



Universidade de  
Aveiro  
Ano 2016

Departamento de Química

**Vanessa Sofia  
Ferreira  
Lé da Silva**

**Modelo de cálculo de eficiência de reatores de  
 $ClO_2$  – Processo Mathieson**





Universidade de  
Aveiro  
Ano 2016

Departamento de Química

**Vanessa Sofia  
Ferreira  
Lé da Silva**

**Modelo de cálculo de eficiência de reatores de  
 $ClO_2$  – Processo Mathieson**

Dissertação apresentada à Universidade de Aveiro para cumprimento dos requisitos necessários à obtenção do grau de Mestre em Engenharia Química, realizada sob a orientação científica do Professor Doutor Dmitry Victorovitch Evtyugin, Professor Associado com Agregação do Departamento de Química da Universidade de Aveiro e do Engenheiro Nuno Miguel Vasconcelos de Carvalho, Engenheiro de Processo da Linha de Pasta da The Navigator Company.



Dedico este trabalho aos meus pais, irmão, tio João e avós José e Elísia por serem os meus pilares durante a minha vida académica.



## **o júri**

### **presidente**

**Professora Doutora Maria Inês Purcell de Portugal Branco**  
Professora Auxiliar do Departamento de Química da Universidade de Aveiro

**Professor Doutor Dmitry Victorovitch Evtyugin**  
Professor Associado com Agregação do Departamento de Química da Universidade de Aveiro

**Engenheiro José Luís Amaral**  
Diretor de I&D tecnológico do Instituto de Investigação da Floresta e do Papel (RAIZ)





## agradecimentos

No fim desta minha caminhada que foi, por vezes, atribulada e complicada, quero agradecer a todos os que me apoiaram. Assim, começo por agradecer ao professor Dmitry Evtyugin por toda a disponibilidade, ajuda, acompanhamento e, acima de tudo, por ter acreditado nas potencialidades deste trabalho.

Agradeço à The Navigator Company, ao Engenheiro Nuno Carvalho e ao Engenheiro Carlos Foja por me terem disponibilizado o tempo necessário para a execução experimental deste trabalho e pelos conhecimentos transmitidos para a elaboração deste trabalho. Agradeço ao pessoal do laboratório central de análises por me terem disponibilizado as condições e materiais para a realização dos ensaios experimentais.

Agradeço a todos os supervisores de turno, operadores, técnicos de manutenção mecânica e técnicos de controlo e potência da sala de controlo do digestor (sala *Kamyi*) por me terem acolhido tão bem nas várias equipas, pela paciência, pelo incentivo, pela orientação, pelo conhecimento transmitido e pelas gargalhadas intermináveis.

Agradeço aos meus amigos da Universidade de Aveiro por todas as vivências nestes 6 anos, por todo o apoio, amizade e motivação que me deram ao longo deste trabalho, em especial, ao Gustavo Sousa, ao Miguel Andrade, à Ana Bernardes, à Tânia Silva, à Sara Santos, à Rita Lemos, à Sofia Pinto, à Vanessa Cortinhal, à Tânia Fernandes, à Ana Fernandes e à Ana Catarina Carmo.

Agradeço aos meus pais, ao meu irmão e ao meu tio João por toda a compreensão, positivismo, apoio, ensinamentos e pelo amor incondicional.

Por fim, agradeço aos meus avós José e Elísia que onde quer que eles estejam, espero que estejam orgulhosos do percurso da neta.

Muito obrigada a todos!



## palavras-chave

Pasta *kraft*, branqueamento, dióxido de cloro, rácio, eficiência, produção

## resumo

Este trabalho constou num estudo do modelo de cálculo de eficiência de reatores de  $ClO_2$ , denominado processo Mathieson, com o intuito de melhorar o seu desempenho. Para tal pretendia-se melhorar alguns parâmetros suscetíveis de modificação do processo.

O processo Mathieson baseia-se na redução de clorato de sódio com dióxido de enxofre em meio ácido. A produção de dióxido de cloro a partir do clorato de sódio utiliza uma solução concentrada de ácido sulfúrico. Este processo é constituído por uma sequência de três linhas (*R1*, *R2* e *R3*), ligados paralelamente, em que cada sequência é constituída por um reator primário, secundário e uma torre de lavagem.

Para isso, numa fase preliminar realizou-se um balanço material com o intuito de determinar a proporção de  $SO_2$ /ar que é enviada para os reatores secundários, sabendo que esta não é contabilizada. O rácio de produção do dióxido de cloro, relativamente aos consumos de reagentes (clorato de sódio, ácido sulfúrico e enxofre) foi, também, determinado. Estudou-se o efeito de um aumento da temperatura do reator primário e secundário da linha *R3*. Com este aumento no reator primário da sequência *R3* constatou-se a diminuição do caudal volumétrico de ácido sulfúrico de 19,93%, uma diminuição na concentração de ácido sulfúrico residual de 0,705% no reator primário, bem como um decréscimo de 26,46% na concentração de clorato de sódio residual no stripper. Com este aumento de temperatura notou-se aumento no rácio da produção diária de dióxido de cloro de 3,87%.

Posteriormente, e tendo em conta os resultados positivos verificados com o aumento da temperatura do reator primário e secundário da sequência *R3*, estudou-se o efeito de um aumento da concentração de  $SO_2$ /ar nos reatores primários da sequência *R1* e *R2* de 11,25 mol  $SO_2$ /mol ar para 11,94 mol  $SO_2$ /mol ar.

Os resultados obtidos mostram um aumento de 11,85% nos reatores primários da sequência *R1* e *R2*.

Por fim, realizou-se uma breve análise económica em que se avaliou a eficiência económica da produção de dióxido de cloro. Verificou-se que, com o aumento de temperatura nos reatores primários e secundários, houve uma redução, por tonelada, no custo de produção de dióxido de cloro, de 45,26€.

Concluiu-se que o aumento da temperatura dos reatores primários e secundários, em conjunto com o aumento da concentração de  $SO_2$ /ar, favorecem a economia de produção de dióxido de cloro.



## keywords

*kraft* pulp, bleaching, chlorine dioxide, efficiency, ratio, production

## abstract

This work consisted on a study of the model reactor efficiency calculation of  $ClO_2$ , designated Mathieson process, in order to improve his performance.

It was intending to improve some parameters susceptible to process modification.

The Mathieson process is based on reduction of sodium chlorate with sulphur dioxide in acidic medium. The production of chlorine dioxide from sodium chlorate using a concentrated sulfuric acid solution. This process consists in a sequence of three lines ( $R1$ ,  $R2$  and  $R3$ ) parallel linked, wherein each sequence is constituted by a primary reactor, secondary reactor and stripper.

In a preliminary phase it was performed a material balance in order to determine the proportion of  $SO_2$ /air that is sent to the secondary reactor, knowing that this is not accounted for. The ratio of chlorine dioxide production according to the consumptions of reagents (sodium chlorate, sulfuric acid and sulphur) was also determined. The effect of an increase in temperature of the primary and secondary reactor  $R3$  sequence was studied. With this increase in the primary reactor  $R3$  sequence, it was verified a reduction of the volumetric flow rate of sulfuric acid of 19,93%, a decrease in the sulfuric acid residual concentration of 0,705% and a decrease of 26,46% in the sodium chlorate residual concentration in the stripper. With this increase in temperature showed a growth in chlorine dioxide production ratio of 3,87%.

Subsequently, taking into account the positive results observed with increasing of the temperature of the primary and secondary reactor  $R3$  sequence, it was studied a rising of the  $SO_2$ /air concentration on the reactors  $R1$  and  $R2$  sequence with the difference of 11,25  $mol\ SO_2/mol\ air$  to 11,94  $mol\ SO_2/mol\ air$ .

The results displayed an increase of 11,85% in primary reactors  $R1$  and  $R2$  sequence.

Finally, was performed an economic analysis which evaluated the economic efficiency of chlorine dioxide production. It was found that, with increasing temperature in the primary and secondary reactors, a reduction per ton, of the cost of chlorine dioxide production, of 45,26€.

The conclusion was that the increase of temperature of the primary and secondary reactors with the increase of  $SO_2$ /air concentration benefits the chlorine dioxide production economy.

## ÍNDICE GERAL

ÍNDICE DE FIGURAS	XV
ÍNDICE DE TABELAS	XVII
LISTA DE ABREVIATURAS E SIMBOLOGIA	XVIII
INTRODUÇÃO	XXIII
ESTRUTURA DA TESE	XXIV
<b>CAPÍTULO I - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</b>	<b>1</b>
1.1 GRUPO PORTUCEL SOPORCEL	1
1.2 INOVAÇÃO E EVOLUÇÃO DE MERCADO	2
1.3 PRODUÇÃO DE PASTA DE PAPEL: CONCEITOS GERAIS	3
1.3.1 COMPOSIÇÃO DA MADEIRA	3
1.3.1.1 CELULOSE, HEMICELULOSE E LENHINA	5
1.3.2 PRODUÇÃO DE PASTA CELULÓSICA PELO MÉTODO KRAFT	7
1.3.3 BRANQUEAMENTO DA PASTA CELULÓSICA	9
1.3.4 DIÓXIDO DE CLORO ( $ClO_2$ )	11
1.3.5 PROCESSOS DE PRODUÇÃO DE DIÓXIDO DE CLORO ( $ClO_2$ )	12
1.3.5.1 PROCESSO MATHIESON	14
<b>CAPÍTULO II - SIMULAÇÃO E BALANÇO MATERIAL À INSTALAÇÃO</b>	<b>18</b>
2.1 SIMULAÇÃO	18
2.2 BALANÇO MATERIAL À INSTALAÇÃO	19
ÁREA I - PRODUÇÃO DE $ClO_2$ POR CONSUMOS DE $NaClO_3$ , $H_2SO_4$ E S	19
ÁREA II - AR ATMOSFÉRICO INDUSTRIAL	20
ÁREA III - $SO_2$ /AR PARA A TORRE DE ABSORÇÃO, REATORES PRIMÁRIOS E SECUNDÁRIOS DAS TRÊS LINHAS R1, R2 e R3	21
ÁREA IV - ENXOFRE (S) E DIÓXIDO DE ENXOFRE ( $SO_2$ ) PARA OS REATORES PRIMÁRIOS E SECUNDÁRIOS ( $R1_{sec}$ , $R2_{sec}$ E $R3_{sec}$ ) DAS TRÊS LINHAS R1, R2 e R3	22
ÁREA V - ENXOFRE (S) E DIÓXIDO DE ENXOFRE ( $SO_2$ ) PARA A TORRE DE ABSORÇÃO	23
ÁREA VI - $SO_2$ /AR PARA OS REATORES PRIMÁRIOS DAS LINHAS R1, R2 e R3	24

ÁREA VII - PROPORÇÃO DE $SO_2$ /AR PARA OS REATORES SECUNDÁRIOS (R1sec, R2sec, R3sec) DAS TRÊS LINHAS R1, R2 e R3	26
<b>CAPÍTULO III - MATERIAIS E MÉTODOS</b>	<b>28</b>
3.1 AMOSTRAGEM DA SOLUÇÃO DO REATOR PRIMÁRIO, DA TORRE DE LAVAGEM (STRIPPER) E DA TORRE DE ABSORÇÃO DE DIÓXIDO DE CLORO	28
3.1.1 DETERMINAÇÃO DO TEOR DE CLORATO DE SÓDIO PARA O REATOR PRIMÁRIO E TORRE DE LAVAGEM ( $NaClO_3$ )	29
3.1.2 DETERMINAÇÃO DO TEOR DE ÁCIDO SULFÚRICO PARA O REATOR PRIMÁRIO E TORRE DE LAVAGEM (STRIPPER) ( $H_2SO_4$ )	30
3.1.3 DETERMINAÇÃO DO TEOR DE DIÓXIDO DE CLORO NA SOLUÇÃO DE DIÓXIDO DE CLORO ( $ClO_2$ )	31
<b>CAPÍTULO VI - RESULTADOS E DISCUSSÃO</b>	<b>32</b>
4.1 EFEITO DA TEMPERATURA DOS REATORES PRIMÁRIOS E SECUNDÁRIOS	32
4.2 EFEITO DA CONCENTRAÇÃO DE $SO_2$ /AR	43
4.3 BREVE ANÁLISE ECONÓMICA	55
<b>CAPÍTULO V - CONCLUSÃO E SUGESTÕES</b>	<b>56</b>
<b>BIBLIOGRAFIA</b>	<b>58</b>
<b>ANEXO I - TABELA COM OS VALORES RETIRADOS DO <i>UNIFORMANCE</i>®</b>	<b>61</b>
<b>ANEXO II - TABELA COM A DESCRIÇÃO SUCINTA DAS FUNÇÕES</b>	<b>73</b>
<b>ANEXO III - GRÁFICOS</b>	<b>74</b>
<b>ANEXO IV - CÁLCULOS ECONÓMICOS DA PRODUÇÃO DE DIÓXIDO DE CLORO</b>	<b>75</b>

## ÍNDICE DE FIGURAS



FIGURA 1.1 - CONSUMO DE ENERGIA POR FONTE DO GRUPO PORTUCEL SOPORCEL EM 2014

FIGURA 1.2 - ESTRUTURA MACROSCÓPICA DA MADEIRA DE *EUCALYPTUS GLOBULUS*

FIGURA 1.3 - COMPOSIÇÃO QUÍMICA DA PAREDE CELULAR

FIGURA 1.4 - ESTRUTURA MOLECULAR DA CELULOSE

FIGURA 1.5 - CÉLULA UNITÁRIA DA MONOCÍCLICA DA CELULOSE CRISTALINA (CELULOSE I)

FIGURA 1.6 - ESTRUTURA QUÍMICA DAS UNIDADES PERCURSORAS DA LENHINA

FIGURA 1.7 - DIAGRAMA GERAL REPRESENTATIVO DO PROCESSO *KRAFT* (ADAPTADO)

FIGURA 1.8 - ESQUEMA SIMPLIFICADO DE FUNCIONAMENTO DO PROCESSO MATHIESON

FIGURA 3.1 - DIAGRAMA PROCESSUAL DA INSTALAÇÃO DOS PRODUTOS QUÍMICOS

FIGURA 3.2 - ESQUEMA DOS REATORES (PRIMÁRIO, SECUNDÁRIO E STRIPPER) E TORRE DE ABSORÇÃO DE DIÓXIDO DE CLORO

FIGURA 3.3 - DIFERENTES PASSOS NA EXECUÇÃO EXPERIMENTAL PARA A DETERMINAÇÃO DA CONCENTRAÇÃO DE CLORATO DE SÓDIO PRESENTE NOS STRIPPERS DAS SEQUÊNCIAS *R1*, *R2* E *R3*

