de enxofre líquido ( $M_{enx}$ ) = 78320 kg
- 4- Calor Especifico do enxofre líquido ( $Cp_{enx}$ ) = 0,978 kJ/kg °C a 145°C (GROOT, 1991).
- 5- Temperatura de trabalho do enxofre líquido ( $T_{enx}$ ) = 145°C
- 6- Temperatura de recebimento do enxofre líquido ( $T_{rec}$ ) = 130°C

A partir destes dados, fez-se o cálculo da energia necessária para aquecer o enxofre líquido utilizando a equação abaixo:

$$Q_{aq} = M_{enx} \cdot Cp_{enx} \cdot (T_{enx} - T_{rec}) \quad (31)$$

### 3.1.1.3 Cálculo da energia utilizada para manter o enxofre líquido na temperatura de trabalho dentro das linhas de transferência.

A metodologia do cálculo da energia para manter o enxofre líquido dentro das linhas de transferência, na temperatura de trabalho, é idêntica a metodologia utilizada no cálculo da energia consumida para armazenar o enxofre líquido na temperatura de 145°C, dentro do tanque de armazenamento.

Após determinar o coeficiente global de transferência de calor na parede lateral da tubulação, foi possível calcular o calor perdido para o ambiente, utilizando as equações 32, 33 e 34.

$$Q_{\text{tub}} = U_{\text{tub}} \cdot A_{\text{tub}} \cdot (T_{\text{enx}} - T_{\text{ar}}) \quad (32)$$

$$A_{\text{tub}} = \pi \cdot D_{\text{tub}} \cdot L \quad (33)$$

$$U_{\text{tub}} = \frac{1}{\frac{1}{h_{\text{enxptub}}} + \frac{e_{\text{pt}}}{k_{\text{pt}}} + \frac{e_{\text{it}}}{K_{\text{it}}} + \left( \frac{1}{h_{\text{ar}}} + h_{\text{radtu}} \right)} \quad (34)$$

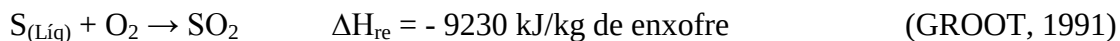
### 3.1.2 Setor de geração de SO<sub>2</sub>

No setor de geração de SO<sub>2</sub>, o enxofre líquido a 145°C é transferido para o forno com vazão de 205 kg/h e o ar de processo é ajustado para manter uma concentração de 7% de SO<sub>2</sub> em volume na corrente de saída do forno. Todos os resultados obtidos pelo balanço de massa e energia nos trocadores de calor ar/ar deste trabalho são influenciados pela quantidade de enxofre que entra no forno. Portanto se este parâmetro for alterado, outros resultados serão obtidos, pois a carga térmica liberada no forno é diretamente proporcional à vazão de alimentação de enxofre.

De acordo com Groot (1991), a concentração de SO<sub>2</sub> em % v/v pode ser determinada a partir da temperatura da mistura ar-SO<sub>2</sub> que sai do forno, onde para cada ponto de concentração de SO<sub>2</sub> a temperatura da mistura ar-SO<sub>2</sub> aumenta 100 graus célsius. Ou seja, para manter uma concentração de 7 % v/v de SO<sub>2</sub> na corrente de saída do forno a temperatura deve ser controlada próximo de 700°C.

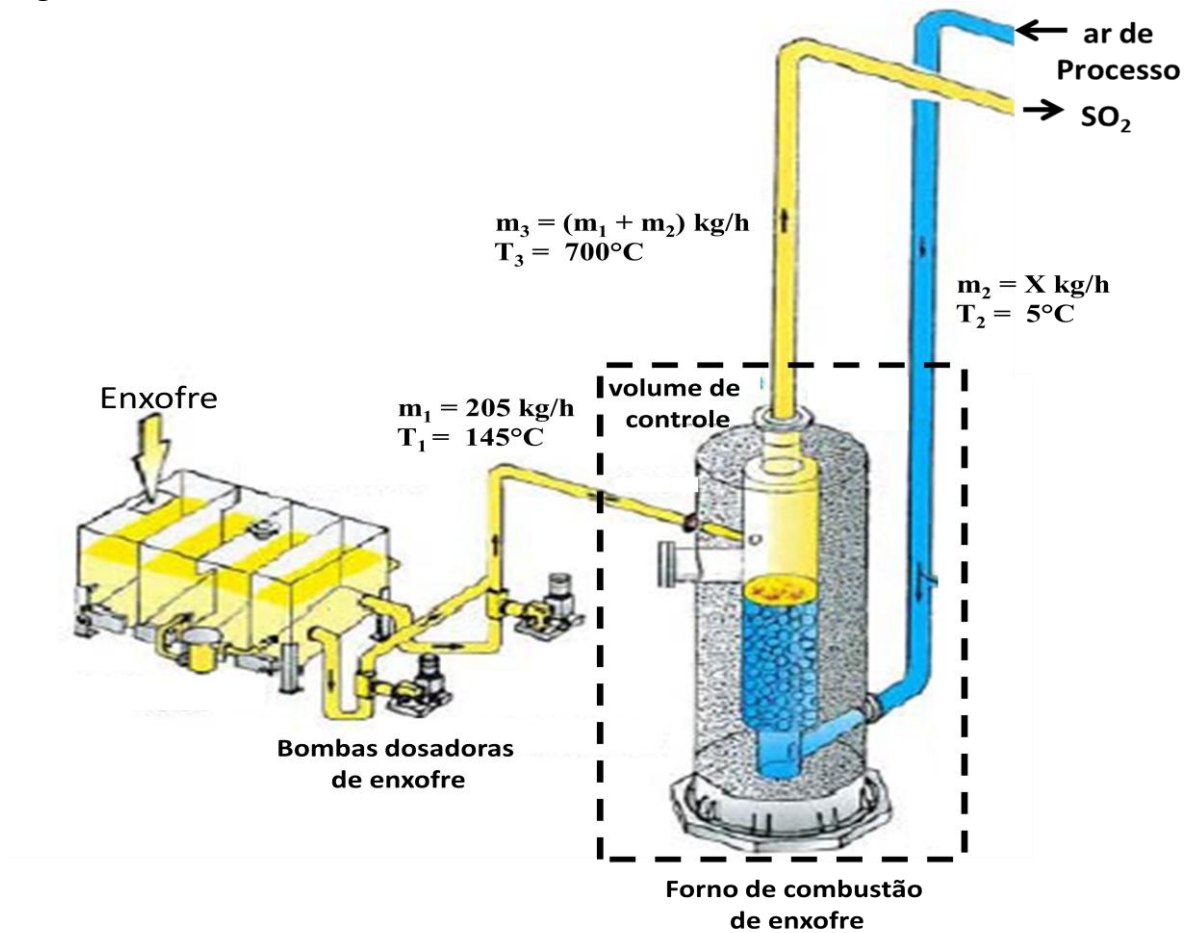
Na linha de saída do forno existe um termopar que monitora a temperatura de saída da mistura ar-SO<sub>2</sub> e a partir desta temperatura, considerando que a vazão de enxofre não varia com tempo, é possível ajustar a vazão de ar de processo para manter a concentração de SO<sub>2</sub> em 7% v/v.

Portanto a partir do cálculo de balanço de massa e energia no forno, utilizando os conceitos da 1ª lei da Termodinâmica, foi possível determinar a vazão mássica de ar de processo enviada para o forno para produção de SO<sub>2</sub> e obter a energia liberada durante a reação de oxidação do enxofre para formação do SO<sub>2</sub> baseado na reação descrita por Groot (1991).



Para facilitar o entendimento dos cálculos utilizados para determinar os fluxos de massa que entram e saem do forno, bem como a energia liberada na oxidação do enxofre, foi elaborado o diagrama ilustrado na Figura 21 para mostrar os fluxos de massa envolvidos no processo.

Figura 21. Fluxos de massa no forno



Fonte: (Adaptado de BARCZA, 2014)

Aplicando a 1ª lei da Termodinâmica no volume de controle, visualizada na equação 35, e considerando que a energia não varia ao longo do tempo, que a energia cinética e potencial podem ser desprezadas assim como o trabalho de eixo e de superfície, a equação 35 pode ser simplificada (equação 36) e depois desenvolvida para a equação 37 que descreve o balanço de energia no forno.

$$\left\{ \begin{array}{c} \text{Acumulo de energia} \\ \text{no} \\ \text{volume de controle} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{c} \text{Energia que} \\ \text{entra} \\ \text{com fluxo} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{c} \text{Energia que} \\ \text{sai} \\ \text{com fluxo} \end{array} \right\} + \{ \text{Calor} \} + \{ \text{Trabalho} \}$$

$$\frac{dE}{dt} = \sum \dot{m} \cdot (H + E_c + E_p) + \dot{Q} + \dot{W}_s + \dot{W}_p \quad (35)$$

$$0 = \sum \dot{m} \cdot H + \dot{Q} \quad (36)$$

Desenvolvendo a equação 36, tem-se que:

$$0 = \sum_{\text{entra}} \dot{m}_e \cdot H_{\text{reg}} - \sum_{\text{saída}} \dot{m}_s \cdot H_{\text{prod}} + \dot{Q}$$

$$0 = \sum_{\text{entra}} \dot{m}_e \cdot H_{\text{reg}} - \sum_{\text{saída}} \dot{m}_s \cdot [X \cdot H_{\text{prod}} + (1 - X) \cdot H_{\text{reg}}] + \dot{Q}$$

No qual X é a porcentagem de conversão do reagente em produto

Como  $\dot{m}_e = \dot{m}_s$  tem-se que:

$$0 = \dot{m} \cdot [H_{\text{reg}} - X \cdot H_{\text{prod}} + (1 - X) \cdot H_{\text{reg}}] + \dot{Q}$$

$$0 = \dot{m} \cdot X \cdot [H_{\text{reg}} - H_{\text{prod}}] + \dot{Q}$$

$$0 = \dot{m} \cdot X \cdot \Delta H_{\text{re}} + \dot{Q}$$

$$\dot{Q} = -\dot{m} \cdot X \cdot \Delta H_{\text{re}} \quad (37)$$

A partir da equação 37 pode-se calcular a vazão mássica de ar do processo que é enviada para o forno, utilizando o resultado obtido no cálculo da quantidade de energia liberada na reação de oxidação do enxofre. Posteriormente pode-se determinar a massa total de ar e SO<sub>2</sub> que sai do forno pela equação 38.

$$\dot{Q} = \dot{m} \cdot C_{p\text{ar}} \cdot \Delta T_{\text{ar}} \quad (38)$$

$$\left\{ \begin{array}{c} \text{Acúmulo de massa} \\ \text{no volume de controle} \end{array} \right\} = \left\{ \sum_{\text{no volume de controle}} \text{massa que entra} \right\} - \left\{ \sum_{\text{no volume de controle}} \text{massa que sai} \right\}$$

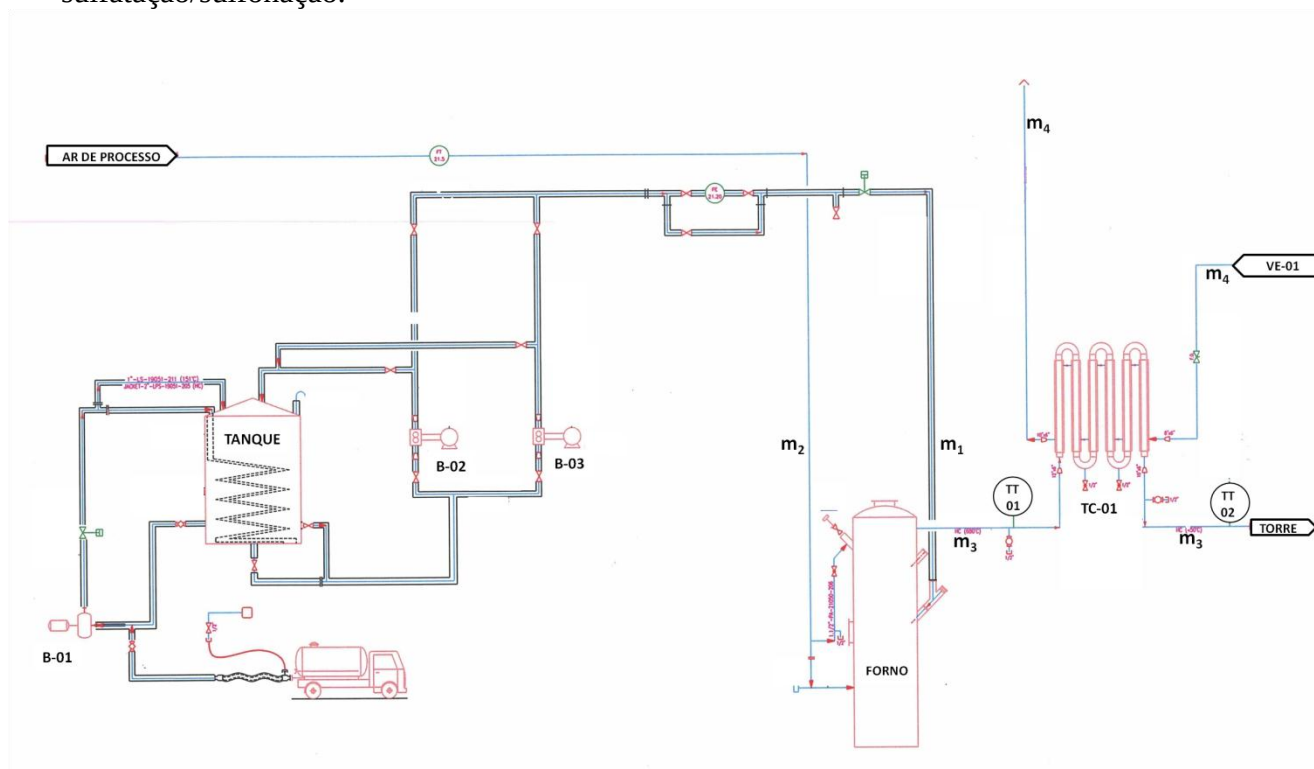
$$0 = m_1 + m_2 - m_3 \quad (39)$$

Após ocorrer a conversão do enxofre líquido em dióxido de enxofre dentro do forno, direciona-se a mistura ar-SO<sub>2</sub> para torre de catálise. Porém, a corrente de ar-SO<sub>2</sub> sai do forno a 700°C e deve ser resfriada em um trocador de calor para 430-450°C antes de entrar na torre de conversão de SO<sub>2</sub>/SO<sub>3</sub>. Isto é necessário para manter o fluxo de gás na temperatura de melhor atividade do catalisador utilizado para conversão de SO<sub>2</sub> em SO<sub>3</sub> (GROOT, 1991).

Para auxiliar na interpretação da dinâmica dos processos no setor de geração de SO<sub>2</sub> da planta da sulfatação/sulfonação, o fluxograma de engenharia deste setor é apresentado na

Figura 22. Nele é possível identificar todos os equipamentos envolvidos no processo de armazenamento e transferência de enxofre líquido. O forno de combustão do enxofre, o trocador de calor casco tubo gás/gás e os instrumentos de medição de temperatura do fluxo de ar-SO<sub>2</sub> podem ser observados nesta figura.

Figura 22. Fluxograma de engenharia do setor de geração de SO<sub>2</sub> da planta de sulfatação/sulfonação.

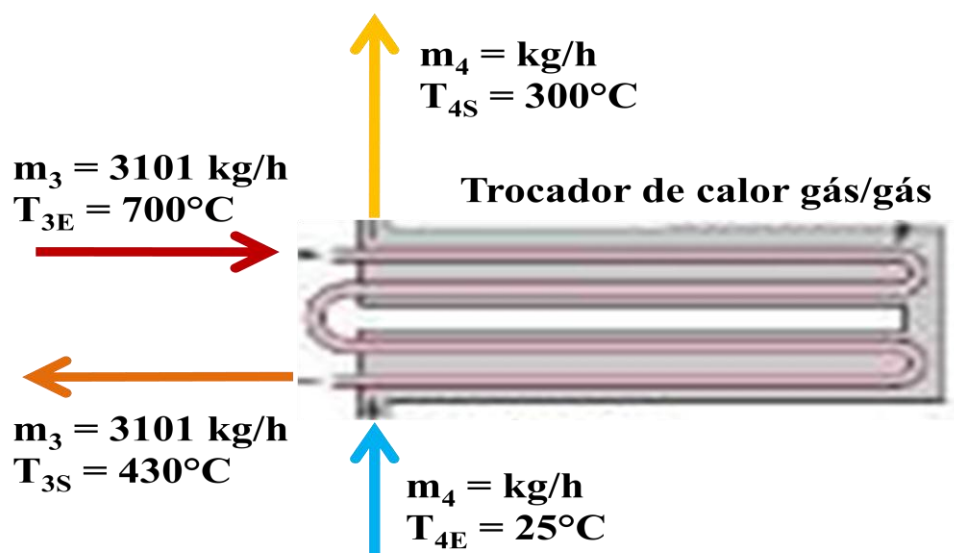


Fonte: (Elaborado pelo autor).

O fluxo de ar-SO<sub>2</sub> que sai do forno passa por dentro dos tubos do trocador de calor TC-01 e possui as temperaturas de entrada e saída monitorada pelos termopares TT-01 e TT-02. O fluxo de ar-SO<sub>2</sub> no TC-01 é resfriado com ar frio proveniente de um ventilador (VE-01), que possui medição local de temperatura e pressão do ar de saída. Já a vazão mássica de ar que sai do ventilador e passa pelo trocador de calor (casco) será determinada através do balanço de massa e validada utilizando a curva de vazão/pressão do equipamento. Este ar é descartado para a atmosfera após efetuar o resfriamento do fluxo de ar-SO<sub>2</sub> e como o presente trabalho visa propor opções para utilizar a energia contida nesta corrente, a vazão mássica é importante para mensurar a quantidade de energia disponível para reaproveitamento.

A partir destas informações determinou-se a quantidade de energia que o trocador de calor retira do fluxo de ar-SO<sub>2</sub> que sai do forno, utilizando a equação 38. Uma vez que a temperatura de entrada e saída do trocador de calor é conhecida, assim como a vazão mássica do fluxo de ar-SO<sub>2</sub>, e considerando que o valor do coeficiente de troca térmica da mistura ar-SO<sub>2</sub> composta por 96,7% de ar, é próximo do coeficiente do ar (tabelado), o último parâmetro da equação 38 também é conhecido. Para facilitar a interpretação do raciocínio do cálculo da energia que o trocador de calor retira do fluxo de ar-SO<sub>2</sub> foi elaborado o diagrama ilustrado na Figura 23, para mostrar os fluxos de massa de entrada e saída do trocador de calor.