FIGURA 3.4 - DIFERENTES ETAPAS DO PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL PARA A DETERMINAÇÃO DA CONCENTRAÇÃO DE ÁCIDO SULFÚRICO RESIDUAL NOS REATORES PRIMÁRIOS DAS SEQUÊNCIAS *R1*, *R2* E *R3*

FIGURA 3.5 - DIFERENTES PASSOS NA EXECUÇÃO EXPERIMENTAL PARA A DETERMINAÇÃO DA CONCENTRAÇÃO DE DIÓXIDO DE CLORO NAS TORRES DE ABSORÇÃO

FIGURA 4.1 - VARIAÇÃO MÉDIA DO CAUDAL VOLUMÉTRICO DE ÁCIDO SULFÚRICO (*l/min*) COM O AUMENTO DA TEMPERATURA DA FASE GASOSA ( $^{\circ}\text{C}$ ) NO REATOR PRIMÁRIO DA LINHA *R3*, COM A FASE INICIAL DA EXPERIÊNCIA A 8 DE FEVEREIRO DE 2016

FIGURA 4.2 - VARIAÇÃO MÉDIA DO ÁCIDO SULFÚRICO RESIDUAL (*g/L*) COM O AUMENTO DA TEMPERATURA DA FASE GASOSA ( $^{\circ}\text{C}$ ) NO REATOR PRIMÁRIO DA LINHA *R3*, COM A FASE INICIAL DA EXPERIÊNCIA A 8 DE FEVEREIRO DE 2016

FIGURA 4.3 - VARIAÇÃO MÉDIA DA CONCENTRAÇÃO DE CLORATO DE SÓDIO RESIDUAL (*g/L*) COM O AUMENTO DA TEMPERATURA DA FASE GASOSA ( $^{\circ}\text{C}$ ) NO REATOR PRIMÁRIO DA LINHA *R3*, COM A FASE INICIAL DA EXPERIÊNCIA A 8 DE FEVEREIRO DE 2016

FIGURA 4.4 - VARIAÇÃO MÉDIA DA CONCENTRAÇÃO DO RESIDUAL DE CLORATO DE SÓDIO (*g/L*) NO STRIPPER DA LINHA *R3* COM O AUMENTO DA TEMPERATURA NO REATOR SECUNDÁRIO ( $^{\circ}\text{C}$ ) DA LINHA *R3*, COM O INICIO DA EXPERIÊNCIA A 23 DE FEVEREIRO DE 2016

FIGURA 4.5 - SEQUÊNCIA DA RECOLHA DE AMOSTRAS DO REATOR SECUNDÁRIO DA LINHA R3

FIGURA 4.6 - CONSUMO MÉDIO DE CLORATO DE SÓDIO, ENXOFRE E ÁCIDO SULFÚRICO (TON/DIA) COM O AUMENTO DA TEMPERATURA DA FASE GASOSA DO REATOR PRIMÁRIO E SECUNDÁRIO DA LINHA R3 ( $^{\circ}\text{C}$ ) E A PRODUÇÃO DIÁRIA DE DIÓXIDO DE CLORO ( $\text{g/L}$ )

FIGURA 4.7 - RÁCIO DE PRODUÇÃO DIÁRIA DE DIÓXIDO DE CLORO DO REATOR DA LINHA R3 RELATIVAMENTE AOS CONSUMOS DE CLORATO DE SÓDIO, ENXOFRE E ÁCIDO SULFÚRICO

FIGURA 4.8 - PRODUÇÃO MÉDIA DO DIÓXIDO DE CLORO (TON/DIA) RELATIVAMENTE AOS CONSUMOS DOS REAGENTES

FIGURA 4.9 - VARIAÇÃO MÉDIA DO VÁCUO DO REATOR PRIMÁRIO DA SEQUÊNCIA R3 COM O CAUDAL DE ÁGUA À TORRE DE ABSORÇÃO 4 E COM O CAUDAL DE  $\text{AR/SO}_2$

FIGURA 4.10 - VARIAÇÃO DO VÁCUO ( $\text{mbar}$ ) COM A PRODUÇÃO DE DIÓXIDO DE CLORO (TON/DIA)

FIGURA 4.11 - ESQUEMA DA CONCENTRAÇÃO  $\text{AR/SO}_2$  ANTES DOS MISTURADORES DE AR DE DILUIÇÃO

FIGURA 4.12 - VARIAÇÃO MÉDIA DA CONCENTRAÇÃO DE CLORATO DE SÓDIO RESIDUAL ( $\text{g/L}$ ) NO REATOR PRIMÁRIO DA LINHA R3 COM O AUMENTO DA CONCENTRAÇÃO DE  $\text{AR/SO}_2$  ( $\text{MOL SO}_2/\text{MOL AR}$ ), EM QUE A FASE DE TESTES COMEÇOU A 9 DE MARÇO DE 2016

FIGURA 4.13 - VARIAÇÃO MÉDIA DA CONCENTRAÇÃO DE CLORATO DE SÓDIO RESIDUAL ( $\text{g/L}$ ) NO STRIPPER DA LINHA R3 COM O AUMENTO DA CONCENTRAÇÃO DE  $\text{AR/SO}_2$  ( $\text{MOL SO}_2/\text{MOL AR}$ ), EM QUE A FASE DE TESTES COMEÇOU A 9 DE MARÇO DE 2016

FIGURA 4.14 - VÁLVULA MANUAL DE  $\text{AR/SO}_2$  PARA O REATOR SECUNDÁRIO DA LINHA R3

FIGURA 4.15 - VISOR DE TRANSBORDO DO REATOR SECUNDÁRIO PARA O STRIPPER DA LINHA R3

FIGURA 4.16 - VARIAÇÃO DA CONCENTRAÇÃO DE  $\text{AR/SO}_2$  ( $\text{MOL SO}_2/\text{MOL AR}$ ) COM A PRODUÇÃO DIÁRIA DE DIÓXIDO DE CLORO (TON/DIA)

FIGURA 4.17 - VARIAÇÃO MÉDIA DE CLORATO DE SÓDIO, ENXOFRE E ÁCIDO SULFÚRICO (TON/DIA) DO REATOR PRIMÁRIO DA LINHA R3 COM A CONCENTRAÇÃO DE  $\text{AR/SO}_2$  ( $\text{MOL SO}_2/\text{MOL AR}$ ) E A PRODUÇÃO DIÁRIA DE DIÓXIDO DE CLORO (TON/DIA)

FIGURA 4.18 - RÁCIO DE PRODUÇÃO DE DIÓXIDO DE CLORO RELATIVAMENTE AOS CONSUMOS DE REAGENTES REFERENTES AO REATOR PRIMÁRIO DA LINHA R3

FIGURA 4.19 - VARIAÇÃO DOS CONSUMOS MÉDIOS DE REAGENTES COM A PRODUÇÃO DIÁRIA DE DIÓXIDO DE CLORO, CAUDAL DE ÁGUA PARA A TORRE DE ABSORÇÃO 4 E, RESPECTIVA, ABERTURA DE VÁLVULA

FIGURA 4.20 - PRODUÇÃO MÉDIA DIÁRIA DE DIÓXIDO DE CLORO COM OS CONSUMOS DE REAGENTES DOS REATORES PRIMÁRIOS DA LINHA R1 E R2 E COM A CONCENTRAÇÃO DE  $\text{AR/SO}_2$  ( $\text{MOL SO}_2/\text{MOL AR}$ )

FIGURA 4.21 - PRODUÇÃO MÉDIA DIÁRIA DE DIÓXIDO DE CLORO (TON/DIA) COM OS CONSUMOS DE REAGENTES DOS REATORES PRIMÁRIOS DA LINHA R1 E R2

FIGURA 4.22 - RÁCIO DA PRODUÇÃO DE DIÓXIDO DE CLORO EM RELAÇÃO AOS CONSUMOS DE REAGENTES REFERENTES AOS REATORES PRIMÁRIOS DA SEQUÊNCIA R1 E R2

## ÍNDICE DE TABELAS

TABELA 2.1 - DADOS PARA OS CONSUMOS DE CLORATO DE SÓDIO, ÁCIDO SULFÚRICO E ENXOFRE

TABELA 4.1 - CAUDAL DE  $SO_2$ /AR E RESIDUAIS DE CLORATO DE SÓDIO E ÁCIDO SULFÚRICO NO REATOR PRIMÁRIO DA LINHA R3

TABELA 4.2 - PRINCIPAIS PROBLEMAS PROCESSUAIS REFERENTES AOS REATORES DA LINHA R3

TABELA 4.3 - CUSTO DO DIÓXIDO DE CLORO ANTES (24 DE MARÇO DE 2016) E DEPOIS (23 DE ABRIL DE 2016) DO AUMENTO DE TEMPERATURA NOS REATORES E CONCENTRAÇÃO DE  $SO_2$ /AR NAS LINHAS R1 E R2

# LISTA DE ABREVIATURAS E SIMBOLOGIA

Abreviatura	Descrição	Unidade
$C_{NaClO_3}$	Concentração de clorato de sódio nos tanques de alimentação	$g/L$
$C_{SO_2,concentrada}$	Concentração de dióxido de enxofre antes dos misturadores de ar	$mol\ SO_2/mol\ ar$
$C_{SO_2,diluído}$	Concentração de dióxido de enxofre depois dos misturadores de ar	$mol\ SO_2/mol\ ar$
$\dot{m}_{ar,industrial}$	Caudal mássico de ar industrial	$kg/h$
$\dot{m}_{S,alimentado}$	Caudal mássico de $S$ alimentado ao queimador	$kg/h$
$\dot{m}_{S,torre\ de\ absorção}$	Caudal mássico de $S$ enviado para a torre de absorção	$kg/h$
$\dot{m}_{S,R1+R2+R1sec+R2sec}$	Caudal mássico de $S$ enviado para os reatores primários e secundários das linhas $R1$ e $R2$	$kg/h$
$\dot{m}_{S,R3+R3sec}$	Caudal mássico de $S$ enviado para o reator primário e secundário da linha $R3$	$kg/h$
$\dot{m}_{S/ar,queimador}$	Caudal mássico de $S/ar$ à saída do queimador	$kg/h$
$\dot{m}_{O_2,industrial}$	Caudal mássico de oxigénio existente no ar industrial	$kg/h$

$\dot{m}_{SO_2/ar,queimador}$	Caudal mássico de $SO_2$ /ar à saída do queimador	$kg/h$
$\dot{m}_{SO_2/ar,torre\ de\ absor\c\tilde{a}o}$	Caudal mássico de $SO_2$ /ar enviado para a torre de absorção	$kg/h$
$\dot{m}_{SO_2,torre\ de\ absor\c\tilde{a}o}$	Caudal mássico de $SO_2$ enviado para a torre de absorção	$kg/h$
$\dot{m}_{SO_2/ar,reatores}$	Caudal mássico de $SO_2$ /ar para os reatores	$kg/h$
$\dot{m}_{SO_2,R3}$	Caudal mássico de $SO_2$ para o R3	$kg/h$
$\dot{m}_{SO_2,torre\ de\ absor\c\tilde{a}o+reatores}$	Caudal mássico de $SO_2$ enviado para a torre de absorção e reatores	$kg/h$
$MM_{SO_2}$	Peso molecular do $SO_2$	$g/mol$
$MM_S$	Peso molecular do S	$g/mol$
$\dot{n}_{ar,industrial}$	Caudal molar de ar industrial	$kg/h$
$\dot{n}_{ar,reatores}$	Caudal molar de ar para os reatores	$kmol/h$
$\dot{n}_{N_2,industrial}$	Caudal molar de azoto para os reatores sequências R1, R2 e R3	$kmol/h$
$\dot{n}_{N_2,prim\acute{a}rios}$	Caudal molar de azoto enviado para os reatores primários das linhas R1, R2 e R3	$kmol/h$
$\dot{n}_{N_2,queimador}$	Caudal molar de azoto à saída do queimador	$kmol/h$
$\dot{n}_{N_2,reatores}$	Caudal molar de azoto enviado para os reatores	$kmol/h$

$\dot{n}_{O_2, \text{industrial}}$	Caudal molar de oxigénio presente no ar industrial	$kmol/h$
$\dot{n}_{O_2, \text{primários}}$	Caudal molar de oxigénio enviado para os reatores primários das linhas $R1$ , $R2$ e $R3$	$kmol/h$
$\dot{n}_{O_2, \text{queimador}}$	Caudal molar de oxigénio à saída do queimador	$kmol/h$
$\dot{n}_{O_2, \text{reatores}}$	Caudal molar de oxigénio enviado para os reatores	$kmol/h$
$\dot{n}_{SO_2/\text{ar}, \text{primários}}$	Caudal molar de $SO_2/\text{ar}$ enviado para os reatores primários das sequências $R1$ , $R2$ e $R3$	$kmol/h$
$\dot{n}_{SO_2/\text{ar}, \text{reatores}}$	Caudal molar de $SO_2/\text{ar}$ enviado para os reatores das três linhas $R1$ , $R2$ e $R3$	$kmol/h$
$\dot{n}_{SO_2, \text{reatores}}$	Caudal molar de $SO_2$ enviado para os reatores das três linhas $R1$ , $R2$ e $R3$	$kmol/h$
$\dot{n}_{SO_2, \text{primários}}$	Caudal molar de $SO_2$ enviado para os reatores primários das linhas $R1$ , $R2$ e $R3$	$kmol/h$
$\dot{n}_{SO_2, \text{torre de absorção}}$	Caudal molar de $SO_2$ enviado para a torre de absorção	$kmol/h$
$\dot{n}_{SO_2, \text{torre de absorção} + \text{reatores}}$	Caudal molar de $SO_2$ para a torre de absorção e reatores	$kmol/h$
$P$	Pressão à saída da torre de arrefecimento	$mbar$
$R$	Constante dos gases perfeitos	$m^3 \cdot atm \cdot K^{-1} \cdot mol^{-1}$