Figura 23. Fluxos de massa no trocador de calor casco tubo gás/gás (TC-01)

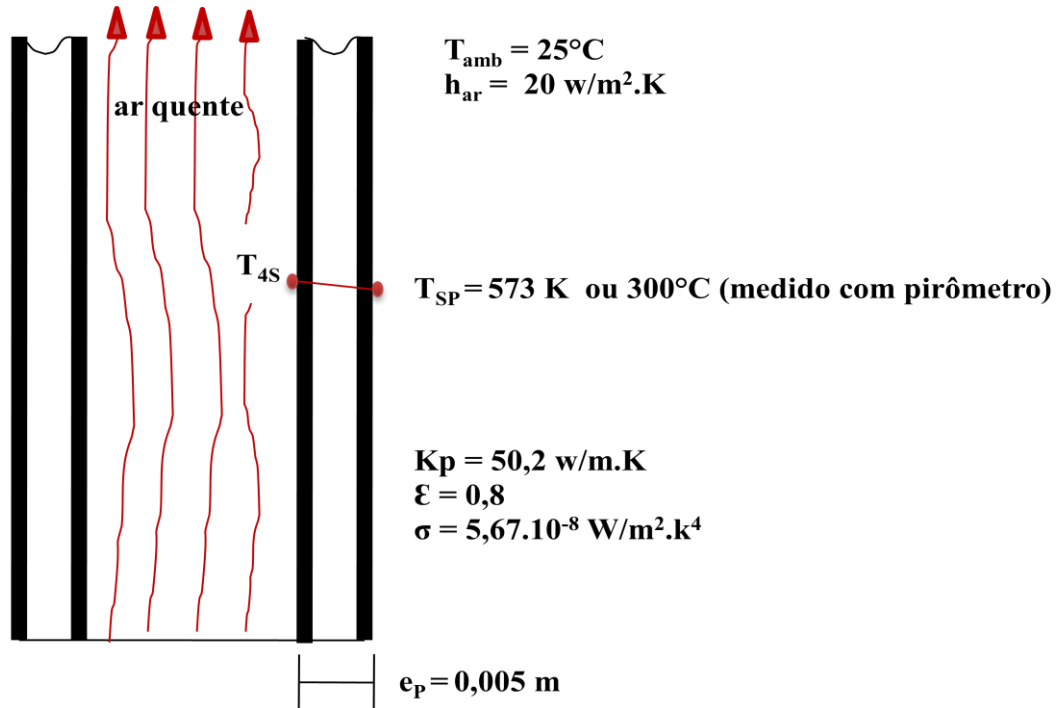


Fonte: (Elaborado pelo autor).

São conhecidas a temperatura de entrada do ar de resfriamento no trocador de calor ( $T_{4E}$ , obtida através da medição deste parâmetro por um termopar com indicação local) e a temperatura de saída do ar no trocador de calor ( $T_{4S}$ , obtida através da medição da temperatura da parede exposta da tubulação com auxílio de um pirômetro). Com o resultado do cálculo da energia que o trocador de calor retira do fluxo de ar-SO<sub>2</sub> é possível determinar a vazão mássica de ar utilizada para resfriar esta corrente, aplicando a equação 38. Porém, para comprovar que a temperatura da corrente de ar de resfriamento que sai do trocador de calor está próxima da temperatura da superfície externa da parede da tubulação, realizou-se o

balanço de energia na parede do tubo, utilizando-se os dados descritos na Figura 24 e as equações 40 e 41.

Figura 24. Balanço de energia na parede do tubo do trocador de calor (TC-01)



**Tubulação de saída do ar de resfriamento do trocado de calor**

Fonte: (Elaborado pelo autor).

Partindo do princípio que a energia que entra na parede da tubulação ( $E_e$ ) menos a energia que sai ( $E_s$ ) é igual a zero (conservação de energia), é possível adaptar a equação 40 para a equação 41 e determinar a temperatura de saída do ar no trocador de calor ( $T_{4S}$ ) utilizando os dados fornecidos na Figura 24.

$$E_e - E_s = 0 \quad (40)$$

$$q''_{\text{cond}} - q''_{\text{conv}} - q''_{\text{rad}} = 0$$

$$q''_{\text{cond}} = q''_{\text{conv}} + q''_{\text{rad}}$$

$$K_p \frac{(T_{4S} - T_{SP})}{e_p} = h_{ar}(T_{SP} - T_{amb}) + \epsilon \cdot \sigma(T_{SP}^4 - T_{amb}^4) \quad (41)$$

Para validar o valor da vazão de ar  $m_4$  pela curva de vazão do ventilador VE-01, é preciso determinar a vazão de ar enviada para o trocador de calor TC-02, que será apresentado no próximo tópico, pois a vazão de ar do ventilador VE-01 é dividida para os trocadores de calor TC-01 e TC-02.

### 3.1.3 Setor de geração de $\text{SO}_3$

A vazão de ar- $\text{SO}_2$  que sai do forno, após ser resfriada no trocador de calor TC-01, é enviada para o primeiro leito da torre de conversão de  $\text{SO}_2/\text{SO}_3$  a aproximadamente 430-450°C. Esta temperatura deve ser mantida ao longo dos leitos de catálise, pois a faixa entre 400 e 450°C é considerada a temperatura ótima para a melhor atividade do catalisador (GROOT, 1991). Porém, como a reação de oxidação do  $\text{SO}_2$  a  $\text{SO}_3$  é exotérmica, a conversão de  $\text{SO}_2$  a  $\text{SO}_3$  libera uma considerável quantidade de calor, elevando significativamente a temperatura do meio reacional, o que prejudica a formação do  $\text{SO}_3$ . Entretanto, a atividade do catalisador aumenta se a temperatura estiver entre 400 e 450°C, fato que exige um controle operacional da temperatura dos leitos de catálise para maximizar a produção de  $\text{SO}_3$ .

O monitoramento da temperatura de entrada e saída do fluxo de ar- $\text{SO}_2$ - $\text{SO}_3$  nos leitos de catálise é efetuado por instrumentos de medição de temperatura (termopares) e o controle da temperatura deste fluxo é realizado pela alteração do balanço de massa de enxofre e ar de processo no forno, onde quanto menor a vazão de enxofre e maior a vazão de ar, menor será a temperatura de saída do fluxo de ar- $\text{SO}_2$  que sai do forno e é enviado para torre de catálise.

Entre os leitos de catálise existem trocadores de calor gás/gás para resfriar o fluxo de ar- $\text{SO}_2$ - $\text{SO}_3$  e manter a temperatura de entrada deste fluxo nos leitos de catálise próximo de 430°C. Semelhante ao trocador de calor TC-01, a vazão de ar de resfriamento nestes trocadores de calor é descartada para atmosfera e o presente trabalho também visa propor opções para utilizar a energia contida nestas correntes de ar. Portanto, também é importante determinar a vazão mássica destas correntes para mensurar a quantidade de energia disponível para reaproveitamento. As equações de 42 a 47 são utilizadas para determinar os fluxos de massa de ar de processo e resfriamento.

$$m_{V1} = m_6 + m_7 - m_8 \quad (42)$$

$$m_{V2} = m_4 + m_5 \quad (43)$$

$$m_9 = m_{11} + m_{10} \quad (44)$$

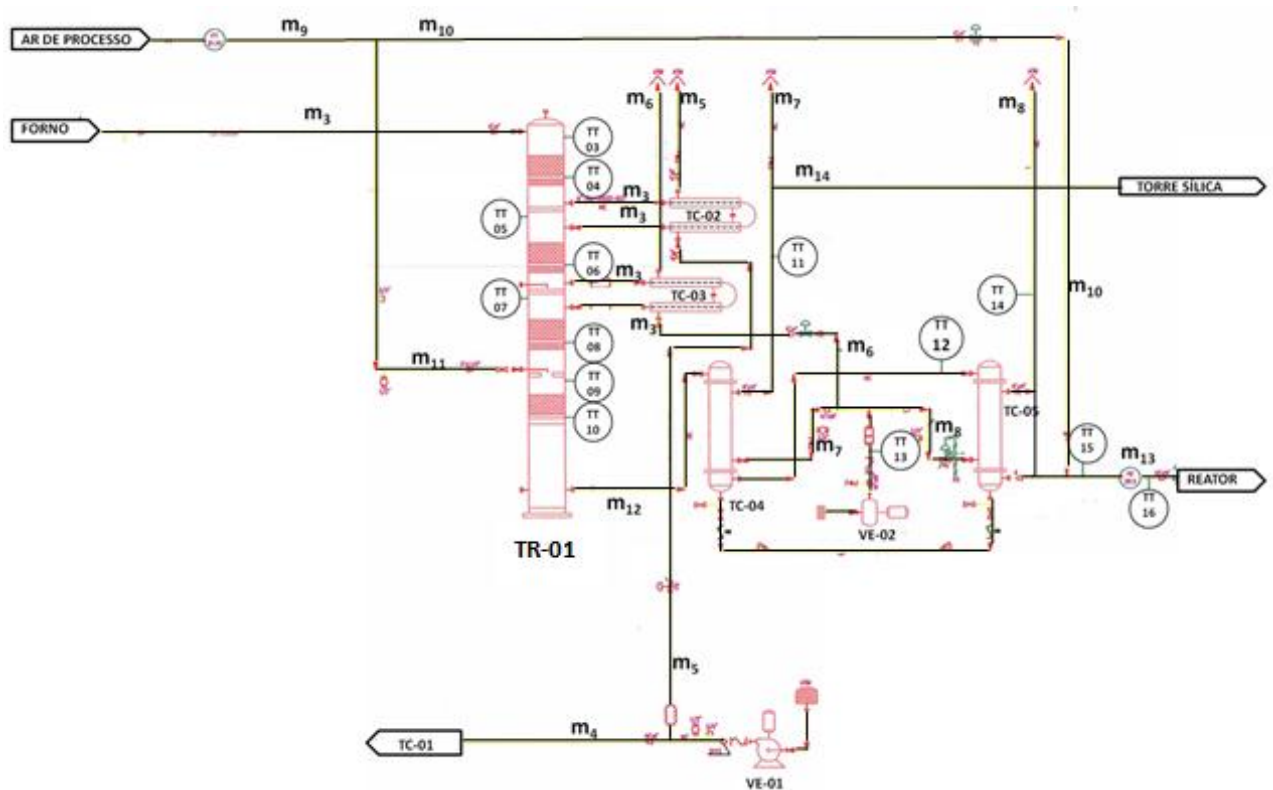
$$m_{12} = m_3 + m_9 \quad (45)$$

$$m_{13} = m_{10} + m_{12} \quad (46)$$

$$m_8 = m_{14} \quad (47)$$

Para auxiliar na interpretação da dinâmica dos fluxos de massa presentes no setor de geração de  $\text{SO}_3$  da planta da sulfatação/sulfonação, o fluxograma de engenharia deste setor é apresentado na Figura 25. Nele é possível identificar todos os equipamentos envolvidos no processo de conversão de  $\text{SO}_2$  em  $\text{SO}_3$  e a localização dos instrumentos de medição de temperatura do fluxo de ar- $\text{SO}_2$ - $\text{SO}_3$ .

Figura 25. Fluxograma de engenharia do setor de geração de  $\text{SO}_3$  da planta de sulfatação/sulfonação.



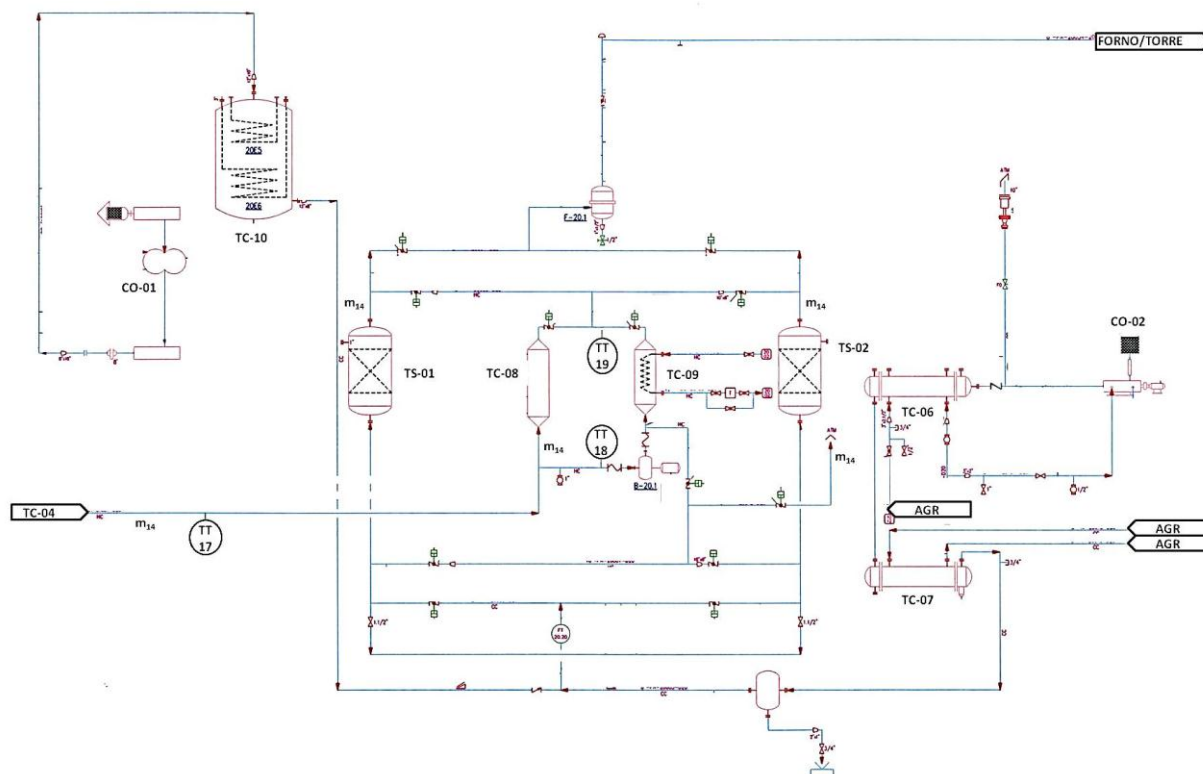
Fonte: (Elaborado pelo autor).

### 3.1.4 Setor de secagem do ar de processo

A secagem do ar é fundamental no processo de sulfatação ou sulfonação, para remover a umidade contida no ar. A água do ar pode reagir com o  $\text{SO}_3$ , formando o ácido sulfúrico e/ou oleum, que são corrosivos e prejudicam o processo por corroerem linhas e equipamentos da planta. Se forem transferidos para o reator, promovem o escurecimento do produto e favorecem a geração de subprodutos (GROOT, 1991).

A etapa de secagem do ar atmosférico no setor de secagem da planta inicia com a filtração e compressão do ar na faixa de 50 – 100 MPa pelos compressores CO-01 e CO-02, que enviam o ar para os trocadores de calor TC-06, TC-07, TC-10 que resfriam esse ar. Utilizando solução de etileno glicol a  $-2^\circ\text{C}$ , o ar é resfriado até temperaturas entre  $3-5^\circ\text{C}$  para condensar parte da umidade (em torno de 50%), que é eliminada através de purgadores instalados nos trocadores de calor. Através do fluxograma de engenharia do setor de secagem do ar é possível visualizar todos os equipamentos utilizados, conforme Figura 26.

Figura 26. Fluxograma de engenharia do setor de secagem do ar da planta de sulfatação/sulfonação.



Fonte: (Elaborado pelo autor).

Após o resfriamento, o ar de processo é desumidificado para um ponto de orvalho de aproximadamente  $-60^{\circ}\text{C}$  nas torres de secagem TS-01 e TS-02, o que corresponde a aproximadamente 10 ppm de água no ar. As torres de secagem são compostas de um leito de absorção de sílica-gel e operam em paralelo, ou seja, enquanto uma está secando o ar, a outra está em regeneração, retirando a umidade absorvida. Segundo Dinis (2012), a sílica gel consiste numa forma parcialmente desidratada do ácido silícico coloidal polimérico, sendo a composição química expressa por  $\text{SiO}_2 \cdot n\text{H}_2\text{O}$ . A superfície química da sílica gel é dominada pela presença de grupos hidroxilas ou grupos silanóis ( $\text{Si-OH}$ ), que conferem uma elevada polaridade à estrutura da sílica gel e deste modo, moléculas como água são adsorvidas preferencialmente, quando comparadas às moléculas não polares (RUTVHEN, 1984). A sílica gel é um dos adsorventes mais utilizados para processos de secagem podendo atingir capacidades de adsorção próxima a 40 % (JIAYOU, 2003).

Segundo Wang et al. (2009), existem cerca de 4 a 6 % de massa de água ligadas a um só grupo hidroxila na superfície de um átomo de sílica gel, o que significa que existe entre 0,04 a 0,06 g de água para cada grama de sílica gel. Esta quantidade de água faz parte da estrutura química da sílica gel e não pode ser removida, pois se estas ligações químicas forem desfeitas a sílica gel perde a sua capacidade de adsorção, deixando de ser um adsorvente hidrofílico (SUZUKI, 1990). De acordo com Wang et al. (2009), a temperatura de regeneração da sílica gel é normalmente menor do que  $90^{\circ}\text{C}$  e não pode ser superior a  $130^{\circ}\text{C}$ , o que limita a utilização das correntes de ar quente da planta para sua regeneração.

O processo de regeneração da sílica-gel utiliza parte da corrente de ar quente que o trocador de calor TC-04 descarta para a atmosfera, pois esta corrente possui temperatura compatível com as limitações da regeneração da sílica gel, aproximadamente  $130^{\circ}\text{C}$ . Entretanto, quando a torre de secagem não está em regime de regeneração, toda a corrente de ar quente que sai do trocador de calor TC-04 é descartada para a atmosfera.

É possível determinar a quantidade de energia, necessária para remover a umidade da sílica gel, pelas equações 48 e 49, que combinadas geram a equação 50.

$$Q_{\text{sílica}} = m_{\text{sílica}} \cdot C_{p_{\text{sílica}}} \cdot (T_{\text{reg}} - T_0) + H_{V_{\text{água}}} \cdot m_{\text{água}} \quad (48)$$

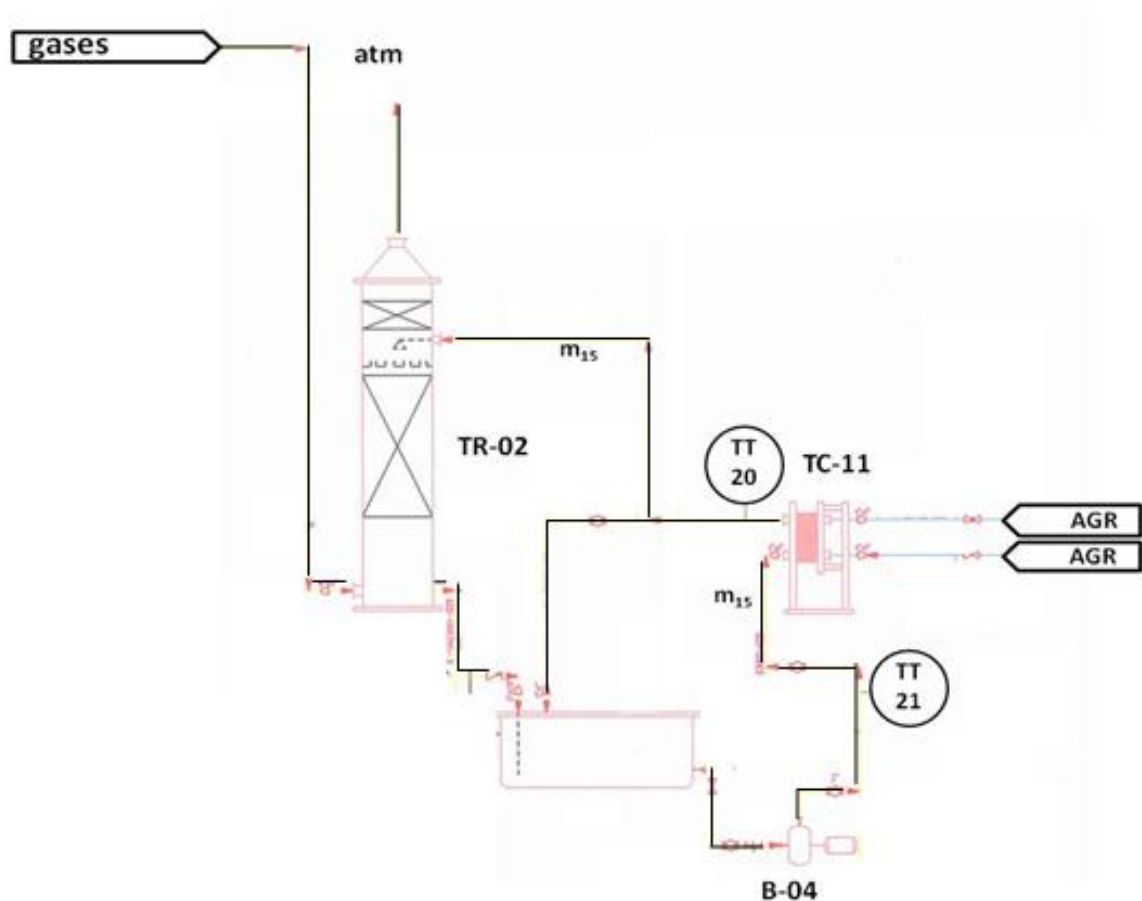
$$m_{\text{água}} = X_{\text{ad}} \cdot m_{\text{sílica}} \quad (49)$$

$$Q_{\text{sílica}} = m_{\text{sílica}} \cdot C_{p_{\text{sílica}}} \cdot (T_{\text{reg}} - T_0) + H_{V_{\text{água}}} \cdot X_{\text{ad}} \cdot m_{\text{sílica}} \quad (50)$$

### 3.1.5 Setor de tratamento de efluentes gasosos

Neste setor, a análise da recuperação energética será realizada somente na torre de absorção de  $\text{SO}_3$ , pois somente neste equipamento ocorre liberação de energia térmica. Na torre de sulfito, as reações de formação do sulfato e sulfito não são exotérmicas e, portanto, não liberam energia que possa ser utilizada. O ácido sulfúrico é resfriado em trocador de calor de placas, com água de resfriamento proveniente das torres de resfriamento. Estes equipamentos e instrumentos podem ser visualizados no fluxograma de engenharia da área de tratamento de gases da planta, representado na Figura 27.

Figura 27. Fluxograma de engenharia do setor de tratamento de gases da planta de sulfatação/sulfonação.



Fonte: (Elaborado pelo autor).

Segundo MB Consultores (1999), as baixas temperaturas favorecem a absorção de  $\text{SO}_3$ , e como a reação de formação do ácido sulfúrico é exotérmica, o processo de absorção do  $\text{SO}_3$  libera calor, aumentando a temperatura da corrente de ácido sulfúrico dentro da torre de absorção. Desta forma é necessário resfriar o ácido sulfúrico para manter constante a temperatura do mesmo no sistema de circulação.

O efluente gasoso que sai do reator de filme descendente, e possui em sua composição  $\text{SO}_3$ , é enviado para a torre de absorção de  $\text{SO}_3$ . Estes gases entram na torre pela parte inferior e ácido sulfúrico (98%) é aspergido sobre o fluxo gasoso pela parte superior para favorecer a reação do  $\text{SO}_3$  com a água presente na corrente de ácido sulfúrico, formando novas moléculas de ácido sulfúrico, de acordo com a reação abaixo.



Para efetuar o cálculo da quantidade de energia térmica liberada no processo de absorção do trióxido de enxofre utilizou-se a equação 51.

$$Q_{\text{TC-11}} = m_{15} \cdot C_{p\text{H}_2\text{SO}_4} \cdot (T_{21} - T_{20}) \quad (51)$$

### 3.1.6 Propostas de reaproveitamento energético da planta de sulfatação

As propostas de reaproveitamento da energia térmica da sulfatação foram elaboradas para permitir flexibilidade na utilização da energia térmica da planta de sulfatação, ou seja, se uma corrente de ar quente não estiver sendo usada em uma proposta, pode ser utilizada em outro processo. Desta forma, é possível maximizar o uso da energia térmica das correntes de ar quente.

As propostas elaboradas foram denominadas de A, B e C. A primeira proposta visa utilizar a energia térmica da corrente de 3101 kg/h de ar/ $\text{SO}_2$  que sai do forno a 700°C para gerar vapor em uma caldeira flamotubular. O vapor gerado na caldeira será utilizado para aquecer o tanque de armazenamento de enxofre; desta forma é possível economizar o combustível utilizado na caldeira principal da fábrica, diminuindo a demanda de vapor para caldeira principal. Esta corrente de ar/ $\text{SO}_2$  possui carga térmica de 530,7 kW, porém pode-se utilizar apenas 234,2 kW, pois é preciso manter a temperatura da corrente de ar/ $\text{SO}_2$  entre



Para controlar a geração de vapor e a temperatura da corrente de ar/SO<sub>2</sub> na saída da caldeira, é necessário utilizar válvulas de controle e instrumentos de medição de temperatura para o monitoramento. O controle da temperatura da corrente de ar/SO<sub>2</sub> será soberano sobre o controle de geração de vapor para preservar o processo de geração de trióxido de enxofre. A malha de controle da temperatura da corrente de ar/SO<sub>2</sub> é composta pelas válvulas de controle FCV-01 e FCV-02 e pelo transmissor de temperatura TT-22. O *set point* da malha é de 430°C, e para atingir este valor a FCV-01 irá modular aumentando ou diminuindo a vazão da corrente de ar/SO<sub>2</sub> que passa pela caldeira, mediante a leitura de temperatura do TT-22. Para evitar que o forno entre em colapso quando a FCV-01 começar a restringir a vazão de ar/SO<sub>2</sub>, a FCV-02 irá atuar para aliviar o fluxo de gás para o TC-01 e desta forma manter operante o sistema de geração de SO<sub>2</sub>. A vazão de vapor da caldeira é controlada pela PCV-01 mediante sinal do transmissor de pressão na linha de saída de vapor. A pressão de trabalho do vapor deve ser no mínimo de 4,5 bar para manter a temperatura de 145°C no tanque de armazenamento de enxofre. Caso seja gerado mais vapor que o necessário, o excedente que não for utilizado no sistema de armazenamento de enxofre pode ser direcionado para a rede central de distribuição de vapor da fábrica.

A água utilizada para gerar vapor na caldeira deve ser abrandada para preservar a integridade do equipamento. Consequentemente, para que seja possível utilizar parte da energia térmica do TC-11 neste sistema é necessário substituir a água de resfriamento que passa pelo trocador de calor por água abrandada. Esta água pode ser retirada do sistema central de geração de vapor da fábrica, reduzindo assim o custo de implantação da proposta A. O TC-11 foi projetado para operar com alta vazão de água (20 m<sup>3</sup>/h) de resfriamento, para variação de temperatura de 24 graus. Considerando que a temperatura de entrada da água de resfriamento no TC-11 é de 20°C, a temperatura de saída desta corrente será de 44°C. Portanto, a temperatura de alimentação da água da caldeira, após passar pelo TC-11, será de aproximadamente 40°C.

Uma malha de controle simples deve ser instalada para controlar o nível de operação do tanque desaerador. Através da leitura de um controlador de nível no tanque (LC), as válvulas FCV-03 e FCV-04 irão abrir e fechar para buscar o valor de *set point* determinado.

Apesar das correntes de ar quente dos trocadores de calor TC-02, TC-03, TC-04 estarem disponíveis para serem utilizadas no aquecimento da água de alimentação da caldeira, não será absorvida toda a vazão mássica das correntes neste processo, pois ocorreria um desperdício de energia térmica no aquecimento das próprias correntes de ar. Para contornar

esta dificuldade, um controle de vazão deve ser empregado no sistema de aquecimento da água no TC-12 determinando, assim, a vazão mássica de cada corrente de ar quente que deve entrar no sistema.

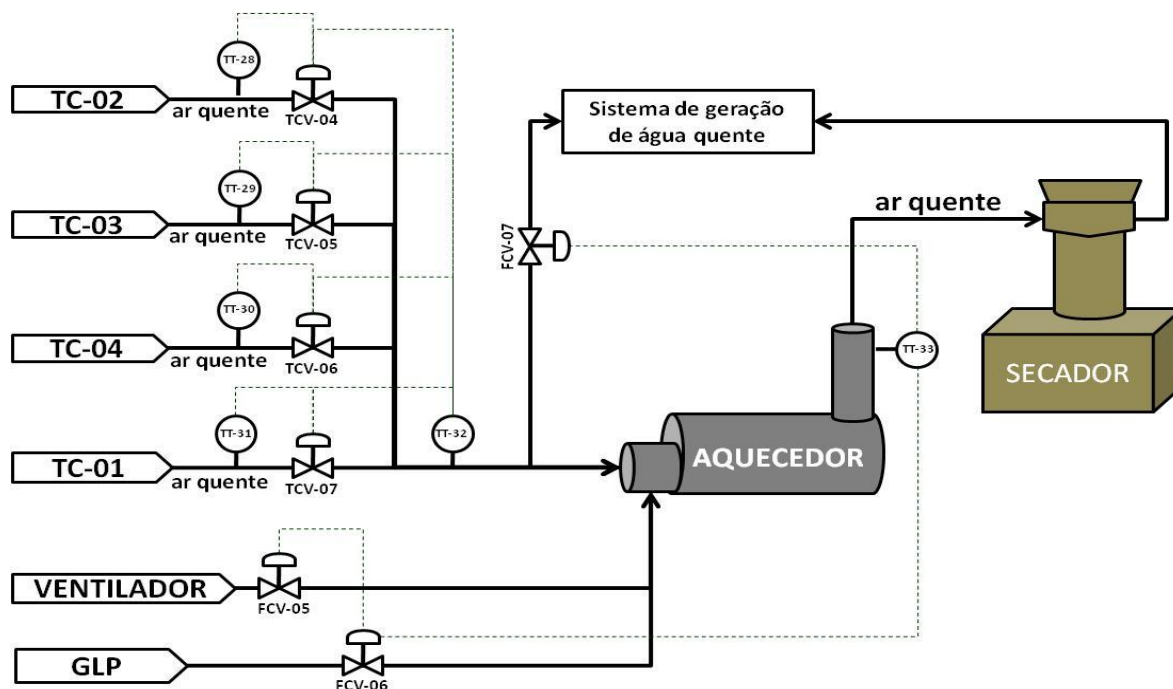
Nesta malha de controle, se a temperatura da corrente de entrada de ar quente for menor que a temperatura da corrente de saída (*set point* da malha de controle), a válvula de controle irá fechar e não permitirá a passagem do ar quente desta corrente para o trocador de calor TC-12. Desta forma, a válvula de controle irá permitir a entrada de ar quente no sistema somente se o mesmo possuir carga térmica suficiente para ser utilizado. Os transmissores de temperatura TT-23/24 e 25 indicarão a temperatura das correntes de entrada de ar quente. O TT-26 fará a leitura da temperatura da corrente de saída de ar quente, composta pela mistura das correntes de exaustão dos trocadores de calor TC-02, TC-03 e TC-04. E as válvulas de controle TCV-01/02 e 03 farão o controle da vazão das correntes de entrada de ar quente.

A segunda proposta pretende utilizar a energia térmica das correntes de exaustão de ar quente dos trocadores de calor TC-01, TC-02, TC-03 e TC-04 para secar produtos em um sistema de secagem por pulverização. O fluxograma da proposta B está ilustrado na Figura 29 e o objetivo desta proposta é reduzir o consumo de GLP no aquecedor de ar do sistema de secagem, aumentando assim a eficiência térmica do processo.

As correntes de ar quente serão enviadas para entrada do aquecedor de ar, que irá completar a carga térmica requerida no processo de secagem com a queima do GLP. Desta forma pretende-se manter constante a carga térmica na entrada da câmara de secagem. Isto é muito importante para garantir que a secagem do produto seja efetiva e também para evitar a formação de grumos de produto devido á secagem ineficiente no processo.

A admissão de ar quente proveniente das correntes de exaustão dos trocadores de calor TC-01, TC-02, TC-03 e TC-04 no aquecedor de ar será controlada com a mesma lógica de controle utilizada na proposta A, através das válvulas de controle TCV-04/05/06 e 07 e transmissores de temperatura TT-28/29/30/31 e 32. Após ocorrer a mistura das correntes de ar, a malha que controla a temperatura do ar de saída do aquecedor fará o controle da quantidade de ar quente que entrará no aquecedor pela válvula FCV-07, mediante comando do transmissor de temperatura TT-33. O ar excedente que não for utilizado no aquecedor será enviado para o sistema de aquecimento de água quente da fábrica pela FCV-07.

Figura 29. Proposta B para utilização da energia térmica da planta de sulfatação



Fonte: (Elaborado pelo autor).

Um segundo sistema de controle de temperatura da corrente de saída de ar quente do aquecedor deve ser instalado de forma independente do sistema de controle para admissão de ar quente. Este sistema precisa ser instalado para não interromper o processo de secagem caso ocorra falta de ar quente proveniente da planta de sulfatação. Portanto a malha de controle composta pela FCV-05, FCV-06 e TT-33 é vital para o processo de secagem se manter operante nos momentos de parada da unidade de sulfatação.

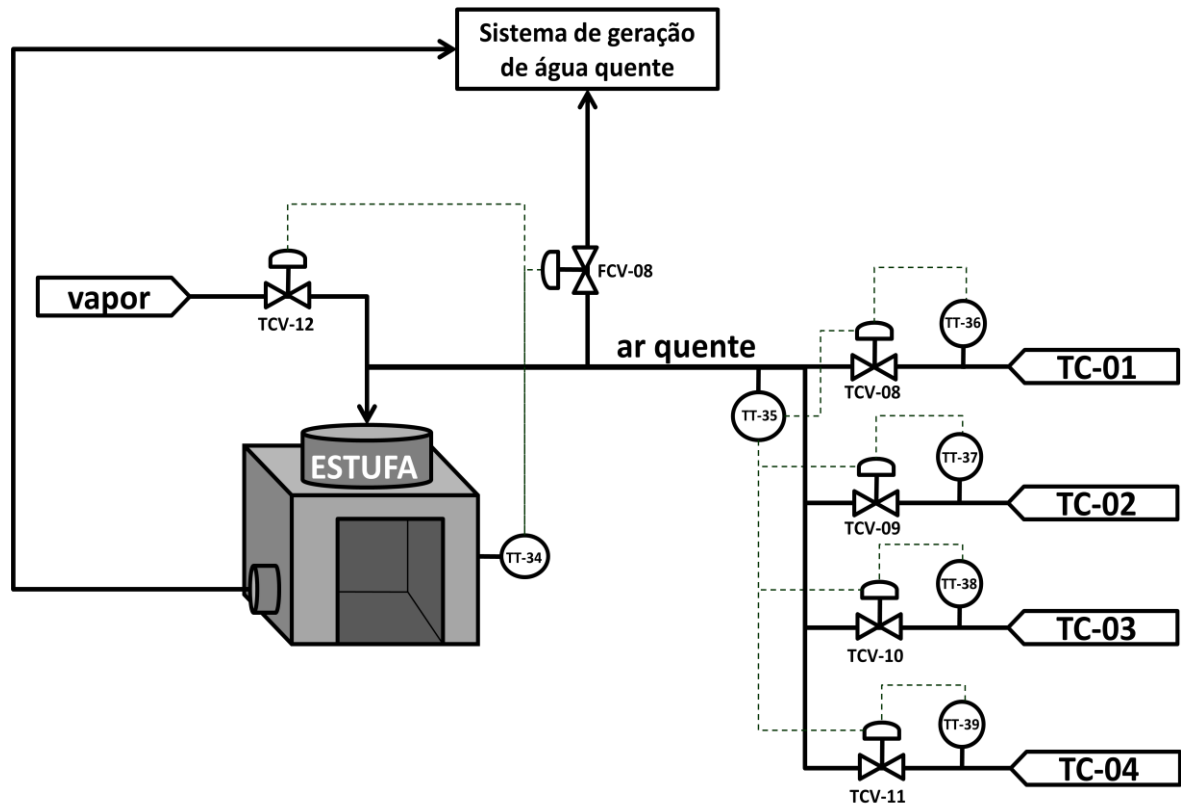
A proposta C propõe utilizar a energia térmica das correntes de ar quente para aquecer tambores metálicos de produtos químicos em uma estufa. O fluxograma da proposta C está representado na Figura 30.

Para este sistema, também será utilizada a lógica de controle da proposta A para absorver a energia térmica das correntes de exaustão dos trocadores de calor TC-01, TC-02, TC-03 e TC-04. A malha de controle é composta pelas válvulas de controle TCV-08/09/10 e 11 e pelos transmissores de temperatura TT-35/36/37/38 e 39.

Na proposta C, o controle para utilizar o ar quente na estufa será realizado pela FCV-08, onde a válvula irá abrir e fechar mediante a medição da temperatura dentro da estufa pelo transmissor de temperatura TT-34. Se não houver fonte de energia térmica proveniente das

correntes de ar, a TCV-12 irá atuar para fornecer á estufa energia térmica do sistema geral de vapor.

Figura 30. Proposta C para utilização da energia térmica da planta de sulfatação.