$T_{SO_2,TA}$	Temperatura do $SO_2$ à saída da torre de arrefecimento	$^{\circ}C$
$\dot{V}_{ar,industrial}$	Caudal volumétrico de ar industrial	$m^3/h$
$\dot{V}_{SO_2/ar,reatores}$	Caudal volumétrico de $SO_2$ /ar para os reatores	$m^3/h$
$\dot{V}_{SO_2,torre\ de\ absor\c\tilde{a}o}$	Caudal volumétrico de $SO_2$ para a torre de absorção	$m^3/h$
$\dot{V}_{SO_2/ar,R3}$	Caudal volumétrico de $SO_2$ /ar o reator primário da sequência R3	$m^3/h$
$\dot{V}_{SO_2,R3+R3sec}$	Caudal volumétrico de $SO_2$ para o reator primário e secundário da linha R3	$m^3/h$
$\dot{V}_{SO_2/ar,prim\acute{a}rios}$	Caudal volumétrico de $SO_2$ /ar para os reatores primários das três linhas	$m^3/h$
$\dot{V}_{SO_2/ar,torre\ de\ absor\c\tilde{a}o+reatores}$	Caudal volumétrico de $SO_2$ /ar para os reatores primários das três sequências	$m^3/h$
$\dot{V}_{SO_2/ar,R1+R1sec}$	Caudal volumétrico de $SO_2$ /ar para o reator primário e secundário da linha R1	$m^3/h$
$\dot{V}_{SO_2/ar,R2+R2sec}$	Caudal volumétrico de $SO_2$ /ar para o reator primário e secundário da linha R2	$m^3/h$
$\dot{V}_{SO_2/ar,R3+R3sec}$	Caudal volumétrico de $SO_2$ /ar para o reator primário e secundário da sequência R3	$m^3/h$

$\dot{V}_{SO_2,R1+R1sec+R2+R2sec}$	Caudal volumétrico de $SO_2$ para o reator primário e secundário das linhas $R1$ e $R2$	$m^3/h$
$\dot{V}_{SO_2/ar,R1+R2}$	Caudal volumétrico de $SO_2/ar$ para os reatores primários das linhas $R1$ e $R2$	$m^3/h$
$x_{O_2,industrial}$	Fração mássica de oxigénio	-
$\%_{SO_2,R3}$	Proporção de $SO_2/ar$ para o reator secundário da linha $R3$	-



## INTRODUÇÃO

A indústria de produção de pasta e papel é uma das mais fortes presenças de Portugal no mundo, tendo um contributo muito significativo para a economia nacional, representando certa de 2% do PIB nacional.<sup>[1]</sup>

Das florestas à produção de pasta e papel, este sector afirma-se cada vez mais como um motor de exportações nacionais. De notar que este tipo de indústrias tem um impacto socioeconómico muito positivo sendo responsável pelo desenvolvimento económico do país e das regiões onde desenvolve as suas atividades industriais e florestais. No entanto, num mercado em que a diferenciação é extraordinariamente exigente, este tipo de indústria vê-se motivada a procurar novas áreas de mercado, que não a produção de pasta, papel de impressão e escrita. Desta forma, este tipo de indústria tem-se baseado na prossecução de dois grandes objetivos: fortalecer o negócio de produção de papel de impressão e escrita e de pasta de eucalipto e diversificar a atividade apostando em novas áreas de negócio como o mercado do papel *tissue*, e o mercado de *pellets*.<sup>[2]</sup> Para as diferentes áreas, as necessidades em termos de propriedades da pasta celulósica são distintas, existindo necessidade de diferenciar o processo de produção. A pasta celulósica é produzida essencialmente a partir da madeira e utilizada maioritariamente na produção de papel e derivados da celulose. Sabendo que existem diferentes espécies de eucalipto, a espécie *Eucalyptus globulus* é a que tem maior interesse nesta aplicação.

Com o aumento da competitividade da indústria de pasta passa pela diminuição dos custos de produção da mesma. Na área de produção da pasta de eucalipto o contributo dos gastos de reagentes de branqueamento é um fator importante. Na sequência de branqueamento *EFC* (*Elemental Free Chlorine*) da fábrica na qual se realiza o estudo, o dióxido de cloro é um reagente principal que predetermina a totalidade dos custos. Sendo assim, a otimização de produção de dióxido de cloro ao nível fabril é uma tarefa de extrema importância do ponto de vista económico. Como tal, um dos objetivos principais na maioria destas fábricas incide na otimização da eficiência da reação de produção de dióxido de cloro, minimizando a perda de reagentes.

## ESTRUTURA DA DISSERTAÇÃO

Esta dissertação está estruturada em cinco capítulos. No primeiro capítulo são explicados os fundamentos principais de produção de pasta desde a madeira ao produto gerado. É referenciada a situação em termos inovação e evolução de mercado do grupo Portucel Soporcel. São também explicados, de forma geral, os diversos processos de produção de dióxido de cloro e, em particular, o processo em estudo, o processo Mathieson.

O segundo capítulo é dividido em dois subcapítulos. Numa primeira parte é apresentado uma simulação, realizada no programa *Excel*, da instalação dos produtos químicos. Numa segunda etapa, é explicado, de forma detalhada, o balanço material realizado à instalação com o objetivo de determinar, não só, a quantidade mássica de enxofre, individual, para cada um dos reatores, mas também a percentagem de  $SO_2$ /ar para os reatores secundários.

No terceiro capítulo são referenciados os diversos métodos utilizados na preparação e análise de amostras, por forma a obter os resultados experimentais.

No quarto capítulo são discutidos os resultados obtidos, em termos de otimização da instalação dos produtos químicos resultantes dos vários ensaios realizados na instalação. Foi, também, realizada uma análise económica avaliando a eficiência económica na produção de dióxido de cloro.

No quinto capítulo e último capítulo são patentes as principais conclusões e algumas sugestões para melhorar a qualidade da instalação dos produtos químicos.

# CAPÍTULO I - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

## 1.1 Grupo Portucel Soporcel

O grupo Portucel Soporcel é, atualmente, constituída por quatro complexos industriais, situados em Cacia, Figueira da Foz, Setúbal e Vila Velha de Rodão. Além destes, o grupo detém o *RAIZ* - Instituto de Investigação da Floresta e do Papel, que assegura a atividade de investigação, quer para a área florestal quer para a industrial.

O complexo industrial da Figueira da Foz situa-se em Lavos e é uma das mais eficientes unidades fabris de pasta e papel da Europa. Este assegura um volume anual de produção e transformação de papéis finos de impressão e escrita não revestidos (*UWF* - Uncoated WoodFree) correspondente a cerca de 800 000 toneladas, representando uma das maiores unidades industriais na Europa. <sup>[1]</sup> Foi em 1984 que o complexo industrial da Figueira da Foz iniciou a sua atividade com o arranque da fábrica de pasta de papel a partir da pasta de eucalipto pelo processo *kraft*. No fim de 1987 foi atingida a produção de 1 milhão de toneladas de pasta celulósica. <sup>[3]</sup> No início de 1991, arranca a primeira fábrica de papel, que integrou desafios tecnológicos sofisticados e conceitos inovadores na indústria. Com a instalação da segunda fábrica de papel, em 2000, o complexo industrial da Figueira da Foz tornar-se-ia uma referência na indústria europeia de papéis finos e não revestidos. Nesse mesmo ano, a empresa viria a adquirir certificação da fábrica de papel (ISO 9002) e certificação ambiental (ISO 14002). <sup>[3]</sup>

O complexo industrial da Figueira da Foz está integrado verticalmente, da floresta ao papel, passando pela produção anual de 570 mil toneladas de pasta ao sulfato de eucalipto e pela produção de energia, a partir de biomassa.

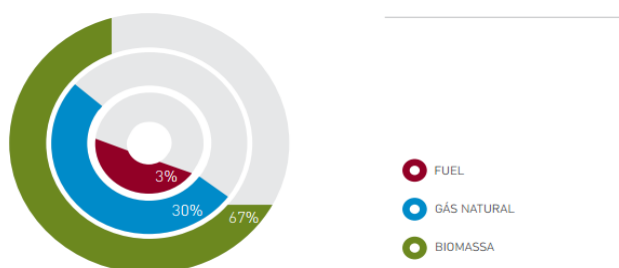


Figura 1.1 - Consumo de energia por fonte do grupo Portucel Soporcel em 2014. <sup>[4]</sup>

A produção de pasta é totalmente integrada no fabrico de papel de impressão e escrita não revestido. Em termos de desempenho ambiental, e apesar do aumento de produção de pasta de celulose e de papel, verificado nos últimos anos, o grupo apresenta resultados positivos e sustentados em todos os domínios: ar, água e recursos naturais. <sup>[24]</sup> Durante a sua existência, as ações da empresa foram sendo transferidas entre vários grupos industriais e foi em 2004 que esta foi adquirida pela Semapa, no processo de privatização do grupo Portucel Soporcel. <sup>[3]</sup>

É a primeira entidade em Portugal a usufruir das licenças de uso das marcas de certificação da gestão florestal concedidas por dois programas de maior reconhecimento à escala internacional: *FSC* (Forest Stewardship Council) e *PEFC* (Programme for the Endorsement of Forest Certification schemes).<sup>[1]</sup>

Note-se que o grupo investe anualmente cerca de 3 milhões de euros na área de prevenção e apoio ao combate de incêndios florestais sendo a maior participação privada no contexto nacional de proteção florestal. <sup>[24]</sup>

## 1.2 INOVAÇÃO E EVOLUÇÃO DE MERCADO

Numa altura em que o mundo atravessa uma fase de grande mudança, a orientação de uma empresa exportadora exige inovação, criatividade, dinamismo e uma enorme capacidade para competir nos exigentes mercados internacionais procurando oportunidades de crescimento. É esta a filosofia que o grupo Portucel Soporcel tem vindo a seguir permitindo-lhe uma crescente afirmação no exterior.

No âmbito da sua expansão, o grupo adquiriu uma fábrica de papel *tissue* – *AMS* - e está a desenvolver um importante projeto de investimento florestal integrado em Moçambique, que culminará com a construção de uma fábrica de pasta de celulose, com um investimento de 2,3 mil milhões de euros, e uma fábrica de *pellets* nos Estados Unidos da América. <sup>[4]</sup> Desta forma, no primeiro semestre de 2015, o volume de negócios atingiu 1,2 mil milhões de euros. Este valor resulta, essencialmente, da evolução favorável dos preços de pasta e de papel e na inclusão do negócio de papel *tissue*. Assim, o peso das vendas de papel no volume de negócios foi de 74%, a energia representou 13%, a pasta de eucalipto 8% e o papel *tissue* cerca de 4%. <sup>[5]</sup>

O grupo promove a valorização e proteção da floresta, desenvolvendo uma atividade de investigação própria e gerindo um património florestal com cerca de 120 mil hectares. Este dispõe de um dos maiores viveiros florestais da Europa, com uma capacidade anual de produção de cerca de 12 milhões de plantas certificadas que se destinam à renovação da floresta nacional. <sup>[24]</sup>

Em abril de 2016, o grupo Portucel Soporcel muda de nome para *The Navigator Company*. A adoção desta nova identidade corporativa tem como objetivo oferecer uma imagem mais moderna e apelativa a um dos maiores grupos empresariais nacionais como uma forte componente internacional. <sup>[33]</sup>

### 1.3 PRODUÇÃO DE PASTA DE PAPEL: CONCEITOS GERAIS

A produção da pasta de papel e as suas características dependem, em grande parte, da matéria prima. Deste modo, torna-se essencial compreender as diferentes variáveis do processo, desde o tipo e composição de madeira, ao tipo de processo a utilizar.

#### 1.3.1 COMPOSIÇÃO DA MADEIRA

A madeira é um biocompósito natural constituído essencialmente por fibras.

As madeiras utilizadas na produção da pasta de papel são provenientes de árvores folhosas (hardwoods) e resinosas (softwoods). As madeiras provenientes de árvores resinosas são utilizadas mais frequentemente, uma vez que as suas fibras têm comprimento mais longo e possuem uma resistência de papel produzido superior às fibras curtas.

O eucalipto, *Eucalyptus globulus*, pelas suas propriedades, é considerado pelos especialistas mundiais como a árvore de fibra ideal para pasta de papel de elevada qualidade produzida pela *The Navigator Company*. <sup>[7]</sup> Esta árvore é constituída por fibras de comprimento curto e muito homogéneo, que se caracterizam por uma grande suavidade, uma excelente rigidez, uma grande estabilidade dimensional, forte resistência à humidade e excelente opacidade. <sup>[7]</sup> A nível macroscópico (figura 1.2) a madeira do eucalipto é constituída por: casca (que é composta por ritidoma); câmbio; xilema (que é composto por borne e cerne) e medula. As células de *Eucalyptus globulus* estão localizadas no xilema, sendo que estas podem ser elementos que vasos que estão relacionadas com o transporte de fluidos e com a comunicação intercelular; células de parênquima garantem o transporte e armazenamento de nutrientes e fibras que asseguram o suporte da árvore. <sup>[8]</sup>

A parede celular destas células vegetais é constituída, essencialmente, por uma parede primária (P) e uma camada secundária (S). A camada primária é uma camada fina da parede celular composta por polissacarídeos e lenhina. A camada secundária da parede celular é a mais grossa da parede celular, sendo constituída por celulose e hemiceluloses e encontra-se dividida em três subcamadas: S<sub>1</sub>, S<sub>3</sub> (duas subcamadas finas) e S<sub>2</sub> (subcamada mais grossa). A lamela média (M) localiza-se no espaço intercelular, permitindo a ligação entre as células (Figura 1.3). [9,12]

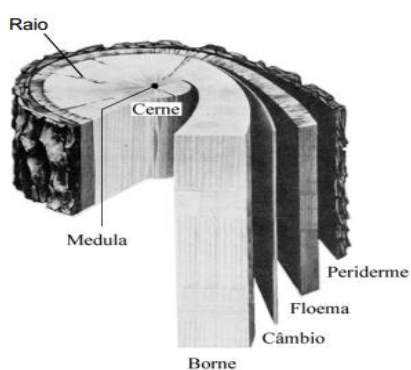


Figura 2.2 – Estrutura macroscópica da madeira de *Eucalyptus globulus*. [34]



Figura 1.3 – Composição química da parede celular. [11]

Como já foi mencionado as madeiras podem ser resinosas como folhosas. Estas podem ser usadas na produção de pasta celulósica, contudo, estas apresentam morfologias distintas. As madeiras de resinosas são compostas por traqueídeos, normalmente designados por fibras (90-95%), raios de parênquima radial e de traqueídeos radiais (5-10%) e parênquima longitudinal (1-5%). Já as madeiras de folhosas são constituídas por células libriiformes e traqueídeos (40-70%), vasos (20-30%), raios de parênquima radial (5-10%) e por parênquima longitudinal (5%). Os traqueídeos têm a função de suporte mecânico e de condução dos nutrientes, as células de parênquima de armazenamento dos nutrientes e os vasos a função de transporte de fluidos. [7,38]

#### 1.3.1.1 CELULOSE, HEMICELULOSE E LENHINA

A **celulose** é o principal componente estrutural da parede celular das plantas e o composto orgânico mais abundante da natureza. Esta apresenta uma estrutura fibrilar onde domínios de moléculas altamente organizadas (celulose cristalina) são alternados com zonas

de menor organização molecular (celulose amorfa).<sup>[36]</sup> Do ponto de vista químico, a celulose é definida como um homopolímero linear constituído por unidades de anidro- $\beta$ -D-glucopirranose ligadas entre si por ligações glicosídicas (1 $\rightarrow$ 4). Cada unidade de  $\beta$ -D-glucopirranose integra grupos hidroxilo em diversas posições na cadeia de celulose. Assim, nas posições C2, C3 e C6, a cadeia de celulose possuiu mais dois grupos hidroxilo terminais com propriedades diferentes: o hidroxilo do C1 (aldeído com propriedades redutoras) e o grupo hidroxilo do C4 na extremidade oposta (álcool).<sup>[10]</sup>

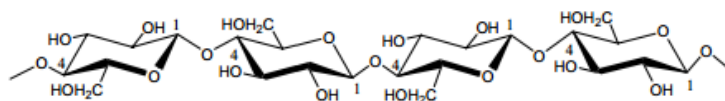


Figura 1.4 – Estrutura molecular da celulose.