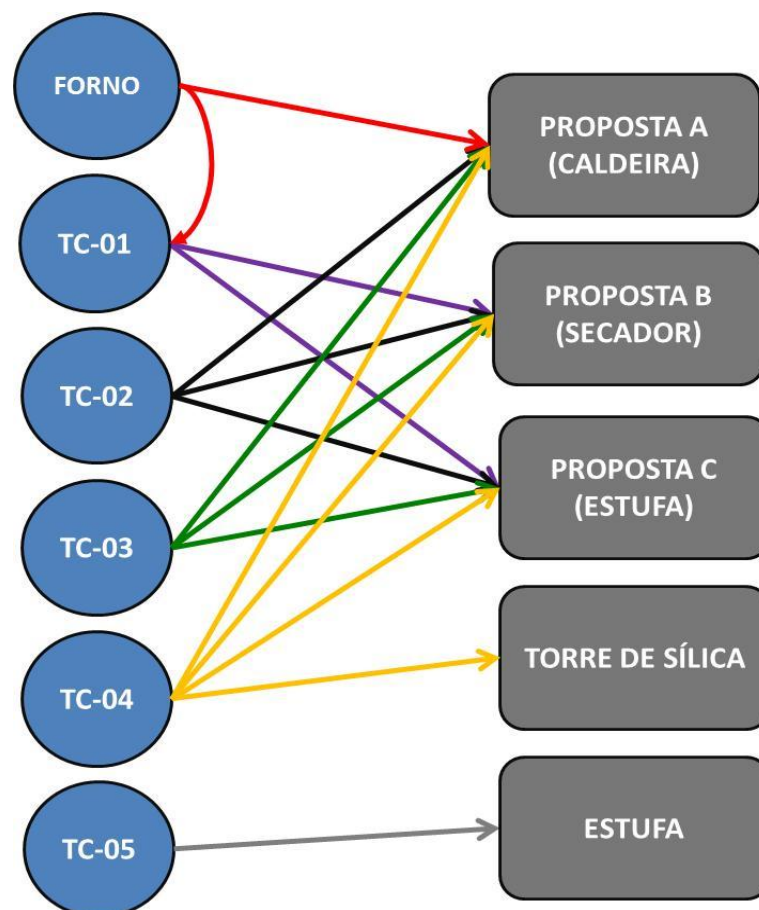
Fonte: (Elaborado pelo autor).

Da mesma forma que na proposta B, o ar excedente que não for utilizado na estufa será enviado para o sistema de aquecimento de água quente da fábrica. A terceira proposta visa também reduzir o consumo de vapor para aquecer o ar dentro da estufa; desta maneira é possível diminuir o gasto com combustível na caldeira principal da fábrica.

Como as três propostas compartilham da mesma lógica de controle, o sistema que engloba as três propostas irá atingir um ponto de equilíbrio para utilizar as correntes de ar quente da planta de sulfatação. Mesmo que a energia térmica das correntes não seja utilizada nos processos principais de cada proposta, será destinada para o aquecimento de água quente na fábrica. Portanto pode-se dizer que 100% da energia térmica disponível na planta poderá ser utilizada nas propostas A, B ou C.

A Figura 31 ilustra resumidamente as opções de distribuição da vazão das correntes de ar quente para cada proposta de reaproveitamento, sendo que a corrente que sai do forno pode ser enviada à caldeira (Proposta A) em função de sua temperatura, ou ao TC-01, caso haja restrição na capacidade operacional da caldeira. Portanto, a energia liberada pelo TC-01 pode variar conforme a utilização da energia da corrente de ar/SO<sub>2</sub> na proposta A; a corrente que sai do TC-01 pode ser enviada para o secador (Proposta B) ou para a estufa (Proposta C). As correntes do TC-02, TC-03 e TC-04 podem ser enviadas a quaisquer das propostas A, B e C, contudo, parte da vazão da corrente de ar quente do TC-04 é destinada para a regeneração da torre de sílica. Toda a energia da corrente de ar do TC-05 será utilizada para alimentar uma estufa que deverá operar com temperatura inferior a 80°C.

Figura 31. Opções de distribuição da vazão das correntes de ar quente dos trocadores de calor



Fonte: (Elaborado pelo autor).

A eficácia das propostas para utilização da energia térmica da planta de sulfatação foi avaliada considerando dois parâmetros:

- 1- Porcentagem de reaproveitamento da energia térmica disponível na planta de sulfatação
- 2- Eficiência térmica dos processos modificados ou projetados para utilizar a energia térmica da sulfatação.

Para quantificar o reaproveitamento de energia térmica, foi empregada a equação 52, na qual  $E_{utilizada}$  equivale a energia térmica consumida no processo e  $E_{disponível}$  é a energia térmica disponível.

Para determinar o aumento da eficiência térmica dos processos que foram modificados ou desenvolvidos para absorver energia térmica, empregou-se a equação 53. Nesta equação,  $E_{requerida}$  representa a quantidade de energia térmica necessária para executar o processo e  $E_{fornecida}$  a quantidade de energia fornecida ao processo, desconsiderando a energia térmica proveniente da planta de sulfatação (combustível fóssil). Por exemplo, se um processo precisa de 100 W de energia, na condição atual de referência (*baseline*), os 100 W seriam oriundos de queima de um combustível fóssil; com o fornecimento de 20 W provenientes de corrente térmica reaproveitada, a energia requerida em termos do combustível se reduziria a 80 W, representando um aumento da eficiência ( $\Delta\eta$ ) de 20%.

$$ER = \left[ \frac{E_{utilizada}}{E_{disponível}} \right] \cdot 100\% \quad (52)$$

$$\Delta\eta = \left[ 1 - \frac{E_{fornecida}}{E_{requerida}} \right] \cdot 100\% \quad (53)$$

A distribuição de vazão das correntes de ar quente dos trocadores de calor TC-01, TC-02, TC-03 e TC-04 será estimada utilizando o software LINGO para resolver o problema de otimização descrito pela função objetivo da equação 54 e restrições seguintes. Para interpretar a equação objetivo do modelo deve-se admitir que  $E_{2A}$  é a energia proveniente da corrente de ar quente do TC-02 para a proposta A. Mantendo a mesma lógica,  $E_{1B}$  corresponde à energia proveniente da corrente de ar quente do TC-01 para a proposta B, e assim por diante.  $E_{FA}$  e  $CA$  representam à eficiência térmica global da proposta A e a capacidade de operação da

proposta A respectivamente. Mantendo o mesmo raciocínio, EFB e CB significam eficiência térmica global da proposta B e capacidade de operação da proposta B. Esta equação possui o objetivo de maximizar o consumo de energia térmica nas propostas de reaproveitamento, considerando a capacidade de operação, a eficiência de utilização de energia térmica e os limites de operação de cada proposta. A Figura 32 ilustra as opções de consumo da energia térmica dos trocadores de calor que o modelo desenvolvido no LINGO irá considerar na resolução do problema.

Função objetivo:

$$Z = \left( (E2A + E3A + E4A) * \frac{CA}{EFA} \right) + \left( (E1B + E2B + E3B + E4B) * \frac{CB}{EFB} \right) + \left( (E1C + E2C + EC3 + E4C) * \frac{CC}{EFC} \right) \quad (54)$$

Sujeito a:

$E_{ij} = M_{ij} * C_{pi} * (T_j - T_i)$  (Energia do corrente de ar do TC-0i para proposta j);

$EFA=0,75$  (Eficiência de troca térmica global do TC-12 da proposta A, definido com base em valores práticos e de literatura);

$EFB=0,80$  (Eficiência de troca térmica global da transferência de ar para o aquecedor da proposta B, definido com base em valores práticos e de literatura);

$EFC=0,85$  (Eficiência de troca térmica global da estufa da proposta C, definido com base em valores práticos e de literatura);

$Cp1=1,05$  kJ/kg°C (Cp do ar a 300°C (INCROPERA, 2002));

$Cp2=1,0175$  kJ/kg°C (Cp do ar a 150°C (INCROPERA, 2002));

$Cp3=1,021$  kJ/kg°C (Cp do ar a 180°C (INCROPERA, 2002));

$Cp4=1,014$  kJ/kg°C (Cp do ar a 130°C (INCROPERA, 2002));

$TA=100^\circ\text{C}$  (Temperatura da corrente de água na saída do TC-12);

$TB=110^\circ\text{C}$  (Temperatura da corrente de ar na saída do secador);

$TC=80^\circ\text{C}$  (Temperatura da corrente de ar na saída da estufa);

$T1=300^\circ\text{C}$  (Temperatura máxima da corrente de ar na saída do TC-01);

$T2=150^\circ\text{C}$  (Temperatura máxima da corrente de ar na saída do TC-02);

$T3=180^\circ\text{C}$  (Temperatura máxima da corrente de ar na saída do TC-03);

$T4=130^\circ\text{C}$  (Temperatura máxima da corrente de ar na saída do TC-04);

$M1=3045$  kg/h (Vazão máxima da corrente de ar na saída do TC-01);

$M2=3597 \text{ kg/h}$  (Vazão máxima da corrente de ar na saída do TC-02);

$M3=500 \text{ kg/h}$  (Vazão máxima da corrente de ar na saída do TC-03);

$M4=5077 \text{ kg/h}$  (Vazão máxima da corrente de ar na saída do TC-04);

$M1B+M1C \leq M1 \cdot (1-CA)$ ;

$M2A+M2B+M2C \leq M2$ ;

$M3A+M3B+M3C \leq M3$ ;

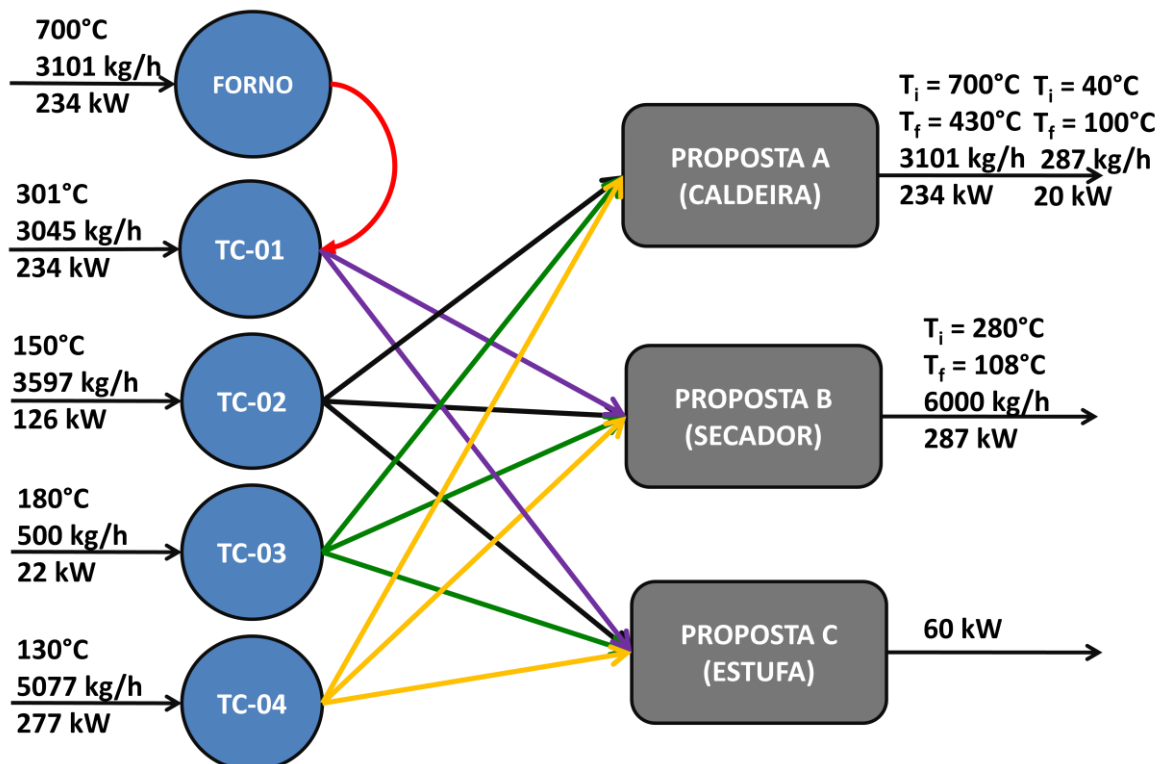
$M4A+M4B+M4C \leq M4$ ;

$(E2A+E3A+E4A) \cdot EFA \leq 72324 \cdot CA$  (Energia (kJ/h) máxima que a proposta A consegue consumir (considerando 60° de variação (40 para 100) na água de alimentação da caldeira de 287 kg/h);

$(E1B+E2B+E3B+E4B) \cdot EFB \leq 1033200 \cdot CB$  (Energia(kJ/h) máxima que a proposta B consegue consumir (287 kW projeto do secador fabricado pela APV);

$(E1C+E2C+E3C+E4C) \cdot EFC \leq 216000 \cdot CC$  (Energia (kJ/h) máxima que a proposta C consegue consumir (60 kW estufa comercial HIGHER));

Figura 32. Opções de distribuição da energia térmica presente nas correntes de ar quente dos trocadores de calor.



Fonte: (Elaborado pelo autor)

Um fator importante a ser considerado na distribuição da vazão das correntes de ar quente é o fato da corrente do TC-05 não participar da concorrência entre as propostas de reaproveitamento. Isto ocorre porque a temperatura desta corrente é de apenas 80°C e a temperatura mínima de operação das propostas de reaproveitamento é maior ou igual a 80°C, uma vez que a temperatura mínima da água de alimentação da caldeira na proposta A é de 80°C, a temperatura mínima de saída do ar quente do secador é de 110°C (proposta B) e a temperatura mínima de operação da estufa (proposta C) é de 80°C. Portanto, esta corrente de ar não consegue atender as restrições de processo.

A análise econômica da aplicação das propostas de reaproveitamento energético será realizada mediante a quantidade de energia térmica que será consumida da planta de sulfatação. Quanto maior for o consumo de energia térmica da sulfatação maior será a redução do custo com consumo de combustíveis para geração de vapor e ar quente. Para quantificar o quanto será economizado quando as propostas de reaproveitamento estiverem em operação, foi elaborada a equação 55.

$$EC = \left( EPA * \frac{0,75}{2747} \right) * 0,12 + EPB * 0,00018 + \left( EPC * \frac{0,75}{2747} \right) * 0,12 + CA * 287 * 0,12 \quad (55)$$

$$+ \left( E5 * \frac{0,80}{2747} \right) * 0,12$$

Para compor os parâmetros da equação 55 foi considerado que a matriz energética para geração de vapor é o óleo combustível 1A e para alimentar o aquecedor de ar do sistema de secagem é utilizado GLP. O custo unitário do óleo combustível e do GLP é de 1,33 R\$/kg e de 2,49 R\$/kg respectivamente; desta forma, o custo unitário do vapor será de 0,12 R\$/kg e para aumentar 1°C em 1 kg/h na corrente de ar que será enviada para o secador, o custo será de 0,00018 R\$/kg. Estes valores foram estimados a partir da realidade operacional do complexo químico, considerando uma eficiência global de troca térmica para caldeira de vapor e para o aquecedor de ar de 80% e 30%, respectivamente. Segundo Nogueira; Rocha; Nogueira (2005), a eficiência térmica que pode ser obtida em uma caldeira do tipo flamotubular atinge valores de 75% a 78%, ou maiores, em caldeiras com superaquecedores, economizadores e aquecedores de ar.

A equação 55 irá determinar o valor economizado na redução do consumo de combustíveis fósseis, mediante conversão da energia térmica das correntes em vapor de 4,5 bar que seria produzido no sistema central do complexo químico. Na equação 55 entende-se

como EPA, EPB e EPC a energia proveniente das correntes de ar quente que foram destinadas para as propostas A, B e C, respectivamente. Admite-se também as eficiências do TC-12 e da estufa como sendo de 75% e que a entalpia do vapor de 4,5 bar é de 2747 kJ/kg. Como na Proposta B o ar quente é injetado diretamente no queimador, a energia transferida para esta proposta é diretamente utilizada para aumentar a temperatura do ar de alimentação do secador.

Se o sistema de geração de vapor da proposta A estiver operando com 100% de capacidade, será possível gerar até 287 kg/h de vapor a 4,5 bar. Este valor foi estimado considerando que a eficiência de troca térmica da caldeira da proposta A é de 80%, que a fonte de energia para gerar vapor neste equipamento será proveniente da corrente de ar/SO<sub>2</sub> e que parte da energia do TC-11 será destinada para aquecer a água de alimentação da caldeira. Portanto o 4<sup>a</sup> parâmetro da equação 55 representa a economia na geração de até 287 kg/h de vapor na proposta A, que irá variar mediante o valor da capacidade de operação da caldeira.

O 5<sup>a</sup> parâmetro da equação 55 considera a economia gerada pelo uso da energia do TC-05 (E5) para alimentar uma estufa, substituindo o vapor que seria consumido neste equipamento. Uma vez que a energia proveniente da corrente de ar quente substitui a energia do vapor que seria enviada para estufa, é possível reduzir o custo com combustível no sistema central de geração de vapor do complexo industrial. O valor da economia com a redução do consumo de combustível pode ser calculado convertendo a carga térmica da corrente de ar do TC-05 em vapor a 4,5 bar. Para isso admite-se que o sistema central de geração de vapor possui 80% de eficiência de troca térmica e que a entalpia do vapor de 4,5 bar é de 2747 kJ/kg. Com o resultado da vazão de vapor correspondente a carga térmica da corrente de ar, basta multiplica-lo pelo custo unitário desta utilidade para obter o valor economizado na geração de vapor.

## 4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

### 4.1 Energia térmica disponível na planta de sulfatação

#### 4.1.1 Setor de armazenamento de enxofre líquido.

Com as equações descritas no capítulo 3, foi possível efetuar o cálculo da energia térmica utilizada no setor de armazenamento de enxofre líquido. Para manter a mesma base de cálculo utilizada nos outros setores da planta, foi considerado que 205 kg/h de enxofre precisam ser aquecidos para temperatura de trabalho no tanque de armazenamento.

Para obter uma avaliação mais realista do consumo de energia térmica neste setor, também foi efetuado o cálculo considerando o aquecimento de 40 ton de enxofre dentro do tanque. Esta Tarefa é realizada em média a cada 8 dias na planta de sulfatação. Os resultados podem ser visualizados na Tabela 2.

Tabela 2. Resultados da análise energética do setor de armazenamento de enxofre líquido

|                                                                                                                      |        |
|----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|--------|
| <b>Energia perdida no tanque de armazenamento</b>                                                                    |        |
| Parede lateral                                                                                                       | 5,4 kW |
| Teto                                                                                                                 | 0,5 kW |
| Base                                                                                                                 | 1,2 kW |
| Total                                                                                                                | 7,1 kW |
| <b>Energia utilizada para aquecer o enxofre líquido no tanque de armazenamento</b>                                   |        |
| 163 kW* / 0,8 kW**                                                                                                   |        |
| <b>Energia utilizada para manter o enxofre líquido na temperatura de trabalho dentro das linhas de transferência</b> |        |
| 0,7 kW                                                                                                               |        |
| <b>Energia total utilizada no setor de armazenamento de enxofre líquido</b>                                          |        |
| 170,8 kW* / 8,6 kW**                                                                                                 |        |

\* Considerando 1 hora para aquecer 40 ton de enxofre (capacidade máxima do tanque)

\*\* Considerando 1 hora para aquecer 205 kg de enxofre (vazão de consumo do enxofre no forno)

Os resultados revelam que quando é realizado o recebimento de enxofre, a quantidade majoritária da energia térmica é utilizada para aquecer esta matéria prima no tanque de

armazenamento. Isto pode ser justificado pela grande quantidade de enxofre que precisa ser aquecida, algo em torno de 40 toneladas e pelo fato do tanque de armazenamento e as linhas de transferência possuir isolamento térmico, o que reduz significativamente a perda de calor para o ambiente.

Porém, se for considerado que 205 kg/h de enxofre são retirados do tanque de armazenamento para ser enviado para o forno, e que a mesma quantidade de enxofre é repostada no sistema, percebe-se que a maior parte da energia térmica que o setor de armazenamento de enxofre consome é destinada para manter o enxofre na temperatura de trabalho. Portanto, pode-se dizer que neste setor, o consumo de energia térmica equivale a 8,6 kW. Entretanto, a cada oito dias é necessário fornecer 170,8 kW durante o processo de recebimento do enxofre líquido.

#### 4.1.2 Setor de geração de SO<sub>2</sub>

Considerando que a conversão do enxofre líquido em dióxido de enxofre é de 100%, pode-se calcular a quantidade de energia liberada na reação de oxidação do enxofre pela equação 37.

Como toda a massa de enxofre é convertida em dióxido de enxofre, a composição da vazão mássica da mistura ar-SO<sub>2</sub> que sai do forno pode ser determinada utilizando as informações da equação de reação fornecida por Groot (1991). Considerando que o ar de processo é composto por 20% de oxigênio e 80% de nitrogênio, pode-se determinar a composição da vazão mássica da mistura ar-SO<sub>2</sub>, a qual pode ser visualizada na Tabela 3.

Tabela 3. Componentes da mistura ar-SO<sub>2</sub>

| <b>Componentes da mistura ar-SO<sub>2</sub></b> | <b>Proporção em massa (kg)</b> | <b>Proporção % mássica</b> |
|-------------------------------------------------|--------------------------------|----------------------------|
| Oxigênio                                        | 374                            | 12                         |
| Nitrogênio                                      | 2317                           | 74,7                       |
| Dióxido de enxofre                              | 410                            | 13,3                       |

Com o resultado da energia liberada na reação de oxidação do enxofre é possível calcular a vazão mássica da mistura ar-SO<sub>2</sub> que sai do forno utilizando as equações 38 e 39. Da mesma forma a partir do resultado da vazão mássica da mistura ar-SO<sub>2</sub> que sai do forno é possível também determinar a quantidade de energia que o TC-01 retira da corrente de saída do forno, utilizando a equação 38.

Com as equações 38 e 41 é possível calcular a temperatura e a vazão da corrente de ar utilizada para resfriar a mistura ar-SO<sub>2</sub> que passa pelo TC-01. Os resultados são apresentados na Tabela 4.

Tabela 4. Resultados da análise energética do setor de geração do SO<sub>2</sub>

| Descrição                                                       | Valor        | Unidade   |
|-----------------------------------------------------------------|--------------|-----------|
| <b>Energia liberada na reação de oxidação do enxofre</b>        | <b>530,7</b> | <b>kW</b> |
| Vazão mássica de ar de processo que entra no forno              | 2896         | kg/h      |
| Vazão mássica da mistura ar-SO <sub>2</sub> que sai do forno    | 3101         | kg/h      |
| <b>Energia que o TC-01 retira da corrente de saída do forno</b> | <b>234,2</b> | <b>kW</b> |
| Vazão mássica de ar de resfriamento do TC-01                    | 3045         | kg/h      |
| Temperatura de saída do ar de resfriamento do TC-01             | 301          | °C        |

#### 4.1.3 Setor de secagem do ar de processo

Neste setor foi calculada a energia necessária para retirar a umidade da sílica-gel nas torres de secagem, para maximizar o reaproveitamento energético das vazões de ar quente dos trocadores de calor do setor de geração de SO<sub>2</sub> e SO<sub>3</sub>.

Para calcular a quantidade de energia necessária para retirar a umidade da sílica-gel é preciso determinar a quantidade de água que deve ser retirada dos leitos de secagem, que é função da capacidade de adsorção e da massa de sílica gel utilizada no processo de secagem.

O fabricante da sílica gel utilizada na planta diz que o calor específico da sílica é de 0,92 kJ/kg e possui capacidade de adsorção de 40%. Cada torre de secagem utiliza cerca de 2500 kg de sílica, e considerando que o processo de regeneração é de 8 horas, é possível determinar a quantidade de energia necessária para remover a umidade da sílica gel pela equação 50. O resultado obtido foi de 95 kW.

#### 4.1.4 Setor de tratamento de efluentes gasosos

Para determinar a quantidade de energia térmica que o processo de absorção do trióxido de enxofre libera na torre de absorção de SO<sub>3</sub> (TR-02), utilizou-se a mesma metodologia aplicada no cálculo da energia retirada pelo trocador de calor TC-01 no processo de resfriamento da corrente de ar-SO<sub>2</sub> a partir da equação 51.

O valor da vazão da corrente de ácido sulfúrico que passa pelo trocador de calor de placas TC-11 foi obtido através da curva de operação da bomba de recirculação B-04. Os valores de temperatura da corrente de ácido na entrada e saída do trocador de calor foram fornecidos pela leitura dos instrumentos TT-20 e TT-21. O resultado do cálculo da energia térmica que o TC-11 retira da corrente de ácido sulfúrico da TR-02 foi de 131 kW.

#### 4.1.5 Setor de geração de SO<sub>3</sub>

Os cálculos para determinar as vazões mássicas de ar que saem dos trocadores de calor e a quantidade de energia térmica que os trocadores de calor retiram do fluxo de ar-SO<sub>2</sub>-SO<sub>3</sub> são semelhantes aos utilizados no cálculo da energia térmica retirada pelo trocador de calor TC-01 do fluxo de ar-SO<sub>2</sub>. Os resultados da análise do balanço de energia do setor de geração de SO<sub>3</sub> foram obtidos pela equação 38, e os resultados do balanço de massa pelas equações de 42 a 47. Estes dados estão dispostos na Tabela 5.

Tabela 5. Resultados da análise energética do setor de geração de SO<sub>3</sub>

| Descrição                                                                                                        | Valor        | Unidade   |
|------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|--------------|-----------|
| Vazão de ar-SO <sub>2</sub> que sai do forno percorre os leitos de catálise e trocadores de calor TC-02 e TC-03* | 3.101        | kg/h      |
| Temperatura da vazão de ar-SO <sub>2</sub> que entra no 1º leito de catálise                                     | 430          | °C        |
| Temperatura da vazão de ar-SO <sub>2</sub> -SO <sub>3</sub> que entra no TC-01**                                 | 580          | °C        |
| Temperatura da vazão de ar-SO <sub>2</sub> -SO <sub>3</sub> que sai do TC-02 e entra no 2º leito de catálise**   | 435          | °C        |
| Vazão de ar de resfriamento que entra e sai do trocador de calor TC-02                                           | 3.597        | kg/h      |
| Temperatura da vazão de ar de resfriamento que entra no trocador de calor TC-02**                                | 25           | °C        |
| Temperatura da vazão de ar de resfriamento que sai do trocador de calor TC-02***                                 | 150          | °C        |
| <b>Quantidade de energia térmica que o TC-02 retira do fluxo de ar-SO<sub>2</sub>-SO<sub>3</sub></b>             | <b>125,8</b> | <b>kW</b> |
| Temperatura da vazão de ar-SO <sub>2</sub> -SO <sub>3</sub> que entra no TC-03**                                 | 460          | °C        |
| Temperatura da vazão de ar-SO <sub>2</sub> -SO <sub>3</sub> que sai do TC-03 e entra no 3º leito de catálise**   | 435          | °C        |
| Vazão de ar de resfriamento que entra e sai do TC-03                                                             | 500          | kg/h      |
| Temperatura da vazão de ar de resfriamento que entra no TC-03**                                                  | 25           | °C        |
| Temperatura da vazão de ar de resfriamento que sai do TC-03***                                                   | 180          | °C        |

\* A composição desta corrente se altera ao longo da torre de conversão para ar-SO<sub>2</sub>-SO<sub>3</sub>

\*\* Temperatura medida por termopar

\*\*\* Temperatura medida por pirômetro

Tabela 5. Resultados da análise energética do setor de geração de SO<sub>3</sub>(Continuação)

| Descrição                                                                                                  | Valor        | Unidade   |
|------------------------------------------------------------------------------------------------------------|--------------|-----------|
| <b>Quantidade de energia térmica que o TC-03 retira do fluxo de ar-SO<sub>2</sub>-SO<sub>3</sub></b>       | <b>21,7</b>  | <b>kW</b> |
| Vazão de ar de processo que entra no 4º leito de catálise                                                  | 117          | kg/h      |
| Temperatura da vazão de ar de processo que entra no 4º leito de catálise**                                 | 25           | °C        |
| Vazão de ar-SO <sub>3</sub> que sai da torre de conversão e percorre o trocador de calor TC-04 e TC-05     | 3.218        | kg/h      |
| Temperatura da vazão de ar-SO <sub>3</sub> que sai da torre de conversão e entra no TC-04 **               | 430          | °C        |
| Temperatura da vazão de ar-SO <sub>3</sub> que sai do TC-04 e entra no TC-05**                             | 120          | °C        |
| Vazão de ar de resfriamento que entra e sai do TC-04                                                       | 9.435        | kg/h      |
| Temperatura da vazão de ar de resfriamento que entra no TC-04**                                            | 25           | °C        |
| Temperatura da vazão de ar de resfriamento que sai do TC-04**                                              | 130          | °C        |
| <b>Quantidade de energia térmica que o TC-04 retira do fluxo de ar-SO<sub>3</sub></b>                      | <b>277,1</b> | <b>kW</b> |
| Temperatura da vazão de ar-SO <sub>3</sub> que sai do TC-05**                                              | 45           | °C        |
| Vazão de ar de resfriamento que entra e sai do TC-05                                                       | 4.358        | kg/h      |
| Temperatura da vazão de ar de resfriamento que entra no TC-05**                                            | 25           | °C        |
| Temperatura da vazão de ar de resfriamento que sai do TC-05**                                              | 80           | °C        |
| <b>Quantidade de energia térmica que o TC-05 retira do fluxo de ar-SO<sub>3</sub></b>                      | <b>67,1</b>  | <b>kW</b> |
| Vazão de ar de processo para diluição                                                                      | 120          | kg/h      |
| Vazão de ar-SO <sub>3</sub> para o reator de sulfatação/sulfonação                                         | 5780         | kg/h      |
| Temperatura da vazão de ar-SO <sub>3</sub> para o reator de sulfatação/sulfonação**                        | 45           | °C        |
| Vazão de ar de resfriamento que sai do trocador de calor TC-04 e entra na torre de sílica                  | 4.358        | kg/h      |
| Temperatura da vazão de ar de resfriamento que sai do trocador de calor TC-04 e entra na torre de sílica** | 130          | °C        |

\* A composição desta corrente se altera ao longo da torre de conversão para ar-SO<sub>2</sub>-SO<sub>3</sub>

\*\* Temperatura medida por termopar

\*\*\* Temperatura medida por pirômetro

O cálculo das vazões de ar de resfriamento foi validado pela comparação entre os dados calculados e a vazão total dos ventiladores VE-01 e VE-02, obtida pela curva de vazão de cada equipamento. A diferença entre o valor calculado e o valor obtido pela curva de vazão foi menor que 5%, comprovando que os dados obtidos por cálculo estão próximos dos valores reais. A Tabela 6 apresenta os valores das vazões de ar.

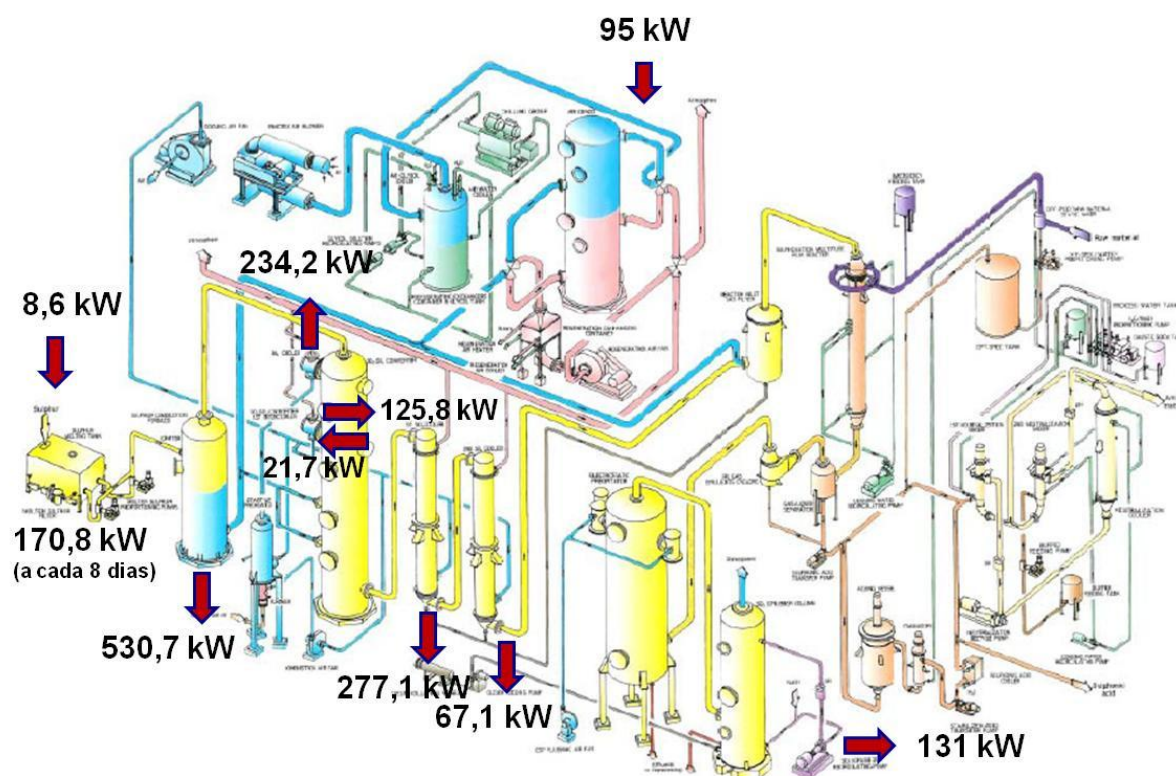
Tabela 6. Vazão de ar dos ventiladores VE-01 e VE-02

| Vazões de ar de resfriamento |             | Vazão total   | Diferença (%) |
|------------------------------|-------------|---------------|---------------|
| m <sub>4</sub>               | *3.045 kg/h | *6.642 kg/h   | 1,4           |
| m <sub>5</sub>               | *3.597 kg/h |               |               |
| VE-01                        | -           | **6.550 kg/h  | 2,8           |
| m <sub>6</sub>               | *500 kg/h   | *14.293 kg/h  |               |
| m <sub>7</sub>               | *9.435 kg/h |               |               |
| m <sub>8</sub>               | *4.358 kg/h |               |               |
| VE-02                        | -           | **13.900 kg/h |               |

Nota: \*Dados calculados; \*\*Dados obtidos na curva de vazão do ventilador.

Os resultados da auditoria energética foram identificados no fluxograma geral da planta e podem ser visualizados na Figura 33. Com estes resultados foi possível elaborar as propostas, visando utilizar a maior quantidade possível da energia disponível na planta, aumentando a eficiência dos processos de geração de vapor, aquecimento em estufas e secagem por pulverização.

Figura 33. Distribuição da energia térmica consumida ou descartada na planta de sulfatação.



Fonte: (Adaptado de BARCZA, 2014)

## **4.2 Propostas de utilização da energia térmica disponível na planta de sulfatação**

### **4.2.1 Análise de eficácia do funcionamento das propostas.**

A eficácia das propostas foi avaliada considerando dois parâmetros: o reaproveitamento da energia térmica descartada pela planta de sulfatação e o aumento da eficiência térmica dos processos modificados para absorver parte da energia excedente. As propostas foram elaboradas para permitir flexibilidade na utilização da energia térmica da planta de sulfatação, ou seja, se uma corrente de ar quente não estiver sendo usada em uma proposta, pode ser utilizada em outro processo. Desta forma, é possível maximizar o uso da energia térmica das correntes de ar quente.

Considerando que a eficiência de troca térmica da caldeira é de 80% e que a corrente de ar/SO<sub>2</sub> que sai do forno possui 234,2 kW de energia disponível, o sistema de geração de vapor da proposta A é capaz de gerar 287 kg/h de vapor a 4,5 bar. Esta quantidade de vapor equivale a 98% da energia necessária para aquecer o enxofre após o recebimento e a 1940% da energia para manter o enxofre líquido na temperatura de trabalho. A eficiência térmica do aquecedor na proposta B pode aumentar em até 87% se toda a carga térmica das correntes de ar quente for direcionada para a proposta B.

A estufa da proposta C pode operar com até 100% da fonte energética proveniente das correntes de ar quente, zerando, assim, o consumo de energia paga (vapor). Desta forma, é possível dizer que o aumento na eficiência da proposta C pode chegar a 100%.

### **4.2.2 Análise econômica da utilização das propostas de reaproveitamento energético.**

Com a aplicação das propostas de reaproveitamento da energia térmica da planta de sulfatação, é possível reduzir os custos com geração de vapor e ar quente em um complexo industrial. Esta redução ocorre devido à substituição da energia proveniente de um combustível pela energia térmica da planta. Portanto, quanto maior for o consumo da energia térmica da sulfatação nas propostas de reaproveitamento, maior será a redução dos custos com utilidades.

Para estimar o quanto poderá ser economizado, primeiramente foi determinado à carga térmica que cada proposta irá consumir quando estiver em operação (equação 54) e, posteriormente, utilizou-se a equação 55 para o cálculo do valor economizado em cada configuração de operação.

O modelo matemático desenvolvido no LINGO determinou a distribuição ideal de vazão das correntes de ar quente a fim de maximizar o consumo da energia térmica nas propostas de reaproveitamento. Os resultados desta distribuição, provenientes dos trocadores de calor TC-01, TC-02, TC-03 e TC-04, para as propostas A, B e C, podem ser visualizados e evidenciados nas Tabelas 7 (proposta A), 8 (proposta B) e 9 (proposta C).

A Tabela 7 apresenta os resultados da seguinte forma: na primeira coluna constam as opções de capacidade da proposta B que variam de 0 a 100%; já nas segunda, terceira e quarta colunas estão os valores de vazão das correntes de ar quente determinados pelo modelo para as propostas A, B e C respectivamente. Na quinta coluna, estão as opções de capacidade da proposta C, também variando de 0 a 100%, que junto com os dados da primeira coluna e com o valor de capacidade da proposta A (apresentado na linha central da tabela), formará a combinação imposta para resolução do modelo matemático. Este cálculo foi realizado para diversas possibilidades de capacidade, e para cada arranjo o modelo matemático previu uma distribuição de vazão otimizada para disponibilizar a maior quantidade de energia térmica possível para as propostas. Alterando-se os valores das capacidades de operação, consequentemente novos valores de vazão serão determinados pelo modelo.

Com a definição da distribuição da vazão das correntes de ar quente, é possível obter os valores de economia para cada configuração em R\$/h e R\$/mês. Estes resultados estão dispostos na sexta e sétima colunas da tabela, respectivamente.

A mesma lógica de configuração da Tabela 7 é utilizada nas Tabelas 8 e 9, porém, com alteração das propostas na linha central, primeira e quinta colunas.