A estrutura cristalina da celulose tem sido caracterizada por difração de raios-X, RMN e por métodos baseados na absorção da radiação infravermelha polarizada.<sup>[16]</sup>

A celulose cristalina pode apresentar diferentes polimorfos, nomeadamente a celulose do tipo I, II, III e IV.

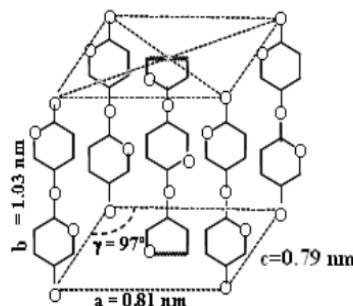


Figura 1.5 - Célula unitária da monocíclica da celulose cristalina (celulose I).

A celulose cristalina nativa é do tipo celulose I e apresenta uma célula unitária composta por quatro unidades de  $\beta$ -D-glucopirranose. As cadeias moleculares encontram-se orientadas na mesma direção, não havendo formação de pontes de hidrogénio entre as cadeias de celulose adjacentes, apenas forças de van der Waals. A celulose do tipo II trata-se de uma configuração regenerada da celulose I, em que as cadeias têm orientação antiparalela. Deste modo, neste polimorfo existe uma maior facilidade em formar pontes de hidrogénio intermoleculares, devido à disposição das cadeias na célula unitária quando

comparada com a celulose I.

Ao contrário da celulose que é um homopolissarídeo linear, as **hemiceluloses** são, essencialmente, heteropolissacarídeos ramificados mais frequentemente de baixo de peso molecular tipicamente com um grau de polimerização da ordem de 100-200. Os principais constituintes das hemiceluloses são cinco açúcares neutros, nomeadamente, glucose, manose, galactose, xilose e arabinose, podendo, ocasionalmente, algumas delas incluir ácidos urónicos. Os polissacarídeos mais importantes constituintes das hemiceluloses são as glucomananas, com maior abundância nas árvores resinosas (8-14%) e as xilanas, presentes em maior quantidade nas árvores folhosas (15-25%).<sup>[11]</sup>

Por sua vez, a **lenhina** é um heteropolímero natural com estrutura ramificado, constituído por unidades de 1-fenilpropano. As lenhinas de folhosas são sistemas macromoleculares complexos constituídos por estruturas derivadas do seringilpropano (*S*), guaiacilpropano (*G*) e p-hidroxifenilpropano (*H*), unidas entre si por diferentes tipos de ligação  $C - O - C$  e  $C - C$ . A abundância relativa de unidades *S*, *G* e *H*, bem como do tipo de ligações entre elas varia significativamente de espécie para espécie, influenciando a reatividade da lenhina nos processos de cozimento e de branqueamento.<sup>[11]</sup>

As ligações mais predominantes na lenhina são as ligações do tipo do éter ( $\beta - O - 4$  e  $\alpha - O - 4$ ) que são as mais fáceis de quebrar. Contudo a lenhina apresenta, na sua constituição, outras ligações como, por exemplo,  $\beta - 5$ ,  $4 - O - 5$ ,  $\beta - 1$  que são ligações entre unidades aromáticas que são mais difíceis de quebrar. A lenhina representa 17-33% do peso seco da madeira e é um dos componentes integrantes dos tecidos das plantas. Esta é responsável pela estrutura coesa entre as fibras de madeira servindo como agente endurecedor das fibras, bem como, barreira enzimática da parede celular. Existem três monómeros precursores envolvidos na síntese da lenhina: o álcool p-cumarílico, o álcool coniferílico e o álcool sinapílico. A lenhina de *E. globulus* apresenta uma proporção relativa de unidades *S* superior a 80%, valor claramente acima da média das lenhinas das folhosas.

[39]



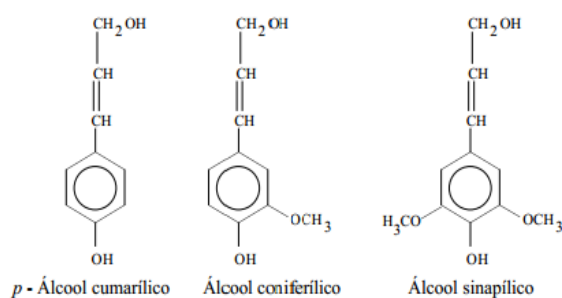


Figura 1.6 - Estrutura química das unidades precursoras da lenhina. <sup>[11]</sup>

### 1.3.2 PRODUÇÃO DE PASTA CELULÓSICA PELO MÉTODO KRAFT

O cozimento da pasta celulósica pelo método *kraft* desenvolveu-se com o principal processo de cozimento, sendo o processo mais utilizado nas indústrias de produção de pastas celulósicas químicas a partir da madeira. Deste modo, a produção de pasta de papel pode ter origem em processos químicos, semi-químicos ou mecânicos. Dos processos químicos existentes destaca-se o processo ao sulfito onde se utiliza o ácido sulfuroso ( $H_2SO_3$ ) com bases diferentes e o processo ao sulfato ou processo *kraft* onde se utilizam o hidróxido de sódio ( $NaOH$ ) e o sulfureto de sódio ( $Na_2S$ ) como agentes de cozimento. <sup>[13]</sup>

O processo utilizado pela *The Navigator Company* para a produção de pasta celulósica é o processo *kraft*. <sup>[14]</sup>

As principais vantagens do processo *kraft* são: (a) rápida penetração de reagentes e deslenhificação; (b) obtenção de pastas químicas com excelentes propriedades mecânicas; (c) curto tempo de cozimento; (d) possibilidade de recuperação de agentes de cozimento e de energia; (e) remoção de grande parte das hemiceluloses; (f) pode ser utilizada qualquer tipo de madeira.<sup>[9]</sup> Estas características tornam o processo *kraft* mais atrativo e competitivo quando comparado com o processo ao sulfito que, embora as pastas obtidas apresentem um branqueamento mais fácil e um elevado rendimento, tem a desvantagem de não ser aplicável a todos os tipos de madeira e de as propriedades mecânicas serem mais fracas, relativamente ao processo *kraft*. <sup>[9]</sup>

O processo *kraft* (figura 1.7) é um processo químico que visa a degradação, dissolução e remoção da lenhina, preservando a resistência das fibras, utilizando  $NaOH$  (59%),  $Na_2S$  (20%),  $Na_2CO_3$  (15%),  $Na_2SO_4$  (5%), o chamado licor branco. <sup>[12,40]</sup>

O processo de produção de pasta de papel divide-se em várias etapas, sendo que se começa pela preparação da madeira, retirando-lhe a casca e fazendo a alimentação dos toros a um destrocador, produzindo as aparas. <sup>[20]</sup> Estas são alimentadas, juntamente com o licor branco a um digestor contínuo. Os químicos dissolvem a lenhina, substância responsável pela agregação das fibras, com libertação destas, resultando na pasta crua. A pasta crua é lavada, para remover produtos residuais, orgânicos e inorgânicos, resultantes do processo de cozimento e submetida a operações de crivagem, para remoção de incozidos e outras impurezas. De seguida, a pasta crua é submetida um pré-branqueamento do qual resulta uma pasta semi-branqueada, com tonalidade amarela, que é enviada para uma instalação de branqueamento. <sup>[21]</sup> À entrada da instalação de branqueamento, a pasta contém, ainda, compostos residuais, resultantes da degradação da lenhina, que vão sendo removidos através dos agentes branqueadores. <sup>[21]</sup> No final desta fase, a pasta encontra-se sob a forma de uma suspensão aquosa, de cor branca. Uma vez obtida a suspensão de pasta branqueada, esta é encaminhada para a fase de tiragem, em que se a pasta for utilizada na mesma unidade industrial onde foi produzida, como acontece nas fábricas integradas que produzem simultaneamente pasta e papel, a pasta branqueada em suspensão é enviada para a zona de produção de papel, através de tubagens fechadas (pipelines). Se a pasta tiver como destino final a venda para mercado ou a utilização noutras fábricas, esta é submetida a um processo de secagem para poder ser transportada, obtendo-se folhas de pasta de celulose. <sup>[14]</sup>

A figura 1.7 apresenta os vários passos do processo de produção de pasta de papel, neste caso, processo *kraft*.

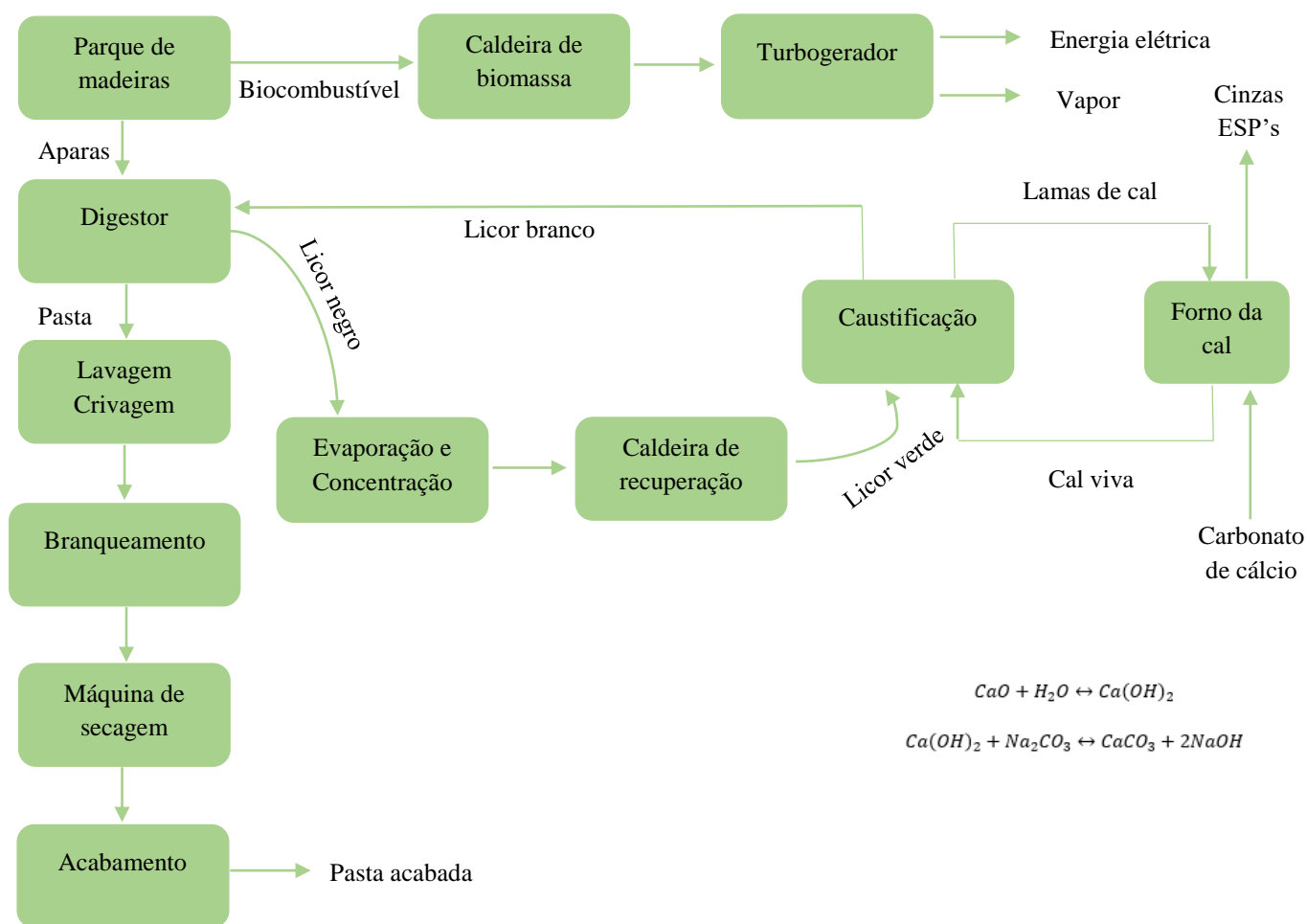


Figura 1.7 – Diagrama geral representativo do processo *kraft* (Adaptado). <sup>[15]</sup>

### 1.3.3 BRANQUEAMENTO DA PASTA CELULÓSICA

O branqueamento é um processo químico aplicado a pastas cruas para aumentar a sua brancura por remoção da lenhina residual e os compostos cromóforos residuais. Assim sendo, o objetivo do branqueamento é degradar ou remover estes compostos por forma a obter pasta branca com as propriedades óticas desejadas para a produção de papel. <sup>[22]</sup> A brancura da pasta é avaliada pela *Internacional Organisation for Standardisation*, sendo chamada de “brancura *ISO*”.

Para escolher a melhor tecnologia de branqueamento deve-se ter em conta aspetos como os custos, o consumo de químicos, a brancura e a sua estabilidade, a qualidade da pasta e a refinação que esta sofreu, o rendimento do branqueamento, o consumo de água e o tratamento de efluentes. <sup>[36]</sup> A sequência de branqueamento contém duas fases: remoção da lenhina e o aumento da brancura da pasta por destruição de cromóforos residuais.