Tabela 9. Resultados da distribuição de vazão das correntes de ar quente e valor economizado para cada configuração de operação das propostas

| DISTRIBUIÇÃO DA VAZÃO MÁSSICA DAS CORRENTES DE AR QUENTE (kg/h) |                                          |       |       |            |       |       |       |            |       |       |       | REDUÇÃO DO CUSTO COM COMBUSTÍVEL |     |                             |
|-----------------------------------------------------------------|------------------------------------------|-------|-------|------------|-------|-------|-------|------------|-------|-------|-------|----------------------------------|-----|-----------------------------|
| CAPAC. OPER. PROPOSTA A (%)                                     | PROPOSTA A                               |       |       | PROPOSTA B |       |       |       | PROPOSTA C |       |       |       |                                  |     | CAPAC. OPER. PROPOSTA B (%) |
|                                                                 | TC-02                                    | TC-03 | TC-04 | TC-01      | TC-02 | TC-03 | TC-04 | TC-01      | TC-02 | TC-03 | TC-04 |                                  |     |                             |
|                                                                 | CAPACIDADE DE OPERAÇÃO DA PROPOSTA C (%) |       |       |            |       |       |       |            |       |       |       |                                  |     |                             |
|                                                                 | 100                                      |       |       |            |       |       |       |            |       |       |       |                                  |     |                             |
| 100                                                             | 1856                                     | 0     | 65    | 0          | 1740  | 500   | 0     | 0          | 0     | 0     | 5012  | 100                              | 128 | 92282                       |
| 75                                                              | 1385                                     | 0     | 65    | 761        | 2214  | 500   | 0     | 0          | 0     | 0     | 5012  | 75                               | 174 | 125249                      |
|                                                                 | 1385                                     | 0     | 65    | 761        | 2214  | 500   | 0     | 0          | 0     | 0     | 5012  | 50                               | 174 | 125249                      |
|                                                                 | 1385                                     | 0     | 65    | 761        | 2214  | 500   | 0     | 0          | 0     | 0     | 5012  | 25                               | 174 | 125249                      |
|                                                                 | 0                                        | 500   | 1035  | 0          | 0     | 0     | 0     | 761        | 1098  | 0     | 0     | 0                                | 53  | 37914                       |
| 50                                                              | 909                                      | 0     | 65    | 1552       | 2688  | 500   | 0     | 0          | 0     | 0     | 5012  | 50                               | 221 | 159436                      |
|                                                                 | 0                                        | 0     | 1585  | 1263       | 0     | 0     | 3492  | 0          | 3568  | 0     | 0     | 25                               | 199 | 143498                      |
|                                                                 | 0                                        | 0     | 1585  | 0          | 0     | 0     | 0     | 1100       | 0     | 0     | 0     | 0                                | 43  | 31268                       |
| 25                                                              | 0                                        | 0     | 792   | 998        | 29    | 500   | 4284  | 0          | 3567  | 0     | 0     | 25                               | 208 | 150107                      |
|                                                                 | 0                                        | 0     | 792   | 0          | 0     | 0     | 0     | 1100       | 0     | 0     | 0     | 0                                | 31  | 22603                       |
| 0                                                               | 0                                        | 0     | 0     | 0          | 0     | 0     | 0     | 0          | 0     | 0     | 5012  | 0                                | 19  | 13914                       |
|                                                                 | 75                                       |       |       |            |       |       |       |            |       |       |       |                                  |     |                             |
| 100                                                             | 1107                                     | 0     | 1318  | 0          | 2489  | 500   | 0     | 0          | 0     | 0     | 3759  | 100                              | 148 | 106914                      |
| 75                                                              | 634                                      | 0     | 1318  | 761        | 2964  | 500   | 0     | 0          | 0     | 0     | 3759  | 75                               | 194 | 139893                      |
| 50                                                              | 160                                      | 0     | 1318  | 1552       | 3437  | 500   | 0     | 0          | 0     | 0     | 3759  | 50                               | 242 | 174068                      |
|                                                                 | 0                                        | 0     | 1585  | 896        | 921   | 500   | 3492  | 0          | 2676  | 0     | 0     | 25                               | 218 | 157211                      |
|                                                                 | 0                                        | 0     | 1585  | 0          | 0     | 0     | 0     | 825        | 0     | 0     | 0     | 0                                | 41  | 29763                       |
| 25                                                              | 0                                        | 0     | 792   | 816        | 921   | 500   | 4284  | 0          | 2676  | 0     | 0     | 25                               | 221 | 158879                      |
|                                                                 | 0                                        | 0     | 792   | 0          | 0     | 0     | 0     | 825        | 0     | 0     | 0     | 0                                | 29  | 21098                       |
| 0                                                               | 0                                        | 0     | 0     | 0          | 0     | 0     | 0     | 0          | 0     | 0     | 3759  | 0                                | 17  | 12416                       |
|                                                                 | 50                                       |       |       |            |       |       |       |            |       |       |       |                                  |     |                             |
| 100                                                             | 358                                      | 0     | 2571  | 0          | 3239  | 500   | 0     | 0          | 0     | 0     | 2506  | 100                              | 169 | 121565                      |
| 75                                                              | 0                                        | 0     | 2377  | 761        | 3597  | 500   | 193   | 0          | 0     | 0     | 2506  | 75                               | 216 | 155346                      |
|                                                                 | 0                                        | 0     | 2377  | 761        | 3597  | 500   | 193   | 0          | 0     | 0     | 2506  | 50                               | 207 | 149147                      |
|                                                                 | 0                                        | 500   | 1035  | 728        | 3597  | 0     | 1536  | 0          | 0     | 0     | 2506  | 25                               | 218 | 156900                      |
| 50                                                              | 0                                        | 0     | 1585  | 1552       | 3597  | 500   | 986   | 0          | 0     | 0     | 2506  | 50                               | 268 | 192989                      |
| 25                                                              | 0                                        | 295   | 0     | 659        | 1813  | 205   | 5077  | 0          | 1784  | 0     | 0     | 25                               | 242 | 174069                      |
|                                                                 | 0                                        | 0     | 792   | 0          | 0     | 0     | 0     | 550        | 0     | 0     | 0     | 0                                | 27  | 19593                       |
| 0                                                               | 0                                        | 0     | 0     | 0          | 0     | 0     | 0     | 0          | 0     | 0     | 2506  | 0                                | 15  | 10917                       |

Tabela 9. Resultados da distribuição de vazão das correntes de ar quente e valor economizado para cada configuração de operação das propostas (continuação)

| DISTRIBUIÇÃO DA VAZÃO MÁSSICA DAS CORRENTES DE AR QUENTE (kg/h) |                                          |       |       |            |       |       |       |            |       |       |       | REDUÇÃO DO CUSTO COM COMBUSTÍVEL |     |                             |
|-----------------------------------------------------------------|------------------------------------------|-------|-------|------------|-------|-------|-------|------------|-------|-------|-------|----------------------------------|-----|-----------------------------|
| CAPAC. OPER. PROPOSTA A (%)                                     | PROPOSTA A                               |       |       | PROPOSTA B |       |       |       | PROPOSTA C |       |       |       |                                  |     | CAPAC. OPER. PROPOSTA B (%) |
|                                                                 | TC-02                                    | TC-03 | TC-04 | TC-01      | TC-02 | TC-03 | TC-04 | TC-01      | TC-02 | TC-03 | TC-04 |                                  |     |                             |
|                                                                 | CAPACIDADE DE OPERAÇÃO DA PROPOSTA C (%) |       |       |            |       |       |       |            |       |       |       |                                  |     |                             |
|                                                                 | 25                                       |       |       |            |       |       |       |            |       |       |       |                                  |     |                             |
| 100                                                             | 0                                        | 0     | 0     | 0          | 3597  | 500   | 5077  | 0          | 0     | 0     | 0     | 100                              | 283 | 203831                      |
| 75                                                              | 0                                        | 0     | 2377  | 761        | 3597  | 500   | 2699  | 0          | 0     | 0     | 0     | 75                               | 272 | 195494                      |
|                                                                 | 0                                        | 0     | 2377  | 761        | 3597  | 500   | 1446  | 0          | 0     | 0     | 1253  | 50                               | 244 | 175420                      |
|                                                                 | 0                                        | 0     | 2377  | 0          | 0     | 0     | 0     | 275        | 0     | 0     | 0     | 0                                | 49  | 35414                       |
| 50                                                              | 0                                        | 0     | 1585  | 1552       | 3597  | 500   | 2239  | 0          | 0     | 0     | 1253  | 50                               | 296 | 213063                      |
|                                                                 | 0                                        | 0     | 1585  | 0          | 0     | 0     | 0     | 275        | 0     | 0     | 0     | 0                                | 37  | 26752                       |
| 25                                                              | 0                                        | 0     | 295   | 477        | 2705  | 205   | 5077  | 0          | 892   | 0     | 0     | 25                               | 253 | 182477                      |
| 0                                                               | 0                                        | 0     | 0     | 0          | 0     | 0     | 0     | 0          | 0     | 0     | 1253  | 0                                | 13  | 9419                        |
|                                                                 | 0                                        |       |       |            |       |       |       |            |       |       |       |                                  |     |                             |
| 100                                                             | 0                                        | 0     | 3170  | 0          | 3597  | 500   | 1907  | 0          | 0     | 0     | 0     | 100                              | 221 | 159111                      |
| 75                                                              | 0                                        | 0     | 2377  | 761        | 3597  | 500   | 2699  | 0          | 0     | 0     | 0     | 75                               | 272 | 195494                      |
|                                                                 | 0                                        | 0     | 2377  | 761        | 3597  | 500   | 2699  | 0          | 0     | 0     | 0     | 50                               | 272 | 195494                      |
|                                                                 | 0                                        | 0     | 2377  | 761        | 3323  | 500   | 0     | 0          | 0     | 0     | 0     | 25                               | 199 | 143564                      |
| 50                                                              | 0                                        | 0     | 1585  | 1552       | 3597  | 500   | 3491  | 0          | 0     | 0     | 0     | 50                               | 324 | 233120                      |
|                                                                 | 0                                        | 232   | 961   | 1522       | 0     | 268   | 0     | 0          | 0     | 0     | 0     | 25                               | 130 | 93571                       |
| 25                                                              | 0                                        | 0     | 792   | 1618       | 0     | 0     | 0     | 0          | 0     | 0     | 0     | 25                               | 116 | 83371                       |
|                                                                 | 0                                        | 0     | 792   | 0          | 0     | 0     | 0     | 0          | 0     | 0     | 0     | 0                                | 32  | 22781                       |

De acordo com os resultados é possível dizer que a resposta do modelo matemático é sensível à capacidade de operação de cada proposta, pois sempre que este parâmetro é zero, a distribuição da vazão das correntes é nula. Estes resultados podem ser visualizados, por exemplo, na tabela 7 no campo de intersecção da linha com valor de capacidade de operação igual a zero para proposta A e as colunas com resultados de distribuição de vazão dos trocadores de calor para a proposta A. O modelo também consegue priorizar o uso das correntes de ar quente que possuem maior energia térmica, já que a corrente de ar do TC-01 sempre é utilizada quando está disponível.

A combinação de operação das propostas que reduz os custos com combustíveis de forma mais significativa é 100 ou 75% da capacidade da proposta B e 0% nas outras propostas, visto que o maior valor de redução do custo com combustível (304.727,00 R\$/mês), descrito na tabela 8, é encontrado quando se tem esta combinação. Isso ocorre

porque o custo do GLP é cerca de 53% maior que o custo do óleo combustível 1A, e a eficiência de troca térmica do aquecedor de ar é de apenas 30%, enquanto que a eficiência da caldeira é aproximadamente 80%. Portanto, quanto maior for a economia de energia no sistema de aquecimento de ar quente para o secador, maior será a redução do custo dentro do complexo industrial.

## 5 CONCLUSÃO

As plantas de sulfatação liberam energia térmica durante o processo de produção dos tensoativos sulfatados, e utilizar esta energia para aumentar a eficiência energética da planta é importante para tornar o processo de sulfatação mais competitivo. O presente trabalho teve como objetivo efetuar um estudo em uma planta real de sulfatação para propor alternativas de reaproveitamento da energia térmica disponível nos processos da planta.

Para definir as formas de utilização desta energia térmica, primeiro foi realizada uma auditoria energética na unidade de sulfatação visando quantificar a energia térmica presente em cada setor do processo de sulfatação. Após efetuar esta avaliação, foram apresentadas as propostas de utilização desta energia dentro de um complexo industrial.

A auditoria energética revelou que são consumidos 103,6 kW de energia térmica nos setores de armazenamento de enxofre e secagem da sílica. Entretanto, é descartado para a atmosfera cerca de 730 kW nas correntes de ar quente, e para resfriar a corrente de ácido da torre de sulfúrico retira-se 131 kW. Ou seja, **a planta de sulfatação descarta muito mais energia térmica do que consome.**

As propostas de reaproveitamento da energia térmica foram elaboradas para serem empregadas dentro de uma planta industrial que produz tensoativos, a qual certamente deve possuir um sistema central de geração de vapor e aquecimento de água, um secador por pulverização e estufas para fusão de matérias-primas. As alternativas de reaproveitamento energético apresentadas neste estudo mostraram formas de utilizar a energia térmica presente nas correntes de ar quente e na corrente de ácido da torre de sulfúrico. As aplicações das propostas foram destinadas a geração de vapor, secagem de produtos por pulverização, aquecimento de tambores em uma estufa e aquecimento de água.

Com a utilização das propostas pode-se reaproveitar até 100% da energia térmica disponível na planta de sulfatação, sendo possível, também, aumentar a eficiência térmica dos processos de secagem por pulverização em até 87%, fornecer 98% da energia térmica para aquecer o enxofre líquido após o recebimento e promover o aquecimento de tambores em estufa. Outro ponto positivo em utilizar as propostas de reaproveitamento energético é a redução do consumo de combustíveis para gerar vapor e aquecer o ar do secador, o que pode proporcionar uma economia entre 9.419,00 R\$/mês e 304.727,00 R\$/mês, de acordo com a capacidade de operação das propostas.

Desta forma, diante dos resultados apresentados, pode-se dizer que o presente trabalho atingiu seu objetivo de efetuar um estudo investigativo da situação energética de uma planta real de sulfatação e propor alternativas de reaproveitamento da energia térmica descartada nos seus processos.

Para trabalhos futuros sugere-se:

- Efetuar novos cálculos para determinar a carga térmica descartada nas correntes de ar quente, considerando outros valores de vazão de alimentação do enxofre líquido para queima no forno. Todos os resultados apresentados neste trabalho estão baseados na alimentação de 205 kg/h de enxofre, para queima, ou seja, os dados obtidos de energia térmica para reaproveitamento são dependentes desta vazão de enxofre. Quanto maior for a vazão de enxofre maior será a energia disponível para ser utilizada e vice-versa. Sugere-se refazer os cálculos de balanço de massa e energia, utilizando a vazão mássica de 80 kg/h de enxofre; esta vazão corresponde ao consumo mínimo de enxofre para manter os leitos de catálise na temperatura ideal de operação. Desta forma, será possível visualizar dois cenários de operação da planta, um com a capacidade máxima de operação da planta de sulfatação (apresentado neste trabalho) e outro quando a planta estiver com capacidade mínima de operação.
- Realizar análise de viabilidade econômica para implantação das propostas de reaproveitamento da energia térmica da sulfatação.

## 6 REFERÊNCIAS

BAIN&COMPANY. **Potencial de diversificação da indústria química brasileira – Relatório 4.** 1 ed., 2014.

BARCZA, M. V. **Sulfonação/Sulfatação.** Disponível em: <<http://www.dequi.eel.usp.br/~barcza/PlantaBallestra.pdf>>. Acesso em: 2 Maio 2014.

BIMBENET J.J.; SCHUCK P.; ROIGNANT M.; BRULE G.; MEJEAN S. **Heat balance of a multi stage spray-dryer: principles and example of application**, Lait, v. 51, p. 82:541, 2002.

DALTIN, D. **Tensoativos: química, propriedades e aplicações**, 1 ed. São Paulo: Blucher, 2011, 328 p.

DESMET BALLESTRA. **Sulphonation-sulphation.** Disponível em: <http://www.desmetballestra.com/detergents-chemicals-oleo/surfactants/anionics/sulphonation-sulphation>. Acesso em: 3 Maio 2014.

DINIS, C. S. **Captação de vapor de água em sílica gel para sistema de refrigeração a vácuo** - Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica na Especialidade de Energia e Ambiente) – Faculdade de Ciências e Tecnologia, Universidade de Coimbra, Coimbra, 2012.

ESPATOLERO S.; CORTES C.; ROMEO L.M. **Optimization of boiler cold-end and integration with the steam cycle in supercritical units**, Applied Thermal Engineering, v. 87, p. 1651:1660, 2010.

FOSTER, N. C. **Sulfonation and sulfation processes.** The Chemithon Corporation, 1997, Disponível em: <[http://www.chemithon.com/Resources/pdfs/Technical\\_papers/Sulfo%20and%20Sulfa%201.pdf](http://www.chemithon.com/Resources/pdfs/Technical_papers/Sulfo%20and%20Sulfa%201.pdf)>, Acesso em: 15 julho 2014.

GABRIEL, M. **ALFALAVAL - Waste Heat Recovery.** Disponível em: <<http://www.h2so4.com.br/downloads/COBRAS-2013/COBRAS-2013-ALFALAVALWasteHeatRecovery.pdf>>. Acesso em: 3 Maio 2014.

GROOT, W. H. **Sulphonation technology in the detergent industry.** 1 ed. Netherlands: Kluwer academic publishers, 1991, 283 p.

HASANUZZAMAN M.; RAHIM N.A.; HOSENUZZAMAN M.; SAIDUR R.; MAHBUBUL I.M.; RASHID M.M. **Energy savings in the combustion based process heating in industrial sector**, Renew. Sustainable Energy, v.16, p. 4527:4536, 2012.

HWANG K., SONG C.H., SAITO K., KAWAI S. **Experimental study on titanium heat exchanger used in a gas fired water heater for latent heat recovery**, Applied Thermal Engineering, v. 30, p. 2730:2737, 2010.

INCROPERA, F. P.; DEWITT D. P. **Fundamentos de transferência de calor e massa.** 5 ed., Rio de Janeiro: LTC-Livros técnicos e científicos editora S.A., 2002, 698 p.

JIAYOU, Q. **Characterization of Silica Gel-Water Adsorption and Its Measuring Facility** – Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) - Universidade Nacional de Singapura, 2003.

JÖNSSON, B.; LINDMAN, B.; HOLMBERG, K.; KRONBERG, B. **Surfactants and polymers in aqueous solution**, New York, 1ª ed., 1998.

JULKLANG W.; GOLMAN B. **Effect of process parameters on energy performance of spray drying with exhaust air heat recovery for production of high value particles**. Applied Energy, v.151, p. 285:295, 2015.

KUMANA, J. D.; KOTHARI, S. P. **Predict storage-tank heat transfer precisely**, Chemical Engineering, março, 1982.

LEVENSPIEL, O. **Engenharia das reações químicas**. 3 ed. São Paulo: Edgard Blücher Ltda., 2000, 564 p.

MB CONSULTORES. **Processos de fabricação de ácido sulfúrico**. 1999. Disponível em: <<http://www.h2so4.com.br/consultoria-de-ácido-sulfurico/>>. Acesso em: 3 Maio 2014.

MENDES, J. E. A. **Eficiência energética aplicada na indústria de bebidas em sistemas de refrigeração e ar comprimido – Estudo de casos**. 2014. 141 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2014.

MESQUITA A.; BOIX J.; MONFORT E.; MALLOL G. **Energy saving in ceramic tile kilns: Cooling gas heat recovery**. Applied Thermal Engineering, v.65, p. 102:110, 2014.

NOGUEIRA, L. A.; ROCHA, C. R.; NOGUEIRA, F. J. H. **Eficiência Energética no Uso de Vapor**. Centrais elétricas brasileiras, FUPAI/EFFICIENTIA: ELETROBRÁS, Rio de Janeiro, 2005.

ORTEGA, J. A. T. **Sulfonation/Sulfation Processing technology for anionic surfactant manufacture**, Advances in Chemical Engineering, 2012, Disponível em:<<http://www.intechopen.com/books/advancesinchemicalengineering/sulfonationsulfationprocessing-technology-for-anionic-surfactantmanufacture>>

PENG J.; ZHAO Y.; JIAO L.; ZHENG W.; ZENG L. **CO2 emission calculation and reduction options in ceramic tile manufacture e the Foshan Case**, Energy Procedia, v.16, p. 467:476, 2012.

RIBEIRO, C.J. **Cosmetologia aplicada a dermoestética**, São Paulo: Pharmabooks, 1ª ed., 2006.

RUTHVEN, D. M. **Principles of Adsorption and Adsorption Processes**, John Wiley & Sons, Inc., USA. 1984.

SANTOS I. S.; SILVA J. N.; SILVA J. S.; LOPES R. P. **Reator de gaseificação de biomassa em fluxo contracorrente para aquecimento de ar de secagem**. Engenharia na agricultura, V.18, p. 382:389, 2010.

SUZUKI, M. **Adsorption Engineering**, Kodansha, Ltd., Japão. 1990

WANG, L. W.; WANG, R. Z.; OLIVEIRA, R. G. **A review on adsorption pairs for refrigeration**, Renewable and Sustainable Energy Reviews, v.13, p. 518-534, 2009.

XIN Q. **The completion of major power generation in the whole country in June 2010**, China Power Enterprise. V. 8, 2010.

XU G.; XU C.; YANG Y.; FANG Y.; LI Y.; SONG X. **A novel flue gas waste heat recovery system for coal-fired ultra-supercritical power plants**. Applied Thermal Engineering, v.67, p. 240:249, 2014.

## 7 ANEXOS

Tabela 10. Resultados do cálculo da perda de energia pela lateral do tanque

| Parâmetros                               |                                             | Cálculo inicial | 1° iteração | 2° iteração | 3° iteração | 4° iteração | 5° iteração | 6° iteração | 7° iteração | 8° iteração | 9° iteração | 10° iteração |
|------------------------------------------|---------------------------------------------|-----------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|--------------|
| Coeficientes da região interna do tanque | N <sub>GR</sub>                             | 9,6E+07         | 1,4E+07     | 2,1E+07     | 4,7E+07     | 1,6E+07     | 2,1E+07     | 2,0E+07     | 2,0E+07     | 2,0E+07     | 4,7E+07     | 4,1E+07      |
|                                          | C <sub>p</sub> enx (Btu/ lb F)              | 0,23            | 0,23        | 0,23        | 0,23        | 0,23        | 0,23        | 0,23        | 0,23        | 0,23        | 0,23        | 0,23         |
|                                          | μ enx (lb/ft h)                             | 16,93           | 16,93       | 16,93       | 16,93       | 16,93       | 16,93       | 16,93       | 16,93       | 16,93       | 16,93       | 16,93        |
|                                          | N <sub>PR</sub>                             | 25,5            | 25,5        | 25,5        | 25,5        | 25,5        | 25,5        | 25,5        | 25,5        | 25,5        | 25,5        | 25,5         |
|                                          | N <sub>GR</sub> · N <sub>PR</sub>           | 2,44E+09        | 3,6E+08     | 5,4E+08     | 1,2E+09     | 4,2E+08     | 5,2E+08     | 5,0E+08     | 5,1E+08     | 5,0E+08     | 1,21E+09    | 1,1E+09      |
|                                          | Nu                                          | 124,92          | 62,85       | 72,59       | 96,65       | 66,32       | 71,84       | 70,64       | 70,90       | 70,84       | 96,99       | 92,27        |
|                                          | k enx (Btu/ft h F)                          | 0,16            | 0,16        | 0,16        | 0,16        | 0,16        | 0,16        | 0,16        | 0,16        | 0,16        | 0,16        | 0,16         |
|                                          | T <sub>dp</sub> (°F)                        | 164,3           |             |             |             |             |             |             |             |             |             |              |
|                                          | T <sub>enx</sub> (°F)                       | 293,0           | 293,0       | 293,0       | 293,0       | 293,0       | 293,0       | 293,0       | 293,0       | 293,0       | 293,0       | 293,0        |
|                                          | T <sub>ar</sub> (°F)                        | 35,6            | 35,6        | 35,6        | 35,6        | 35,6        | 35,6        | 35,6        | 35,6        | 35,6        | 35,6        | 35,6         |
|                                          | h <sub>enxp</sub> (Btu/ft <sup>2</sup> h F) | 1,66            | 1,033       | 1,141       | 1,392       | 1,072       | 1,133       | 1,120       | 1,123       | 1,122       | 1,395       | 1,348        |
| Coeficientes da região externa do tanque | h <sub>radp</sub> (Btu/ft <sup>2</sup> h F) | 0,91898         | 0,77967     | 0,79753     | 0,84475     | 0,78778     | 0,79517     | 0,79365     | 0,79393     | 0,79388     | 0,84612     | 0,83412      |
|                                          | ε                                           | 0,9             | 0,9         | 0,9         | 0,9         | 0,9         | 0,9         | 0,9         | 0,9         | 0,9         | 0,9         | 0,9          |
|                                          | N <sub>GR</sub>                             | 1,86E+13        | 1,34E+12    | 2,43E+12    | 5,21E+12    | 1,84E+12    | 2,29E+12    | 2,20E+12    | 2,21E+12    | 2,21E+12    | 5,29E+12    | 4,60E+12     |
|                                          | Nu                                          | 3247,28         | 1259,67     | 1559,91     | 2052,30     | 1410,94     | 1526,34     | 1503,83     | 1508,09     | 1507,29     | 2063,45     | 1961,78      |
|                                          | N <sub>PR</sub>                             | 0,71            | 0,71        | 0,71        | 0,71        | 0,71        | 0,71        | 0,71        | 0,71        | 0,71        | 0,71        | 0,71         |
|                                          | μ ar (lb/ft h)                              | 0,045           | 0,05        | 0,05        | 0,05        | 0,05        | 0,05        | 0,05        | 0,05        | 0,05        | 0,05        | 0,05         |
|                                          | C <sub>p</sub> ar (Btu/ lb F)               | 0,24            | 0,24        | 0,24        | 0,24        | 0,24        | 0,24        | 0,24        | 0,24        | 0,24        | 0,24        | 0,24         |
|                                          | k ar (Btu/ft h F)                           | 0,0152          | 0,0152      | 0,0152      | 0,0152      | 0,0152      | 0,0152      | 0,0152      | 0,0152      | 0,0152      | 0,0152      | 0,0152       |
|                                          | T <sub>sp</sub> (°F)                        | 99,95           |             |             |             |             |             |             |             |             |             |              |
|                                          | h <sub>ar</sub> (Btu/ft <sup>2</sup> h F)   | 2,51            | 0,973       | 1,205       | 1,585       | 1,089       | 1,179       | 1,161       | 1,165       | 1,164       | 1,593       | 1,515        |
|                                          | e <sub>p</sub> (ft)                         | 0,02            | 0,02        | 0,02        | 0,02        | 0,02        | 0,02        | 0,02        | 0,02        | 0,02        | 0,02        | 0,02         |
|                                          | k <sub>p</sub> (Btu/ft h F)                 | 8,61            | 8,61        | 8,61        | 8,61        | 8,61        | 8,61        | 8,61        | 8,61        | 8,61        | 8,61        | 8,61         |
|                                          | e <sub>i</sub> (ft)                         | 0,17            | 0,17        | 0,17        | 0,17        | 0,17        | 0,17        | 0,17        | 0,17        | 0,17        | 0,17        | 0,17         |
|                                          | k <sub>i</sub> (Btu/ft h F)                 | 0,02            | 0,02        | 0,02        | 0,02        | 0,02        | 0,02        | 0,02        | 0,02        | 0,02        | 0,02        | 0,02         |
| Coeficiente Global de T. C.              | 1/U <sub>pm</sub>                           | 8,10            | 8,74800     | 3,57360     | 8,33875     | 8,67455     | 8,59812     | 8,61338     | 8,61024     | 3,59987     | 3,32433     | 3,36537      |
|                                          | U <sub>pm</sub>                             | 0,12            | 0,11431     | 0,27983     | 0,11992     | 0,11528     | 0,11630     | 0,11610     | 0,11614     | 0,27779     | 0,30081     | 0,29714      |
| Temperaturas ajustadas                   | T <sub>dp</sub> (°F)                        | 273,9           | 264,5       | 229,9       | 270,8       | 265,3       | 266,6       | 266,3       | 266,4       | 229,3       | 237,5       | 236,3        |
|                                          | T <sub>sp</sub> (°F)                        | 44,9            | 52,4        | 71,6        | 48,3        | 51,4        | 50,8        | 50,9        | 50,9        | 72,1        | 67,3        | 68,2         |



Tabela 11. Resultados do cálculo da perda de energia pelo teto do tanque

| Parâmetros                               |                                              | Cálculo inicial | 1° iteração | 2° iteração | 3° iteração | 4° iteração | 5° iteração | 6° iteração | 7° iteração | 8° iteração |
|------------------------------------------|----------------------------------------------|-----------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|
| Coeficientes da região interna do tanque | $N_{GR}$                                     | 1,3E+07         | 2,2E+07     | 2,1E+07     | 3,0E+01     | 2,5E+07     | 2,0E+07     | 2,1E+07     | 2,1E+07     | 2,1E+07     |
|                                          | $C_{p \text{ ar int. (Btu/ lb F)}}$          | 0,24            | 0,24        | 0,24        | 0,24        | 0,24        | 0,24        | 0,24        | 0,24        | 0,24        |
|                                          | $\mu_{\text{ ar int. (lb/ft h)}}$            | 0,00            | 0,00        | 0,00        | 0,00        | 0,00        | 0,00        | 0,00        | 0,00        | 0,00        |
|                                          | $N_{PR}$                                     | 0,0             | 0,0         | 0,0         | 0,0         | 0,0         | 0,0         | 0,0         | 0,0         | 0,0         |
|                                          | $N_{GR} \cdot N_{PR}$                        | 8,74E+06        | 1,5E+07     | 1,4E+07     | 2,1E+01     | 1,7E+07     | 1,4E+07     | 1,4E+07     | 1,4E+07     | 1,4E+07     |
|                                          | $Nu$                                         | 19,26           | -16,20      | -15,91      | -0,13       | -17,09      | -15,78      | -15,99      | -15,96      | -15,96      |
|                                          | $k_{\text{ ar int. (Btu/ft h F)}}$           | 0,0195          | 0,0195      | 0,0195      | 0,0195      | 0,0195      | 0,0195      | 0,0195      | 0,0195      | 0,0195      |
|                                          | $T_{dp} \text{ (°F)}$                        | 164,3           |             |             |             |             |             |             |             |             |
|                                          | $T_{\text{ ar int. (°F)}}$                   | 293,0           | 293,0       | 293,0       | 293,0       | 293,0       | 293,0       | 293,0       | 293,0       | 293,0       |
|                                          | $T_{\text{ ar ext. (°F)}}$                   | 35,6            | 35,6        | 35,6        | 35,6        | 35,6        | 35,6        | 35,6        | 35,6        | 35,6        |
|                                          | $h_{\text{ ar int. (Btu/ft}^2 \text{ h F)}}$ | 0,08            | 0,097       | 0,096       | 0,003       | 0,101       | 0,095       | 0,096       | 0,096       | 0,096       |
| Coeficientes da região externa do tanque | $h_{\text{ radp (Btu/ft}^2 \text{ h F)}}$    | 1,10788         | 0,77049     | 0,78913     | 0,75813     | 0,76067     | 0,79873     | 0,78219     | 0,78523     | 0,78454     |
|                                          | $\epsilon$                                   | 0,9             | 0,9         | 0,9         | 0,9         | 0,9         | 0,9         | 0,9         | 0,9         | 0,9         |
|                                          | $N_{GR}$                                     | 2,47E+12        | 1,03E+11    | 2,54E+11    | 3,06E+05    | 2,12E+10    | 3,31E+11    | 1,98E+11    | 2,23E+11    | 2,17E+11    |
|                                          | $Nu$                                         | 1568,16         | 499,00      | 692,13      | 5,11        | 283,09      | 761,24      | 632,69      | 659,95      | 653,95      |
|                                          | $N_{PR}$                                     | 0,71            | 0,71        | 0,71        | 0,71        | 0,71        | 0,71        | 0,71        | 0,71        | 0,71        |
|                                          | $\mu_{\text{ ar (lb/ft h)}}$                 | 0,045           | 0,05        | 0,05        | 0,05        | 0,05        | 0,05        | 0,05        | 0,05        | 0,05        |
|                                          | $C_{p \text{ ar (Btu/ lb F)}}$               | 0,24            | 0,24        | 0,24        | 0,24        | 0,24        | 0,24        | 0,24        | 0,24        | 0,24        |
|                                          | $k_{\text{ ar (Btu/ft h F)}}$                | 0,0152          | 0,0152      | 0,0152      | 0,0152      | 0,0152      | 0,0152      | 0,0152      | 0,0152      | 0,0152      |
|                                          | $T_{sp} \text{ (°F)}$                        | 164,3           |             |             |             |             |             |             |             |             |
|                                          | $h_{\text{ ar (Btu/ft}^2 \text{ h F)}}$      | 2,38            | 0,756       | 1,049       | 0,008       | 0,429       | 1,153       | 0,959       | 1,000       | 0,991       |
|                                          | $e_d \text{ (ft)}$                           | 0,016           | 0,016       | 0,016       | 0,016       | 0,016       | 0,016       | 0,016       | 0,016       | 0,016       |
|                                          | $k_d \text{ (Btu/ft h F)}$                   | 8,61            | 8,61        | 8,61        | 8,61        | 8,61        | 8,61        | 8,61        | 8,61        | 8,61        |
| Coeficiente Global de T. C.              | $1/U_{pm}$                                   | 13,815          | 12,706      | 8788938     | 303,429     | 12,517      | 12,751      | 12,717      | 12,720      | 12,719      |
|                                          | $U_{pm}$                                     | 0,07            | 0,07870     | 0,00000     | 0,00330     | 0,07989     | 0,07843     | 0,07863     | 0,07862     | 0,07862     |
| Temperaturas ajustadas                   | $T_{dp} \text{ (°F)}$                        | 73,22           | 83,96       | 293,00      | 38,18       | 88,51       | 80,91       | 82,28       | 81,98       | 82,05       |
|                                          | $T_{sp} \text{ (°F)}$                        | 40,95           | 48,87       | 35,60       | 36,71       | 52,89       | 45,94       | 47,23       | 46,94       | 47,00       |

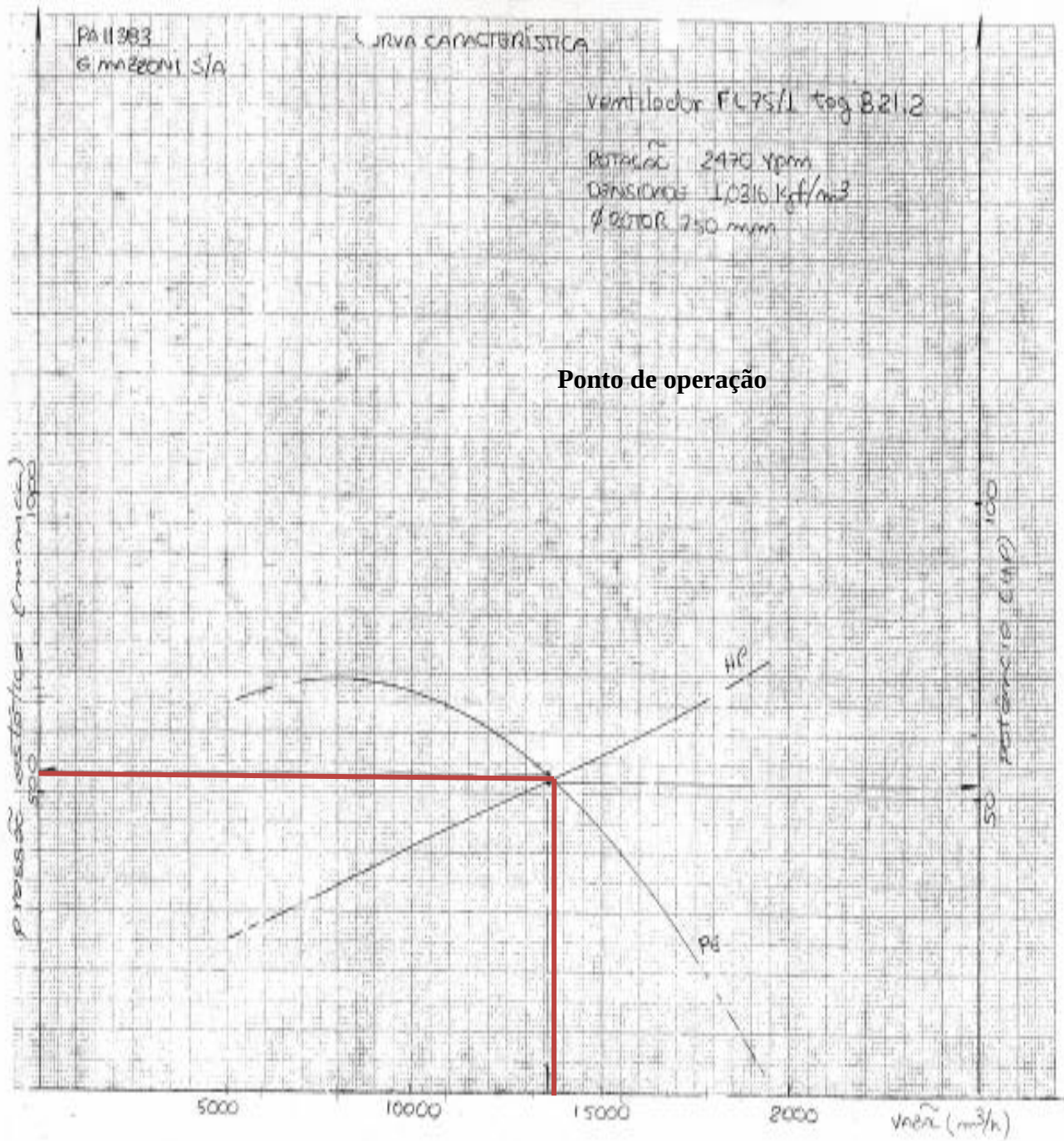
Tabela 12. Resultados do cálculo da perda de energia pela parede lateral da tubulação