O branqueamento é realizado através da descoloração recorrendo a agentes oxidantes. A seletividade do agente, isto é, a capacidade de degradar a lenhina presente nas fibras de celulose, é um parâmetro decisivo na escolha do químico de branqueamento. A pasta crua contém elevados níveis de lenhina e, portanto, podem ser utilizados agentes químicos menos seletivos, como por exemplo, o oxigénio ( $O_2$ ) ou cloro. <sup>[31]</sup>

O dióxido de cloro ( $ClO_2$ ) e o peróxido de hidrogénio ( $H_2O_2$ ) são bastante seletivos e reagem rapidamente com a lenhina, afetando minimamente a celulose. Os químicos extremamente seletivos são utilizados nos estágios finais do branqueamento onde o teor de lenhina é baixo e a celulose está mais suscetível à degradação. <sup>[9]</sup>

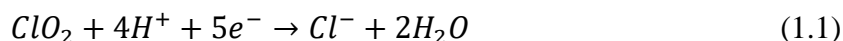
O branqueamento pode ser isento de cloro elementar (*ECF*), podendo recorrer a compostos clorados, ou totalmente isentos de cloro (*TCF*). Neste tipo de branqueamento são utilizados como agentes de branqueamento, o oxigénio ( $O_2$ ) e o peróxido de hidrogénio ( $H_2O_2$ ). A sequência de branqueamento da pasta é a DEDED, em que *D* corresponde a uma fase com dióxido de cloro ( $ClO_2$ ) e *E* corresponde a uma fase de extração alcalina com hidróxido de sódio ( $NaOH$ ). <sup>[22]</sup> Na *The Navigator Company*, no complexo industrial da Figueira da Foz, é utilizado uma variante do esquema referido anteriormente, isto é, DEopDEpD, onde Eop corresponde à extração com  $O_2$  e  $H_2O_2$ . <sup>[22]</sup>

Nas reações de branqueamento, além de despolimerização oxidativa, os polissacarídeos sofrem reações de *peeling*, que consiste no ataque e remoção de unidades das cadeias que resulta na redução do tamanho das cadeias e consequentemente a redução do peso molecular das mesmas. A aptidão ao branqueamento está relacionada com a abundância de estruturas  $\beta - O - 4$  das lenhinas da pasta *kraft*. As menores cargas de químicos no cozimento e no branqueamento, requeridas pelo *E. globulus* são explicadas pela elevada proporção de unidades seringilo, baixo grau de condensação e superior teor de estruturas  $\beta - O - 4$  (particularmente nas pastas cruas) nas suas lenhinas. <sup>[35]</sup>

### 1.3.4 DIÓXIDO DE CLORO ( $ClO_2$ )

O dióxido de cloro é um agente oxidante que foi aplicado, pela primeira vez no branqueamento da pasta de celulose, em 1950, introduzindo um grande avanço neste processo apesar da sua elevada reatividade e toxicidade. Este composto é específico da lenhina não degradando os polissacarídeos nas condições normais de branqueamento.<sup>[21]</sup> O dióxido de cloro é um dos reagentes de branqueamento mais utilizados, verificando-se uma propensão para reduzir a sua utilização devido aos seus elevados custos e de poder, ainda, produzir compostos clorados. Uma alternativa à redução consiste no prolongamento do processo de deslenhificação na etapa de cozimento por forma a diminuir a quantidade de lenhina a ser removida durante o branqueamento, isto é, reduzir o mais possível o índice *kappa* da pasta crua antes de se iniciar o branqueamento. Outra alternativa é a introdução de um estágio de oxigénio após o cozimento, em que este funciona como uma etapa de pré-deslenhificação, permitindo a redução da quantidade de dióxido de cloro a ser utilizado nas etapas posteriores de branqueamento.<sup>[22]</sup>

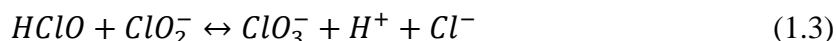
O branqueamento com dióxido de cloro é o mais frequente, uma vez que utiliza um oxidante bastante seletivo, sendo possível obter pastas com elevado grau de pureza e brancura, boa estabilidade, baixa degradação e diminuição no consumo de hidróxido de sódio na fase de extração. O dióxido de cloro degrada-se ao reagir com a pasta e forma outros compostos clorados, com iões clorato ( $ClO_3^-$ ), cloreto ( $Cl^-$ ), clorito ( $ClO_2^-$ ), ácido hipocloroso ( $HClO$ ) e cloro. O dióxido de cloro ( $ClO_2$ ), em meio ácido, é reduzido a iões cloreto ( $Cl^-$ ), demonstrado na equação 1.1.<sup>[21]</sup>



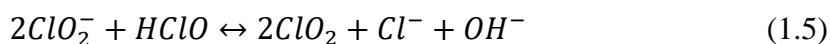
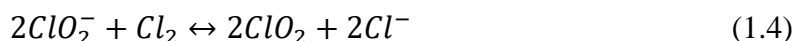
Numa primeira fase, dá-se a redução do dióxido de cloro a iões clorito ( $ClO_2^-$ ), em que esta está representada na equação 1.2.<sup>[21]</sup>



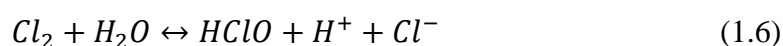
Ao reagir com a lenhina, formam-se iões clorito ( $ClO_2^-$ ) e ácido hipocloroso ( $HClO$ ) que se podem combinar para formar o ião clorato ( $ClO_3^-$ ) que é inconveniente na deslenhificação, segundo a equação 1.7.<sup>[21]</sup>



O íão clorito pode ser oxidado a dióxido de cloro, pelas equações 1.4 e 1.5. <sup>[21]</sup>



O ácido hipocloroso ( $HClO$ ) encontra-se em equilíbrio como cloro, como pode ser observado na equação 1.6. <sup>[21]</sup>



O dióxido de cloro é utilizado no tratamento de águas, no controlo de odores e, mais recentemente, no controlo de emissões de  $NO_x$ . <sup>[17]</sup> Este, também, é um radical livre com um peso molecular de  $67,45 \text{ g/mol}$ . O seu ponto de fusão é de  $-59^\circ\text{C}$  e o de ebulição é de  $11^\circ\text{C}$ . À temperatura ambiente é um gás amarelo-esverdeado e assemelha-se ao cloro tanto na aparência como na cor. O dióxido de cloro está, por norma, dissolvido em água, formando uma dissolução amarela, que passa a amarelo esverdeado à medida que a sua concentração aumenta, em que o dióxido de cloro contém  $13,2 - 26,3 \text{ g/L}$  de cloro ativo. <sup>[26]</sup>

O dióxido de cloro é, termodinamicamente, instável e, consequentemente, não é comerciável na qualidade de gás, líquido ou sólido. No entanto, mesmo sendo instável na qualidade de gás, o dióxido de cloro pode ser comercializado em solução de, aproximadamente, 1% em água. <sup>[18]</sup> Todos os sistemas de produção, manuseamento e armazenamento controlam a concentração de dióxido de cloro na fase gasosa. A maioria dos processos utiliza ar ou gás dissolvido em água e vácuo para manter a pressão parcial do dióxido de cloro abaixo de  $100 \text{ mmHg}$ . <sup>[18]</sup>

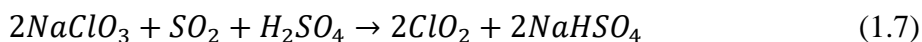
Posto isto, o dióxido de cloro é altamente corrosivo para a grande maioria dos metais comerciais. Como exceções, apenas o titânio e o chumbo são resistentes à corrosão, embora o chumbo seja apenas resistente quando na presença de ácido sulfúrico ( $H_2SO_4$ ). Para a tubagem é aconselhável *PVC* revestido a poliéster ou polietileno. <sup>[19]</sup>

### 1.3.5 PROCESSOS DE PRODUÇÃO DE DIÓXIDO DE CLORO ( $ClO_2$ )

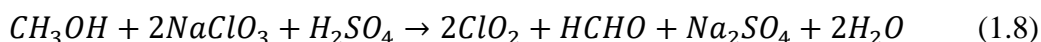
Os processos de produção de dióxido de cloro são o processo de Mathieson, Solvay, *R2*, *R3/SVP*, *R8/SVP – Lite*, *R10/SVP – SCW*, *R12/SVP – HP* e os processos em cascata, em que o efluente ácido de outro processo é alimentado no processo *SVP* ou *R – TYPE*.

As tecnologias serão revistas por ordem cronológica.

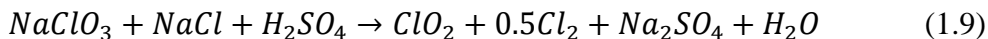
O processo de Mathieson utiliza como agente redutor o clorato de sódio ( $NaClO_3$ ), como se verifica pela equação 1.7. <sup>[18]</sup>



O metanol ( $CH_3OH$ ) é o agente redutor utilizado no processo de Solvay, representado na equação 1.8. <sup>[18]</sup>



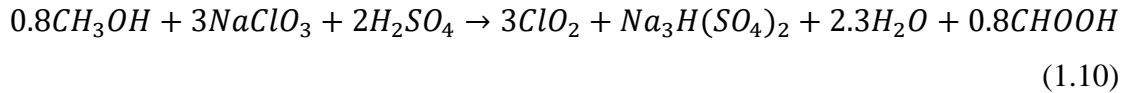
O processo *R2* utiliza o cloreto de sódio ( $NaCl$ ) como agente redutor, descrito nas equações 1.9. <sup>[18]</sup>



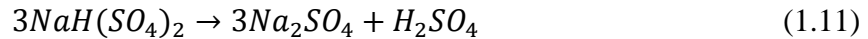
Devido ao fato da reação do processo *R2* ser mais rápida do que as reações dos processos Mathieson e Solvay, o processo *R2* pode ser realizado num só reator ao invés de dois reatores.

Os processos *R3/SVP* envolvem reações semelhantes ao processo *R2*, representada pela equação 1.9. No entanto, as reações de *R3/SVP* utilizam um meio menos ácido, comparativamente ao processo *R2*, temperatura mais elevada (70-80 °C) e pressão mais baixa (165-210 *mmHg*). Um permutador de calor fornece o vapor que é utilizado para evaporar a água e cristalizar o sulfato de sódio que é filtrado e reintroduzido no sistema. <sup>[18]</sup>

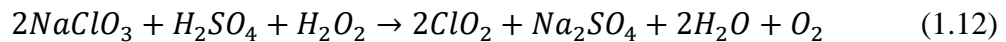
O processo *R8/SVP – LITE* caracteriza-se pela produção do dióxido de cloro a partir da reação entre o clorato de sódio, metanol ( $CH_3OH$ ) e ácido sulfúrico ( $H_2SO_4$ ). <sup>[23]</sup>



O processo *R10/SVP – SCW* envolve uma reação de metátese do sesqui-sulfato de sódio ( $Na_3H(SO_4)_2$ ) para sulfato de sódio anidro ( $Na_2SO_4$ ), apresentado na equação 1.11. [18,23]



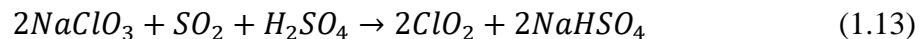
O processo *R12/SVP – HP* envolve a utilização do peróxido de hidrogénio, onde existe formação de oxigénio e sulfato de sódio anidro ( $Na_2SO_4$ ), como subprodutos da reação, pela equação 1.12. [18,23]



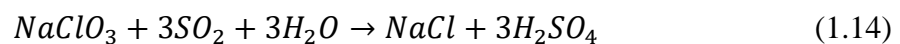
#### 1.3.5.1 PROCESSO MATHIESON

Desenvolvido por Olin-Mathieson Chemical Corporation em 1950, Mathieson foi o primeiro processo viável para a produção de dióxido de cloro.

Na *The Navigator Company*, no complexo industrial da Figueira da Foz, é utilizado o processo Mathieson, que se baseia na redução do clorato de sódio ( $NaClO_3$ ) com dióxido de enxofre ( $SO_2$ ) em meio ácido. A produção de dióxido de cloro a partir do clorato de sódio a utiliza uma solução concentrada de ácido sulfúrico ( $H_2SO_4$ ). A reação química global que traduz a produção de dióxido de cloro por este processo é dada pela equação 1.13. [19]



No entanto, existem reações secundárias associadas ao processo Mathieson que estão representadas nas equações 1.14, em que esta última pode ocorrer em condições de baixa acidez, o que levaria a uma perda considerável de rendimento. [26]





O dióxido de cloro decompõe-se facilmente por intermédio da luz, temperaturas elevadas, concentração elevada de gás e impurezas orgânicas. Do processo de decomposição resulta oxigénio, cloro e calor. Devido à formação de calor, a temperatura no espaço ocupado pelo gás no reator tem tendência a aumentar, o que pode conduzir a explosões.<sup>[19]</sup>

A descrição processual da instalação de produção do dióxido de cloro é descrita em 8 etapas.

#### **A. FUSÃO E COMBUSTÃO DO ENXOFRE (S)**

O enxofre (S) é introduzido sólido num fundidor através de uma pá carregadora. O fundidor divide-se entre dois compartimentos e está equipado com serpentinas a vapor. A fundição é feita no primeiro compartimento, tendo no último compartimento 2 bombas verticais de enxofre (S) fundido, em que estas podem ter duas funções: transferir o enxofre líquido para o forno e alimentar diretamente o forno e o tanque de nível.

Para evitar a solidificação do enxofre, a tubagem de envio do enxofre líquido do fundidor para o queimador é encamisada e aquecida com vapor de traçagem. O enxofre líquido é introduzido no queimador juntamente com o ar industrial de forma a permitir a atomização necessária para uma boa combustão com o ar. Esta atomização é feita através do bico (*nozzle*), que provoca um movimento em espiral com o objetivo de melhorar a mistura. O caudal de ar, proveniente de um dos dois compressores instalados, é controlado pela abertura da válvula *FCV – 46*. A adição do ar proporciona uma queima de enxofre mais eficiente. É este efeito espiral que permite que o forno tenha dimensões mais reduzidas comparativamente a um forno convencional, para igual capacidade de produção.

#### **B. PROPORÇÃO DO $SO_2$ /AR**

A proporção do  $SO_2$ /ar para os reatores deve ser na ordem dos  $9/10 \text{ mol } SO_2/\text{mol ar}$ , devendo o operador cortar ou aumentar ar de diluição nos misturadores de  $SO_2$ /ar, sempre que haja um afastamento desse valor. O operador pode ainda atuar na velocidade da bomba de enxofre.

### **C. PRESSÃO DE OPERAÇÃO**

A pressão de trabalho no sistema de  $SO_2$  deve ser na ordem das 650/700  $g/cm^2$ , sendo controlada essa pressão através da *PIC* 48, o excedente passa para a torre de absorção, onde é feita a solução de dióxido de enxofre.

### **D. TEMPERATURA DOS REATORES PRIMÁRIOS**

Os reatores primários de dióxido de cloro apresentam uma capacidade de aproximadamente 35  $m^3$  para a fase líquida e 7  $m^3$  para a fase gasosa.

Nos reatores primários de dióxido de cloro deve-se ter em conta a temperatura da fase líquida, essa deve rondar em média os 41°C, o controlo de temperatura da fase líquida do reator é feito através de 3 serpentinas instaladas dentro de cada reator por onde passa água vinda dos evaporadores e/ou do *Chiller*.

### **E. CONTROLO DOS RESIDUAIS CLORATO E ÁCIDO NOS REACTORES/TORRES DE LAVAGEM (STRIPPERS)**

Para garantir que os residuais de ácido sulfúrico e clorato nos reatores primários estejam dentro dos objetivos definidos é necessário adicionar ou reduzir os respetivos produtos. Se ambos se afastarem do valor objetivo, no mesmo sentido, pode-se adicionar ou diminuir a quantidade de  $SO_2$ /ar ao respetivo reator.

Para controlar o residual de clorato à saída dos strippers dentro do objetivo, deve-se regular o caudal de  $SO_2$ /ar a adicionar pelo fundo do respetivo reator secundário ou aumentar a sua temperatura. Isto, pois, os reatores secundários também estão equipados com uma serpentina do mesmo tipo da dos reatores primários, que nos permite controlar a temperatura do reator. Essa temperatura deve ser na ordem dos 40°C.

### **F. APROVEITAMENTO DO $ClO_2$ NA TORRE DE LAVAGEM (STRIPPER)**

O residual depois de passar pelo reator secundário, passa então para o stripper, onde temos uma entrada de ar no fundo. Esse ar vem dos compressores de diluição e permite aproveitar algum dióxido de cloro que ainda exista no residual.

## G. TORRES DE ABSORÇÃO DE $\text{ClO}_2$

Junto às torres de absorção de dióxido de cloro estão instalados exaustores que colocam os reatores primários, secundários e strippers em vácuo, arrastando assim todo o dióxido de cloro, gás produzido para a base da torre. No topo desta, existe uma entrada de água, que foi previamente arrefecida no Chiller para mais ou menos  $8^\circ\text{C}$ , para contra corrente absorver o  $\text{ClO}_2$  gás, obtendo-se assim dióxido de cloro em solução. Essa solução deve andar à volta das 20 g/L. Por fim, a solução é bombada das torres para os tanques de armazenamento. É importante referir que a solubilidade é tanto maior quanto mais fria estiver a água com valores superiores a  $13^\circ\text{C}$  existem dificuldades de absorção do dióxido de cloro gasoso.

## H. CHILLER

A água para a instalação do dióxido de cloro líquido é arrefecida no *Chiller*. Este tem três ejetores de vapor que devem ser lançados conforme a necessidade de água fresca para a instalação. Ter em atenção que quando há aumentos ou reduções de produção e o sistema está a funcionar em controlo manual, o operador deve colocar ou tirar o ejetor ou os ejetores em serviço, conforme a necessidade.

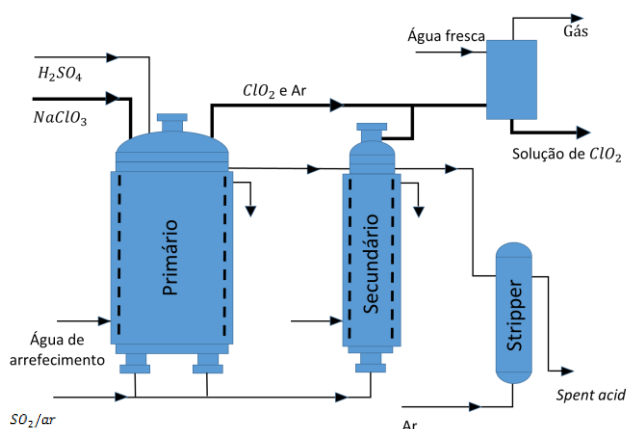


Figura 1.8 – Esquema simplificado do processo Mathieson. [29]

## CAPÍTULO II - SIMULAÇÃO E BALANÇO MATERIAL À INSTALAÇÃO

De modo a compreender a importância de algumas variáveis processuais foi proposto, como parte inicial do trabalho, a realização do balanço material à instalação dos produtos químicos. Este balanço tinha como principal objetivo a determinação da quantidade mássica de enxofre individual para cada um dos reatores. A proporção de  $SO_2$ /ar para os reatores secundários das três sequências ( $R1$ ,  $R2$  e  $R3$ ) também foi uma etapa importante deste balanço.

Assim, numa primeira etapa, começou-se por identificar os números de loop (*tag's*) da instalação. Uma vez identificadas as *tag's*, e recorrendo a algumas ferramentas do programa *Excel* fez-se um esboço da instalação dos produtos químicos (figura 2.1).

Posto isto, recolheram-se os valores essenciais para a realização do balanço, utilizando o programa *Honeywell's Uniformance® History Database*, como é o caso do caudal mássico de enxofre enviado para o queimador, a temperatura do dióxido de enxofre da torre de arrefecimento, os caudais volumétricos de água para as torres de absorção de dióxido de cloro, os caudais de clorato de sódio e ácido sulfúrico para os reatores e, ainda, a concentração de clorato de sódio nos tanques de alimentação aos reatores.

### 2.1 SIMULAÇÃO

Tendo como principal objetivo uma melhor compreensão da instalação, recolheram-se alguns diagramas da instalação (*Station PDM's*) de vários dias para, não só, compreender o funcionamento da instalação, mas também, estudar o comportamento das várias variáveis: caudais, temperaturas e pressões. Importa lembrar que todos os valores processuais da instalação dos produtos químicos foram recolhidos da plataforma mencionada anteriormente *Uniformance®*, de hora a hora (4 janeiro 2016 – 1 maio 2016). De seguida, fez-se um esquema (figura 2.1) que tenta reproduzir a imagem do *PMD* utilizada pela operação, recorrendo a algumas capacidades programa *Excel* (Formas e Caixa de Texto).

Os valores processuais recolhidos foram colocados numa tabela (ANEXO I – TABELA COM OS DADOS OBTIDOS NO *UNIFORMANCE®*) e, com a ajuda de várias funções do *Excel* (ANEXO II – TABELA COM DESCRIÇÃO SUCINTA DE FUNÇÕES) estes valores foram introduzidos no esquema conseguindo-se, assim, ter uma ideia do estado da instalação a qualquer hora do período de dados recolhidos.

Para relacionar melhor as diversas variáveis foram criados gráficos que utilizam como base a tabela onde foram colocados os dados obtidos do programa *Unifformance*®, permitindo relacionar até seis variáveis. Estes gráficos são apresentados no ANEXO III - GRÁFICOS.

## 2.2 BALANÇO MATERIAL

Uma vez realizado o esboço da instalação de produção do dióxido de cloro, fez-se o, respetivo, balanço mássico. Este teve como objetivo a determinação do caudal mássico de enxofre individual para cada um dos reatores primários das três linhas e a percentagem do  $SO_2$ /ar para os reatores secundários, como já havia sido mencionado.

Os cálculos tiveram como base de cálculo 1h de operação.

O balanço material à instalação foi dividido em sete áreas para uma melhor compreensão deste. As áreas definidas foram as seguintes:

- Área I – Produção de  $ClO_2$  por consumos de  $NaClO_3$ ,  $H_2SO_4$  e  $S$
- Área II - Ar atmosférico industrial
- Área III -  $SO_2$ /ar para a torre de absorção, reatores primários e secundários das três sequências R1, R2 e R3
- Área IV - Enxofre (S) e dióxido de enxofre ( $SO_2$ ) para os reatores primários e secundários (R1sec, R2sec, R3sec) das três linhas R1, R2 e R3
- Área V - Enxofre (S) e dióxido de enxofre ( $SO_2$ ) para a torre de absorção
- Área VI –  $SO_2$ /ar para os reatores primários das linhas R1, R2 e R3
- Área VII - Proporção de  $SO_2$ /ar para os reatores secundários (R1sec, R2sec, R3sec) das três linhas R1, R2 e R3

### ÁREA I - PRODUÇÃO DE $ClO_2$ POR CONSUMOS DE $NaClO_3$ , $H_2SO_4$ E $S$

Com os dados operatórios do processo de instalação previamente recolhidos, nomeadamente, os caudais volumétricos de água para as torres de absorção do dióxido de cloro, clorato de sódio e ácido sulfúrico para os reatores, calcularam-se os quilogramas de dióxido de cloro produzido por quilograma de clorato de sódio e ácido sulfúrico consumidos, recorrendo à concentração de clorato de sódio nos tanques de alimentação ( $c_{NaClO_3}$ ) e à densidade do ácido sulfúrico ( $\rho_{H_2SO_4}$ ), apresentados na equação 2.1.

Posto isto, foi necessário recolher dados teóricos da produção de dióxido de cloro em relação ao consumo de clorato de sódio, ácido sulfúrico e enxofre, recorrendo à literatura, em que estes são apresentados na tabela 2.1. [30]

$$\frac{kg\ ClO_2}{kg\ NaClO_3} = \frac{\dot{V}_{H_2O,TAB1,TAB2,TAB3,TAB4} \times C_{ClO_2}}{\dot{V}_{NaClO_3,R1+R2+R3} \times C_{NaClO_3}}$$

$$\frac{kg\ ClO_2}{kg\ H_2SO_4} = \frac{\dot{V}_{H_2O,TAB1,TAB2,TAB3,TAB4} \times C_{ClO_2}}{\dot{V}_{H_2SO_4,R1+R2+R3} \times \rho_{H_2SO_4}} \quad (2.1)$$

Tabela 2.1 – Dados para os consumos de clorato de sódio, ácido sulfúrico e enxofre. [30]

<b>kg <math>ClO_2</math>/kg <math>NaClO_3</math></b>	0,634
<b>kg <math>ClO_2</math>/kg <math>H_2SO_4</math></b>	0,688
<b>kg <math>ClO_2</math>/kg <math>S</math></b>	2,10

De seguida, calcularam-se os quilogramas de dióxido de cloro por quilograma de enxofre consumido nos reatores, em que a equação 2.1 representa o cálculo para um só reator, sendo semelhante para os restantes reatores das três sequências.

$$\frac{kg\ ClO_2}{kg\ S} = \frac{2,10 \times \frac{kg\ ClO_2}{kg\ NaClO_3}}{0,634} \quad (2.2)$$

## ÁREA II - AR ATMOSFÉRICO INDUSTRIAL

De seguida, calculou-se a fração mássica de oxigénio ( $x_{O_2,industrial}$ ) que existe no ar atmosférico industrial (21% de  $O_2$  e 79% de  $N_2$ ), sendo esta determinada pela equação 2.3.

$$x_{O_2,industrial} \left( \frac{m}{m} \right) = 0,21 \times \frac{MM_{O_2}}{MM_{ar}} \quad (2.3)$$

O caudal mássico de oxigénio existente no ar industrial ( $\dot{m}_{O_2,industrial}$ ) determinou-se, considerando, que existe um excesso de oxigénio industrial no enxofre de 20%, sendo este representado pela equação 2.4. Uma vez conhecido o caudal mássico de oxigénio industrial procedeu-se ao cálculo do caudal mássico de ar ( $\dot{m}_{ar,industrial}$ ) e o molar

$(\dot{n}_{ar,industrial})$ , sabendo que este é alimentado ao queimador de enxofre, sendo a quantidade mássica alimentada determinada pela equação 2.5. A partir do caudal molar de ar industrial  $(\dot{n}_{ar,industrial})$  alimentado calculou-se o caudal volumétrico de ar  $(\dot{V}_{ar,industrial})$ , recorrendo à equação dos gases perfeitos, apresentada pela equação 2.6.

$$\dot{m}_{O_2,industrial} \left( \frac{kg}{h} \right) = \dot{m}_S \times (1 + 0,20) \quad (2.4)$$

$$\dot{m}_{ar,industrial} \left( \frac{kg}{h} \right) = \frac{\dot{m}_{O_2,industrial}}{x_{O_2,industrial}} \quad (2.5)$$

$$P\dot{V}_{ar,industrial} = \dot{n}_{ar,industrial}RT_{SO_2,TA} \quad (2.6)$$

### **ÁREA III - SO<sub>2</sub>/AR PARA A TORRE DE ABSORÇÃO, REATORES PRIMÁRIOS E SECUNDÁRIOS DAS TRÊS SEQUÊNCIAS R1, R2 E R3**

Por forma a quantificar o dióxido de enxofre que é enviado para a torre de absorção e para os reatores das três sequências, calculou-se o caudal mássico  $(\dot{m}_{SO_2,torre\ de\ absorção+reatores})$  e molar  $(\dot{n}_{SO_2,torre\ de\ absorção+reatores})$ , recorrendo para isso ao caudal mássico de enxofre alimentado  $(\dot{m}_{S,alimentado})$  ao fundidor. O cálculo é apresentado pelas equações 2.7 e 2.8.

$$\dot{m}_{SO_2,torre\ de\ absorção+reatores} \left( \frac{kg}{h} \right) = \dot{m}_{S,alimentado} \times \frac{MM_{SO_2}}{MM_S} \quad (2.7)$$

$$\dot{n}_{SO_2,torre\ de\ absorção+reatores} \left( \frac{kmol}{h} \right) = \frac{\dot{m}_{SO_2,torre\ de\ absorção+reatores}}{MM_{SO_2}} \quad (2.8)$$

Com o caudal molar do ar industrial  $(\dot{n}_{ar,industrial})$  determinou-se o caudal molar de N<sub>2</sub>  $(\dot{n}_{N_2})$  e O<sub>2</sub>  $(\dot{n}_{O_2})$ , sabendo que no ar existem 21% de oxigénio, como mencionado anteriormente, representado pela equação 2.9.

$$\dot{n}_{ar,industrial} \left( \frac{kmol}{h} \right) = \dot{n}_{N_2,industrial} + (\dot{n}_{O_2,industrial} \times 0,21) \quad (2.9)$$

Recorrendo à equação 2.10, e aos caudais molares de ar ( $n_{ar,industrial}$ ) e  $SO_2$  determinou-se o caudal volumétrico de  $SO_2$ /ar para os reatores das três linhas ( $R1$ ,  $R2$  e  $R3$ ). Com o caudal volumétrico, calculou-se a concentração de dióxido de enxofre antes dos misturadores de ar ( $c_{SO_2,antes misturadores}$ ), representada pela equação 2.11.

$$P\dot{V}_{SO_2/ar,torre de absorção+reatores} = (\dot{n}_{ar,industrial} + \dot{n}_{SO_2})RT_{SO_2,TA} \quad (2.10)$$

$$c_{SO_2,antes misturadores} (\%) = \frac{\dot{n}_{SO_2,torre de absorção+reatores}}{\dot{n}_{SO_2,torre de absorção+reatores} + \dot{n}_{ar,industrial}} \quad (2.11)$$

#### **ÁREA IV - ENXOFRE (S) E DIÓXIDO DE ENXOFRE ( $SO_2$ ) PARA OS REATORES PRIMÁRIOS E SECUNDÁRIOS ( $R1sec$ , $R2sec$ E $R3sec$ ) DAS TRÊS LINHAS $R1$ , $R2$ E $R3$**