| Parâmetros                               |                                             | Cálculo inicial | 1° iteração | 2° iteração | 3° iteração | 4° iteração | 5° iteração | 6° iteração | 7° iteração | 8° iteração | 9° iteração | 10° iteração |
|------------------------------------------|---------------------------------------------|-----------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|--------------|
| Coeficientes da região interna do tanque | N <sub>GR</sub>                             | 1,5E+10         | 2,9E+09     | 4,0E+09     | 8,5E+09     | 3,2E+09     | 3,9E+09     | 3,8E+09     | 3,8E+09     | 3,8E+09     | 3,8E+09     | 3,8E+09      |
|                                          | C <sub>p</sub> enx (Btu/ lb F)              | 0,23            | 0,23        | 0,23        | 0,23        | 0,23        | 0,23        | 0,23        | 0,23        | 0,23        | 0,23        | 0,23         |
|                                          | μ enx (lb/ft h)                             | 16,93           | 16,93       | 16,93       | 16,93       | 16,93       | 16,93       | 16,93       | 16,93       | 16,93       | 16,93       | 16,93        |
|                                          | N <sub>PR</sub>                             | 25,5            | 25,5        | 25,5        | 25,5        | 25,5        | 25,5        | 25,5        | 25,5        | 25,5        | 25,5        | 25,5         |
|                                          | N <sub>GR</sub> · N <sub>PR</sub>           | 3,70E+11        | 7,4E+10     | 1,0E+11     | 2,2E+11     | 8,2E+10     | 1,0E+11     | 9,6E+10     | 9,7E+10     | 9,7E+10     | 9,7E+10     | 9,7E+10      |
|                                          | Nu                                          | 761,71          | 426,61      | 478,13      | 627,81      | 442,81      | 475,19      | 468,58      | 469,89      | 469,63      | 469,68      | 469,67       |
|                                          | k enx (Btu/ft h F)                          | 0,16            | 0,16        | 0,16        | 0,16        | 0,16        | 0,16        | 0,16        | 0,16        | 0,16        | 0,16        | 0,16         |
|                                          | T <sub>dp</sub> (°F)                        | 164,3           |             |             |             |             |             |             |             |             |             |              |
|                                          | T <sub>enx</sub> (°F)                       | 293,0           | 293,0       | 293,0       | 293,0       | 293,0       | 293,0       | 293,0       | 293,0       | 293,0       | 293,0       | 293,0        |
|                                          | T <sub>ar</sub> (°F)                        | 35,6            | 35,6        | 35,6        | 35,6        | 35,6        | 35,6        | 35,6        | 35,6        | 35,6        | 35,6        | 35,6         |
|                                          | h <sub>enxp</sub> (Btu/ft <sup>2</sup> h F) | 1,66            | 1,112       | 1,204       | 1,455       | 1,141       | 1,199       | 1,187       | 1,190       | 1,189       | 1,189       | 1,189        |
| Coeficientes da região externa do tanque | h <sub>radp</sub> (Btu/ft <sup>2</sup> h F) | 0,91898         | 0,78446     | 0,80490     | 0,85482     | 0,79364     | 0,80207     | 0,80025     | 0,80061     | 0,80054     | 0,80055     | 0,80055      |
|                                          | ε                                           | 0,9             | 0,9         | 0,9         | 0,9         | 0,9         | 0,9         | 0,9         | 0,9         | 0,9         | 0,9         | 0,9          |
|                                          | N <sub>GR</sub>                             | 2,83E+15        | 2,48E+14    | 4,36E+14    | 8,78E+14    | 3,33E+14    | 4,10E+14    | 3,94E+14    | 3,97E+14    | 3,96E+14    | 3,97E+14    | 3,96E+14     |
|                                          | Nu                                          | 19800,63        | 8248,78     | 10101,93    | 12994,77    | 9169,52     | 9883,17     | 9737,63     | 9766,83     | 9760,94     | 9762,13     | 9761,89      |
|                                          | N <sub>PR</sub>                             | 0,71            | 0,71        | 0,71        | 0,71        | 0,71        | 0,71        | 0,71        | 0,71        | 0,71        | 0,71        | 0,71         |
|                                          | μ ar (lb/ft h)                              | 0,045           | 0,05        | 0,05        | 0,05        | 0,05        | 0,05        | 0,05        | 0,05        | 0,05        | 0,05        | 0,05         |
|                                          | C <sub>p</sub> ar (Btu/ lb F)               | 0,24            | 0,24        | 0,24        | 0,24        | 0,24        | 0,24        | 0,24        | 0,24        | 0,24        | 0,24        | 0,24         |
|                                          | k ar (Btu/ft h F)                           | 0,0152          | 0,0152      | 0,0152      | 0,0152      | 0,0152      | 0,0152      | 0,0152      | 0,0152      | 0,0152      | 0,0152      | 0,0152       |
|                                          | T <sub>sp</sub> (°F)                        | 99,95           |             |             |             |             |             |             |             |             |             |              |
|                                          | h <sub>ar</sub> (Btu/ft <sup>2</sup> h F)   | 2,87            | 1,194       | 1,463       | 1,881       | 1,328       | 1,431       | 1,410       | 1,414       | 1,413       | 1,413       | 1,413        |
|                                          | e <sub>p</sub> (ft)                         | 0,02            | 0,02        | 0,02        | 0,02        | 0,02        | 0,02        | 0,02        | 0,02        | 0,02        | 0,02        | 0,02         |
|                                          | k <sub>p</sub> (Btu/ft h F)                 | 8,61            | 8,61        | 8,61        | 8,61        | 8,61        | 8,61        | 8,61        | 8,61        | 8,61        | 8,61        | 8,61         |
|                                          | e <sub>i</sub> (ft)                         | 0,17            | 0,17        | 0,17        | 0,17        | 0,17        | 0,17        | 0,17        | 0,17        | 0,17        | 0,17        | 0,17         |
|                                          | k <sub>i</sub> (Btu/ft h F)                 | 0,03            | 0,03        | 0,03        | 0,03        | 0,03        | 0,03        | 0,03        | 0,03        | 0,03        | 0,03        | 0,03         |
| Coeficiente Global de T.C.               | 1/U <sub>pm</sub>                           | 6,01            | 6,55410     | 2,84164     | 6,20263     | 6,49719     | 6,43170     | 6,44448     | 6,44192     | 6,44243     | 6,44233     | 6,44235      |
|                                          | U <sub>pm</sub>                             | 0,17            | 0,15258     | 0,35191     | 0,16122     | 0,15391     | 0,15548     | 0,15517     | 0,15523     | 0,15522     | 0,15522     | 0,15522      |
| Temperaturas ajustadas                   | T <sub>dp</sub> (°F)                        | 267,3           | 257,7       | 217,8       | 264,5       | 258,3       | 259,6       | 259,4       | 259,4       | 259,4       | 259,4       | 259,4        |
|                                          | T <sub>sp</sub> (°F)                        | 46,9            | 55,4        | 75,5        | 50,8        | 54,3        | 53,5        | 53,7        | 53,6        | 53,6        | 53,6        | 53,6         |

Tabela 13. Resultados do cálculo da perda de energia pela base do tanque

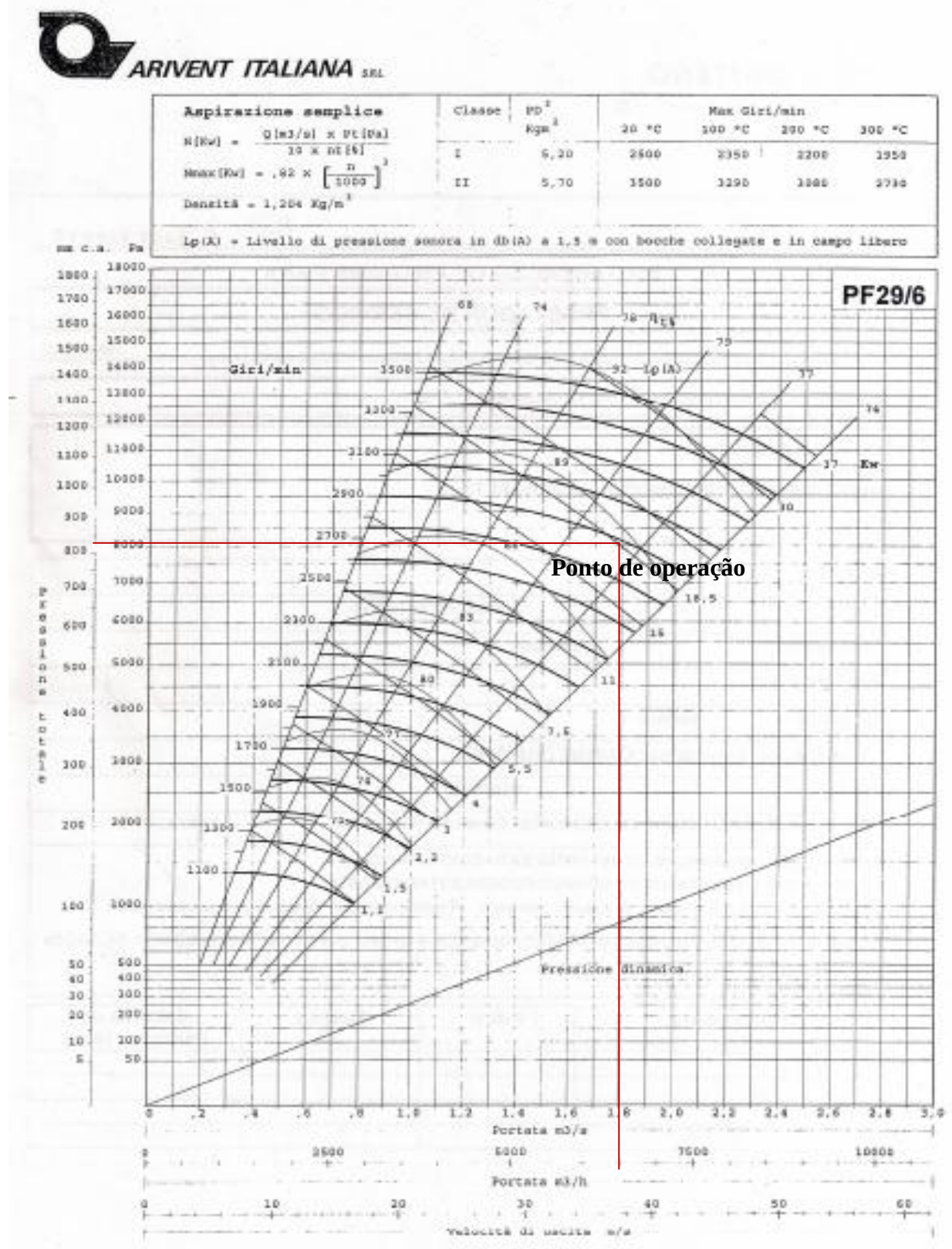
| Parâmetros                               |                                           | Cálculo inicial | 1° iteração | 2° iteração | 3° iteração | 4° iteração | 5° iteração | 6° iteração | 7° iteração |
|------------------------------------------|-------------------------------------------|-----------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|
| Coeficientes da região interna do tanque | $N_{GR}$                                  | 1,2E+07         | 8,2E+06     | 8,7E+06     | 8,7E+06     | 8,7E+06     | 8,7E+06     | 8,7E+06     | 8,7E+06     |
|                                          | $C_p \text{ enx (Btu/ lb F)}$             | 0,23            | 0,23        | 0,23        | 0,23        | 0,23        | 0,23        | 0,23        | 0,23        |
|                                          | $\mu \text{ enx (lb/ft h)}$               | 16,93           | 16,93       | 16,93       | 16,93       | 16,93       | 16,93       | 16,93       | 16,93       |
|                                          | $N_{PR}$                                  | 25,5            | 25,5        | 25,5        | 25,5        | 25,5        | 25,5        | 25,5        | 25,5        |
|                                          | $N_{GR} \cdot N_{PR}$                     | 3,17E+08        | 2,1E+08     | 2,2E+08     | 2,2E+08     | 2,2E+08     | 2,2E+08     | 2,2E+08     | 2,2E+08     |
|                                          | $Nu$                                      | 59,95           | 51,50       | 52,81       | 52,59       | 52,63       | 52,62       | 52,62       | 52,62       |
|                                          | $k \text{ enx (Btu/ft h F)}$              | 0,16            | 0,16        | 0,16        | 0,16        | 0,16        | 0,16        | 0,16        | 0,16        |
|                                          | $T_{dp} (^{\circ}F)$                      | 166,5           |             |             |             |             |             |             |             |
|                                          | $T_{enx} (^{\circ}F)$                     | 293,0           | 293,0       | 293,0       | 293,0       | 293,0       | 293,0       | 293,0       | 293,0       |
|                                          | $T_b (^{\circ}F)$                         | 40,0            | 40,0        | 40,0        | 40,0        | 40,0        | 40,0        | 40,0        | 40,0        |
|                                          | $h_{enxp} \text{ (Btu/ft}^2 \text{ h F)}$ | 1,66            | 1,491       | 1,517       | 1,512       | 1,513       | 1,513       | 1,513       | 1,513       |
|                                          | $e_p \text{ (ft)}$                        | 0,02            | 0,02        | 0,02        | 0,02        | 0,02        | 0,02        | 0,02        | 0,02        |
|                                          | $k_p \text{ (Btu/ft h F)}$                | 8,61            | 8,61        | 8,61        | 8,61        | 8,61        | 8,61        | 8,61        | 8,61        |
|                                          | $k_b \text{ (Btu/ft h F)}$                | 0,81            | 0,81        | 0,81        | 0,81        | 0,81        | 0,81        | 0,81        | 0,81        |
| Coeficiente Global de T.C.               | $1/U_b$                                   | 1,84            | 1,90859     | 1,89700     | 1,89887     | 1,89857     | 1,89862     | 1,89861     | 1,89861     |
|                                          | $U_b$                                     | 0,54            | 0,52395     | 0,52715     | 0,52663     | 0,52671     | 0,52670     | 0,52670     | 0,52670     |
| Temperaturas ajustadas                   | $T_{dp} (^{\circ}F)$                      | 210,1           | 204,1       | 205,1       | 204,9       | 204,9       | 204,9       | 204,9       | 204,9       |

Figuras 34. Curva de vazão do ventilador B21.2



Fonte: (Elaborado pelo autor)

Figuras 35. Curva de vazão do ventilador 21B4



Fonte: (Elaborado pelo autor).

Descritivo do modelo matemático utilizado para distribuir de forma otimizada a vazão das correntes de ar quente:

**MODEL :**

!FUNÇÃO OBJETIVO: MAXIMIZAR O CONSUMO DE ENERGIA TERMICA DAS CORRENTES DE AR NAS PROPOSTAS

Max Z = PA + PB + PC;

!Max=((E21+E31+E41)\*CA/EFA)+((E22+E32+E42)\*CB/EFB)+((E23+E33+E43+E53)\*CC/EFC);

Max=((((-TA\*(M2A\*Cp2+M3A\*Cp3+M4A\*Cp4)+(M2A\*T2\*Cp2+M3A\*T3\*Cp3+M4A\*T4\*Cp4))\*EFA)\*CA)+((((-TB\*(M1B\*Cp1+M2B\*Cp2+M3B\*Cp3+M4B\*Cp4)+(M1B\*T1\*Cp1+M2B\*T2\*Cp2+M3B\*T3\*Cp3+M4B\*T4\*Cp4))\*EFB)\*CB)+((((-TC\*(M1C\*Cp1+M2C\*Cp2+M3C\*Cp3+M4C\*Cp4)+(M1C\*T1\*Cp1+M2C\*T2\*Cp2+M3C\*T3\*Cp3+M4C\*T4\*Cp4))\*EFC)\*CC)));

**DATA:**

EFA=0.75; !EFICIENCIA DE TROCA TERMICA GLOBAL DO TC-12 DA PROPOSTA A;  
 EFB=0.80; !EFICIENCIA DE TROCA TERMICA GLOBAL PARA TRANSFERENCIA DE AR PARA O AQUECEDOR DA PROPOSTA B;  
 EFC=0.85; !EFICIENCIA DE TROCA TERMICA GLOBAL DA ESTUFA DA PROPOSTA C;  
 CA=1; !CAPACIDADE DE OPERAÇÃO DA PROPOSTA A;  
 CB=1; !CAPACIDADE DE OPERAÇÃO DA PROPOSTA B;  
 CC=1; !CAPACIDADE DE OPERAÇÃO DA PROPOSTA C;  
 Cp1=1.05; !kJ/kg°C = kJ/kg K (Cp do ar a 300°C);  
 Cp2=1.0175; !kJ/kg°C = kJ/kg K (Cp do ar a 150°C);  
 Cp3=1.021; !kJ/kg°C = kJ/kg K (Cp do ar a 180°C);  
 Cp4=1.014; !kJ/kg°C = kJ/kg K (Cp do ar a 130°C);  
 TA=100; !°C;  
 TB=110; !°C;  
 TC=80; !°C;  
 T1=300; !°C;  
 T2=150; !°C;  
 T3=180; !°C;  
 T4=130; !°C;  
 M1=3045; !kg/h;  
 M2=3597; !kg/h;  
 M3=500; !kg/h;  
 M4=5077; !kg/h;

**ENDDATA**

!RESTRIÇÕES DO MODELO;

M1B+M1C<=3045\*(1-CA);

M2A+M2B+M2C<=M2;

M3A+M3B+M3C<=M3;

M4A+M4B+M4C<=M4;

M2A>0;

M2B>0;

M2C>0;

M3A>0;

M3B>0;

M3C>0;

M4A>0;

M4B>0;

M4C>0;

$(-TA*(M2A*Cp2+M3A*Cp3+M4A*Cp4)+(M2A*T2*Cp2+M3A*T3*Cp3+M4A*T4*Cp4))*EFA$   
 $\leq 72324*CA;$

$(-TB*(M1B*Cp1+M2B*Cp2+M3B*Cp3+M4B*Cp4)+(M1B*T1*Cp1+M2B*T2*Cp2+M3B*T3*Cp3$   
 $+M4B*T4*Cp4))*EFB \leq 1033200*CB;$

$(-TC*(M1C*Cp1+M2C*Cp2+M3C*Cp3+M4C*Cp4)+(M1C*T1*Cp1+M2C*T2*Cp2+M3C*T3*$   
 $Cp3 +M4C*T4*Cp4))*EFC \leq 216000*CC;$

END