Partindo do valor de caudal volumétrico de  $SO_2$ /ar, que é enviado para os reatores primários das sequências  $R1$  e  $R2$ , calculou-se a quantidade de dióxido de enxofre por hora, pela equação 2.12. Com o caudal volumétrico de  $SO_2$  para os reatores primários e secundários das linhas  $R1$  e  $R2$  procedeu-se ao cálculo do caudal molar de  $SO_2$ . Para o reator primário e secundário da linha  $R3$ , o caudal volumétrico calculou-se recorrendo à equação 2.13.

$$\dot{V}_{SO_2,R1+R1sec+R2+R2sec} \left(\frac{m^3}{h}\right) = \dot{V}_{SO_2/ar,torres de absorção+reatores} - (\dot{V}_{SO_2/ar,R1+R1sec} + \dot{V}_{SO_2/ar,R2+R2sec}) \quad (2.12)$$

$$\dot{V}_{SO_2,R3+R3sec} \left(\frac{m^3}{h}\right) = \dot{V}_{SO_2,R1+R1sec+R2+R2sec} - \dot{V}_{SO_2/ar,R3+R3sec} \quad (2.13)$$

O caudal mássico de enxofre, que é enviado para os reatores primários e secundários das três sequências ( $\dot{m}_{S,R1+R2+R1sec+R2sec}$  e  $\dot{m}_{S,R3+R3sec}$  é dado pela seguinte equação:

$$\dot{m}_{S,R1+R2+R1sec+R2sec} = \frac{\dot{m}_{ClO_2}}{\frac{kg ClO_2}{kg S}} \quad (2.14)$$



## **ÁREA V - ENXOFRE (S) E DIÓXIDO DE ENXOFRE (SO<sub>2</sub>) PARA A TORRE DE ABSORÇÃO**

Nesta etapa já é conhecido o caudal mássico de enxofre para os reatores primários das sequências R1, R2 e R3 e, sabendo que este é alimentado estequiometricamente, determinou-se a sua quantidade por hora ( $\dot{m}_{S, torre\ de\ absorção}$ ) e a de dióxido de enxofre ( $\dot{m}_{SO_2, torre\ de\ absorção}$ ) que é enviada para a torre de absorção, tendo esta quantidade calculada pelas equações 2.15, 2.16 e 2.17.

$$\dot{m}_{S, torre\ de\ absorção} \left( \frac{kg}{h} \right) = \dot{m}_{S, alimentado} - (\dot{m}_{S, R1+R2+R1sec+R2sec} + \dot{m}_{S, R3+R3sec}) \quad (2.15)$$

$$\dot{n}_{SO_2, torre\ de\ absorção} \left( \frac{kmol}{h} \right) = \frac{\dot{m}_{S, torre\ de\ absorção}}{MM_{SO_2}} \quad (2.16)$$

$$\dot{m}_{SO_2, torre\ de\ absorção} \left( \frac{kg}{h} \right) = \dot{n}_{SO_2, torre\ de\ absorção} \times \left( \frac{MM_{SO_2}}{MM_S} \right) \quad (2.17)$$

Uma vez obtido o caudal molar de dióxido de enxofre para a torre de absorção ( $\dot{n}_{SO_2, torre\ de\ absorção}$ ), calculou-se o caudal volumétrico pela equação:

$$\dot{V}_{SO_2, torre\ de\ absorção} \left( \frac{m^3}{h} \right) = \frac{\dot{n}_{SO_2, torre\ de\ absorção}}{\dot{n}_{SO_2}} \quad (2.18)$$

Por forma a calcular o caudal mássico de S/ar ( $\dot{m}_{ar/S, queimador}$ ) e SO<sub>2</sub>/ar ( $\dot{m}_{SO_2/ar, queimador}$ ) que vai para a torre de absorção tiveram-se em consideração os valores de caudal mássico de ar industrial ( $\dot{m}_{ar, industrial}$ ) e de enxofre ( $\dot{m}_{S, alimentado}$ ) previamente calculados. Este cálculo é dado pelas equações 2.19 e 2.20.

O caudal mássico de SO<sub>2</sub>/ar para a torre de absorção ( $\dot{m}_{SO_2/ar, torre\ de\ absorção}$ ) é calculado tendo por base a equação 2.21.

$$\dot{m}_{S/ar, queimador} \left( \frac{kg}{h} \right) = \dot{m}_{ar, industrial} + \dot{m}_{S, alimentado} \quad (2.19)$$

$$\dot{m}_{SO_2/ar,queimador} \left( \frac{kg}{h} \right) = \dot{m}_{SO_2} + \dot{m}_{ar/S,queimador} \quad (2.20)$$

$$\dot{m}_{SO_2/ar,torre\ de\ absor\c\c{a}\o} \left( \frac{kg}{h} \right) = \dot{V}_{SO_2,torre\ de\ absor\c\c{a}\o} \times \frac{\dot{m}_{ar/SO_2}}{\dot{V}_{SO_2/ar,torre\ absor\c\c{a}\o+reatores}} \quad (2.21)$$

Posto isto, procedeu-se ao cálculo do caudal molar de oxigénio ( $\dot{n}_{O_2,queimador}$ ) e de  $N_2$  ( $\dot{n}_{N_2,queimador}$ ) que sai do queimador, considerando que sai todo o azoto que entrou, uma vez que este é um inerte no processo. Este cálculo é apresentado na equação 2.22.

$$\dot{n}_{O_2,queimador} \left( \frac{kmol}{h} \right) = \dot{n}_{O_2,industrial} \times 0,21 \quad (2.22)$$

#### **ÁREA VI - $SO_2$ /AR PARA OS REATORES PRIMÁRIOS DAS LINHAS R1, R2 E R3**

Começou-se por determinar os caudais molares de oxigénio e azoto para os reatores primários das linhas R1, R2 e R3, através das equações 2.23 e 2.24. Uma vez conhecido o caudal mássico de  $SO_2$ /ar que sai do queimador ( $\dot{m}_{SO_2/ar,queimador}$ ), bem como o caudal mássico de  $SO_2$ /ar que vai para a torre de absorção ( $\dot{m}_{SO_2/ar,torre\ de\ absor\c\c{a}\o}$ ), calculou-se o caudal mássico de  $SO_2$ /ar de entrada nos reatores primários das linhas R1, R2 e R3, pela equação 2.25 e 2.26.

$$\dot{n}_{O_2,reatores} \left( \frac{kmol}{h} \right) = \frac{\dot{V}_{SO_2,torre\ de\ absor\c\c{a}\o}}{\dot{V}_{ar/SO_2}} \times \dot{n}_{O_2,queimador} \quad (2.23)$$

$$\dot{n}_{N_2,reatores} \left( \frac{kmol}{h} \right) = \frac{\dot{V}_{SO_2,torre\ de\ absor\c\c{a}\o}}{\dot{V}_{ar/SO_2}} \times \dot{n}_{N_2,queimador} \quad (2.24)$$

$$\dot{m}_{SO_2/ar,reatores} \left( \frac{kg}{h} \right) = \dot{m}_{SO_2/ar,queimador} - \dot{m}_{SO_2/ar,torre\ de\ absor\c\c{a}\o} \quad (2.25)$$

Posto isto, calculou-se o caudal molar de  $SO_2$ /ar ( $\dot{n}_{SO_2/ar,reatores}$ ) antes dos misturadores de ar, por forma a calcular a proporção de  $SO_2$ /ar do caudal de  $SO_2$ /ar que é adicionada aos reatores secundários, tendo sempre presente que são três reatores primários, apresentadas pelas equações 2.26, 2.27, 2.28 e 2.29.

$$P\dot{V}_{SO_2/ar,reatores} = (\dot{n}_{SO_2/ar})c_{SO_2}RT_{SO_2,TA}$$

$$\Leftrightarrow \dot{n}_{SO_2/ar} \left( \frac{kmol}{h} \right) = \left( \frac{P\dot{V}_{SO_2/ar,reatores}}{RT_{SO_2,TA}} \right) / c_{SO_2,concentrada} \quad (2.26)$$

$$\dot{n}_{SO_2,reatores} \left( \frac{kmol}{h} \right) = \dot{n}_{SO_2,torre\ de\ absor\c{a}o+reatores} - \dot{n}_{SO_2,torre\ de\ absor\c{a}o} \quad (2.27)$$

$$\dot{n}_{ar,reatores} \left( \frac{kmol}{h} \right) = \left( \frac{\dot{n}_{SO_2,reatores}}{c_{SO_2,diluido}} \right) / 3 \quad (2.28)$$

Para determinar o caudal volumétrico de  $SO_2/ar$  ( $\dot{V}_{SO_2/ar,primários}$ ) para os reatores primários das três linhas, começou-se por calcular o caudal molar de oxigénio, azoto e dióxido de enxofre e  $SO_2/ar$  para os reatores primários das três sequências, segundo as equações 2.29, 2.30, 2.31 e 2.32. O caudal volumétrico de  $SO_2/ar$  nos reatores primários das três sequências é dado pela equação 2.33.

$$\dot{n}_{O_2,primários} \left( \frac{kmol}{h} \right) = \dot{n}_{O_2,queimador} - \dot{n}_{O_2,reatores} \quad (2.29)$$

$$\dot{n}_{N_2,primários} \left( \frac{kmol}{h} \right) = \dot{n}_{N_2,industrial} - \left( \frac{\dot{V}_{SO_2,torre\ de\ absor\c{a}o}}{\dot{n}_{S/ar,fundidor}} \times \dot{n}_{N_2,industrial} \right) \quad (2.30)$$

$$\dot{n}_{SO_2,primários} \left( \frac{kmol}{h} \right) = \dot{n}_{SO_2,torre\ de\ absor\c{a}o+reatores} - \dot{n}_{SO_2,torre\ de\ absor\c{a}o} \quad (2.31)$$

$$\dot{n}_{SO_2/ar,primários} \left( \frac{kmol}{h} \right) = \dot{n}_{N_2,primários} + \dot{n}_{O_2,primários} + \dot{n}_{ar,reatores} + \dot{n}_{SO_2,primários} \quad (2.32)$$

$$P\dot{V}_{SO_2/ar,primários} = \dot{n}_{ar,primários}RT_{SO_2,TA} \quad (2.33)$$

O caudal volumétrico de  $SO_2/ar$  ( $\dot{V}_{SO_2/ar,R3}$ ) para o reator primário da sequência R3 determinou-se segundo a equação:

$$\dot{V}_{SO_2/ar,R3} \left( \frac{m^3}{h} \right) = \frac{\dot{V}_{SO_2/ar,prim\acute{a}rios} \times \dot{m}_{S,R3+R3sec}}{\dot{m}_{S,R3+R3sec} \times \dot{m}_{S,R1+R1sec+R2+R2sec}} \quad (2.34)$$

A quantidade volumétrica para os reatores primários das linhas R1 e R2 ( $\dot{V}_{SO_2/ar,R1+R2}$ ) é dada pela equação:

$$\dot{V}_{SO_2/ar,R1+R2} \left( \frac{m^3}{h} \right) = \dot{V}_{SO_2/ar,prim\acute{a}rios} - \dot{V}_{SO_2/ar,R3} \quad (2.35)$$

#### **ÁREA VII - PROPORÇÃO DE $SO_2$ /AR PARA OS REATORES SECUNDÁRIOS DAS TRÊS LINHAS (R1sec, R2sec, R3sec)**

A percentagem de  $SO_2$ /ar que é enviada para os reatores secundários não é contabilizada e, por isso, para este estudo, foi importante saber esta quantidade. Para tal, considerando o caudal de enxofre para o reator primário da sequência R3 e as massas molares do enxofre e dióxido de enxofre, determina-se o caudal mássico de dióxido de enxofre ( $\dot{m}_{SO_2/R3}$ ) para o reator, que é patente pela equação 2.36.

$$\dot{m}_{SO_2,R3} = \frac{\dot{m}_{S,R3} \times MM_{SO_2}}{MM_S} \quad (2.36)$$

Já com o caudal mássico de dióxido de enxofre ( $\dot{m}_{SO_2,R3}$ ) para o reator primário da linha R3 e com o caudal mássico de ar/ $SO_2$  ( $\dot{m}_{SO_2/ar,reatores}$ ), representado na equação 2.25, calculou-se a proporção de  $SO_2$ /ar para o reator secundário da linha R3, em que esta é dada pela seguinte equação:

$$\%_{SO_2,R3} = \frac{\dot{m}_{S,R3} \times 100\%}{\dot{m}_{SO_2/ar,reatores}} \quad (2.37)$$

É importante mencionar que os caudais volumétricos de  $SO_2$ /ar para os reatores das três linhas são determinadas sob certas condições de pressão e temperatura específicas da instalação. No entanto, esta quantidade tem que ser calculada a condições de pressão e temperatura padrão considerando 1 atm e 20°C, cuja unidade representativa é  $m^3N/h$ .



Figura 2.1 - Diagrama processual da instalação dos produtos químicos - Processo Mathieson.

## CAPÍTULO III - MATERIAIS E MÉTODOS

Nesta secção de trabalho são descritos os métodos utilizados para a obtenção dos residuais de clorato de sódio no reator primário e torre de lavagem (stripper), ácido sulfúrico e concentração do dióxido de cloro no processo foi também abordada. É importante mencionar que no processo Mathieson são utilizadas três sequências de reatores (*R1*, *R2* e *R3*), ligados em paralelo, em que estas possuem um reator primário, secundário e stripper.

Posto isto, realizaram-se alguns ensaios à concentração de clorato de sódio e ácido sulfúrico no reator primário e na torre de lavagem (stripper) da sequência *R3*, de maneira a quantificar a quantidade de clorato de sódio que é enviada para o tanque de *Spent-Acid*, sabendo que este é o produto mais dispendioso da *The Navigator Company* – Complexo Industrial da Figueira da Foz. <sup>[32]</sup> Analisou-se, também a concentração de dióxido de cloro à saída da torre de absorção 4, visto que é um parâmetro importante na otimização da instalação.

As amostragens foram realizadas diariamente e, apenas, quando a instalação se encontrava estável, isto é, sem paragens, arranques ou grandes oscilações na produção diária de dióxido de cloro. Os ensaios experimentais foram efetuados recorrendo aos equipamentos do laboratório central de análises do complexo industrial da Figueira da Foz.

### 3.1 AMOSTRAGEM DA SOLUÇÃO DO REATOR PRIMÁRIO, DA TORRE DE LAVAGEM (STRIPPER) E DA TORRE DE ABSORÇÃO DE DIÓXIDO DE CLORO

Para a obtenção dos teores de clorato de sódio e o de ácido sulfúrico no reator primário e stripper das sequências *R1*, *R2* e *R3* do processo Mathieson foi necessário um conjunto de passos de acordo com o método de ensaio “Análise do Residual do Processo Mathieson”. Em relação, ao teor de dióxido de cloro da torre de absorção 4 o método utilizado foi “Análise do teor de dióxido de cloro na solução de dióxido de cloro”.

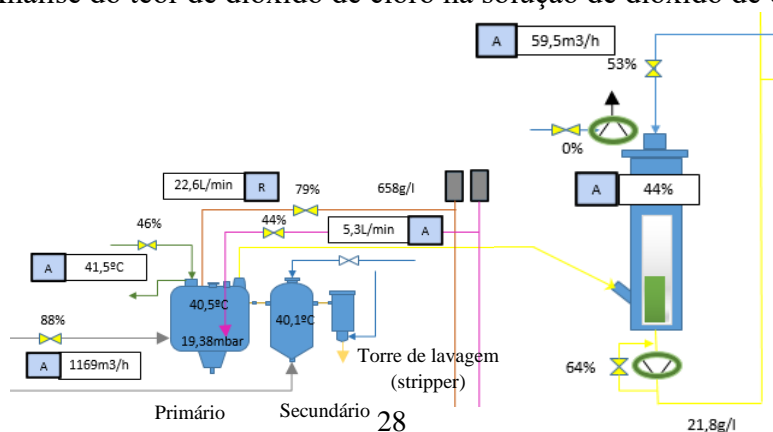


Figura 3.1 – Esquema dos reatores (primário, secundário e stripper) e torre de absorção de dióxido de cloro.

### 3.1.1 DETERMINAÇÃO DO TEOR DE CLORATO DE SÓDIO PARA O REATOR PRIMÁRIO, SECUNDÁRIO E TORRE DE LAVAGEM (STRIPPER) ( $NaClO_3$ ) [27]

Este método começa com a preparação da amostra recolhida transferindo 10 mL de solução do reator primário para um balão volumétrico de 100 mL, perfazendo com água desmineralizada. De seguida, realiza-se um ensaio em branco, isto é, transfere-se 25 mL da amostra diluída, 25 mL de água desmineralizada e 20 mL de uma solução de iodeto de potássio (KI) (10%) para um erlenmayer de 200 mL, onde se titula com tiosulfato de sódio ( $Na_2S_2O_3$ ) (0,1N), até se obter uma cor amarelo. Adicionam-se algumas gotas de solução indicadora de amido e continua-se a titulação até o desaparecimento da cor preta. Para o ensaio com a amostra, transfere-se 20 mL de solução de brometo de sódio (NaBr) (10%) e 100 mL de ácido clorídrico concentrado (HCl) (20%). Acrescentam-se 25 mL da amostra diluída, tapa-se e agita-se. Deixa-se repousar durante 5 minutos. Após este tempo, adiciona-se 200 mL de água desmineralizada e 20 mL de solução de iodeto de potássio (KI) (10%). Por fim, titula-se com uma solução de tiosulfato de sódio ( $Na_2S_2O_3$ ) (0,1N) até se obter uma cor amarelo e adicionam-se algumas gotas de solução indicadora de amido e continua-se a titulação até o desaparecimento da cor preta. O teor de clorato de sódio é dado por:

$$C_{NaClO_3, reator\ primário} \left( \frac{g}{L} \right) = (A - B) \times 3,55 \quad (3.1)$$

$$C_{NaClO_3, stripper} \left( \frac{g}{L} \right) = (A - B) \times 0,71 \quad (3.2)$$

Em que  $A$  representa o volume de tiosulfato de sódio gasto na titulação da amostra e  $B$  o volume de tiosulfato de sódio gasto na titulação do branco.

O procedimento é, em tudo, semelhante para a amostra recolhida da torre de lavagem (stripper, sendo que na figura 3.3 estão as etapas do ensaio da amostra do stripper das linhas R1, R2 e R3.

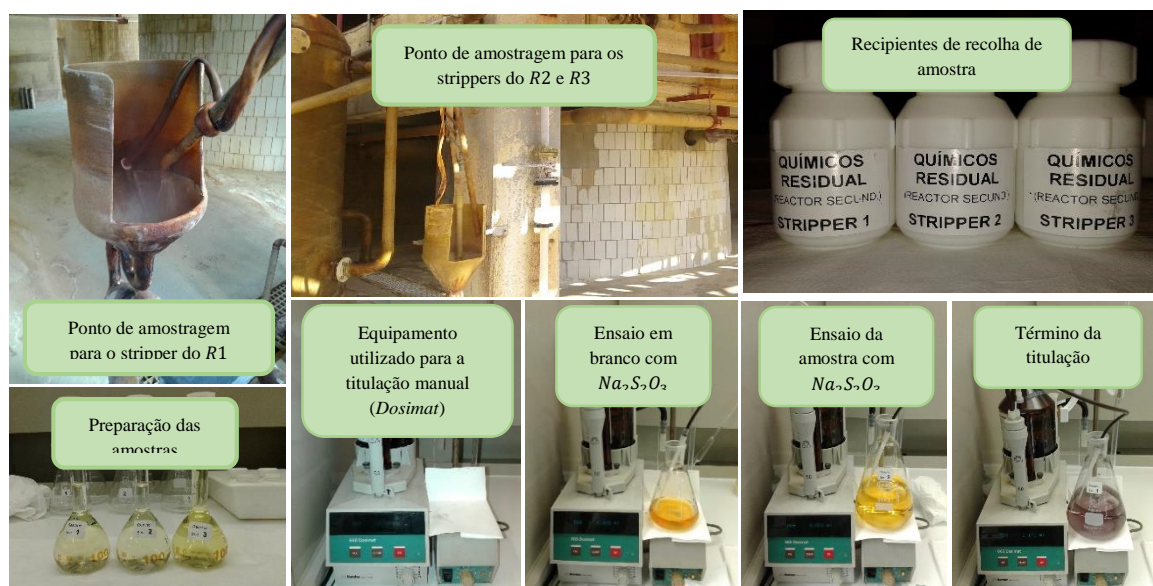


Figura 3.2 - Diferentes passos na execução experimental para a determinação da concentração de clorato de sódio presente nos strippers das sequências **R1**, **R2** e **R3**.

### 3.1.2 DETERMINAÇÃO DO TEOR DE ÁCIDO SULFÚRICO PARA O REATOR PRIMÁRIO E TORRE DE LAVAGEM (STRIPPER) ( $H_2SO_4$ ) <sup>[27]</sup>

Numa primeira fase, prepara-se a amostra recolhida transferindo 5 mL de solução do reator primário para um balão volumétrico de 100 mL perfazendo com água desmineralizada. Em seguida, para um copo de 250 mL, adicionar 50 mL de água desmineralizada. Pipeta-se 10 mL de amostra diluída do reator e titula-se com uma solução de hidróxido de sódio de 0.5N no titrando.

A concentração de ácido sulfúrico é expressa pela seguinte equação:

$$C_{H_2SO_4} \left( \frac{g}{L} \right) = V_{NaOH, titulado} \times MM_{H_2SO_4} \quad (3.3)$$

Na figura 3.3 estão representadas todas as etapas do ensaio experimental da amostra do residual do ácido sulfúrico do reator primário.





Figura 3.3 - Diferentes etapas da execução experimental para a determinação do ácido sulfúrico residual nos reatores primários das sequências **R1**, **R2** e **R3**.

### 3.1.3 DETERMINAÇÃO DO TEOR DE DIÓXIDO DE CLORO NA SOLUÇÃO DE DIÓXIDO DE CLORO ( $ClO_2$ ) <sup>[28]</sup>

Para um copo de 250 *mL*, transferir 50 *mL* de água desmineralizada, 15 *mL* de iodeto de potássio 1*N* e 5 *mL* de ácido sulfúrico a 20%. De seguida, com a ponta da pipeta volumétrica mergulhada no interior da mistura anterior, adicionar 5 *mL* de amostra e titula-se com tiosulfato de sódio 0,1*N*. A titulação termina quando desaparece a cor preta.

A concentração de dióxido de cloro, é dada por:

$$C_{ClO_2} \left( \frac{g}{L} \right) = V_{Na_2S_2O_3, titulado} \times 0,71 \quad (3.4)$$



Figura 3.4 - Diferentes passos na execução experimental para a determinação da concentração de dióxido de cloro nas torres de absorção.

## CAPÍTULO VI - RESULTADOS E DISCUSSÃO

De modo a atingir o objetivo, foi estipulado que este estudo incidiria na otimização de toda a instalação dos produtos químicos. Foram estudados e avaliados economicamente os parâmetros suscetíveis a estratégias de otimização da instalação, como a temperatura dos reatores primários e secundários, bem como a concentração de  $SO_2$ /ar para os reatores. Entenda-se que a instalação de fabrico do dióxido de cloro é de laboração contínua, o que significa há certas condições e regras que tem de ser seguidas com todo o cuidado e, por essa razão, estas duas variáveis processuais foram as únicas suscetíveis de modificação. Relembro que no processo Mathieson existe uma sequência de três reatores  $R1$ ,  $R2$  e  $R3$ , ligados paralelamente, em que cada sequência é constituída por um reator primário, secundário e torre de lavagem (stripper).

Importa referir que estes estudos foram efetuados em todos os reatores, contudo o seu efeito só foi avaliado na sequência  $R3$ , tendo sempre como base, não só, o residual de clorato de sódio, no reator primário e stripper, mas também a produção diária de dióxido de cloro e o seu rácio, relativamente aos consumos de clorato de sódio, enxofre e ácido sulfúrico.

### 4.1 EFEITO DA TEMPERATURA DOS REATORES PRIMÁRIOS E SECUNDÁRIOS

Tendo em vista o objetivo deste trabalho, começou-se por realizar um estudo preliminar do efeito da temperatura nos reatores primários e secundários das três sequências do processo Mathieson.

Note-se que são recomendáveis temperaturas nos reatores primários no intervalo de 35 a 42°C. Isto porque com temperaturas superiores a 42°C existe maior probabilidade de ocorrerem explosões. Para temperaturas inferiores a 38°C, existe o risco de se verificar cristalização.<sup>[25]</sup> A temperatura da fase líquida tem uma influência direta na temperatura da fase gasosa do reator primário da linha  $R3$ .

Assim, e recorrendo à plataforma *Honeywell's Uniformance® History Database*, recolheram-se os dados médios diários necessários a este estudo, como a temperatura da fase líquida e o caudal volumétrico de ácido sulfúrico, ambos para o reator primário da sequência  $R3$ , por um período de tempo de duas semanas (15 dias), em que a fase de testes começou

no dia 8 de fevereiro de 2016. A temperatura dos reatores primários e secundários foi aumentada nos reatores primários e secundários das sequências R1, R2 e R3. No entanto, só foi avaliado o efeito no reator primário da linha R3. Importa referir que o aumento da temperatura do reator primário não coincidiu com o aumento de temperatura do reator secundário, isto é, os aumentos de temperatura ocorreram com duas semanas de intervalo, em que o aumento ao reator primário foi no dia 8 de fevereiro de 2016, enquanto que ao reator secundário foi no dia 23 fevereiro de 2016.

Sabendo que o ácido sulfúrico é utilizado, somente, como catalisador da reação e, sabendo que, um aumento de temperatura aumenta a velocidade de reação, começou-se por aumentar, progressivamente, a temperatura da fase líquida do reator primário da linha R3 de 40,5°C para 41,5°C. Note-se que o aumento da temperatura da fase líquida não é proporcional ao aumento da temperatura da fase gasosa do reator primário da linha R3. Isto porque, a reação de formação de dióxido de cloro gasoso é exotérmica. [25]

A figura 4.1 representa a variação média do caudal volumétrico de ácido sulfúrico com a temperatura da fase gasosa do reator primário da linha R3, sendo que para uma temperatura que ronda os 40,11°C, o caudal de ácido sulfúrico é cerca de 5,72 l/min e para temperaturas de 41,15°C verifica-se um decaimento deste caudal transpondo para 4,58 l/min. Desde o aumento de temperatura da fase gasosa do reator primário, o caudal volumétrico de ácido sulfúrico sofreu uma redução de 1,14 l/min.

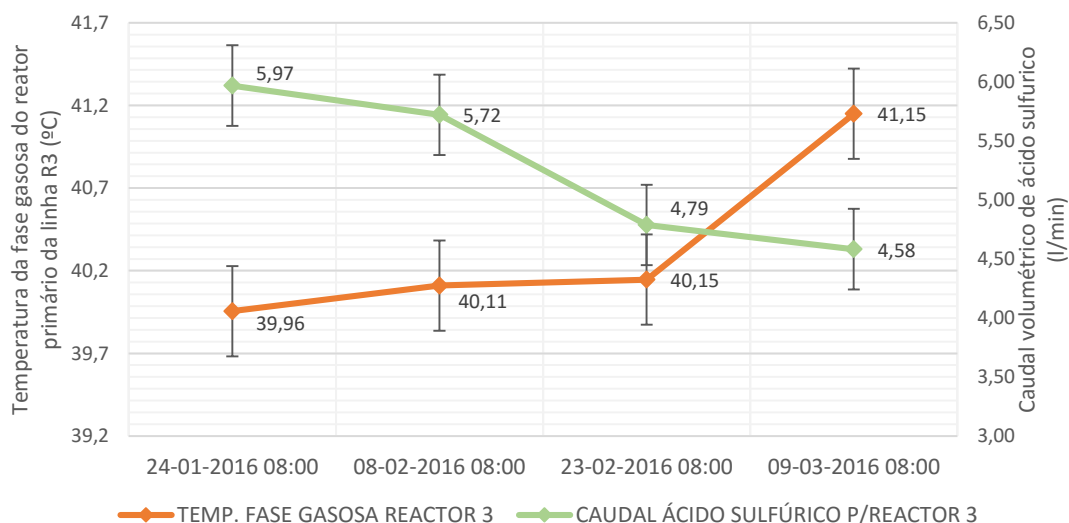


Figura 4.1 – Variação média do caudal volumétrico de ácido sulfúrico (*l/min*) com o aumento da temperatura fase gasosa (°C) no reator primário da linha **R3**, com a fase inicial de experiência a 8 de fevereiro de 2016.

Esta diminuição de caudal volumétrico de ácido sulfúrico no reator primário da sequência *R3* era previsível, sabendo que o ácido sulfúrico é utilizado, somente, como catalisador da reação. Motivo para o qual com o aumento da temperatura da fase gasosa do reator, a velocidade da reação iria aumentar, logo a quantidade de ácido sulfúrico iria sofrer um decréscimo. No entanto, com a figura 4.1 é evidente que entre o intervalo de temperaturas  $40,11^{\circ}\text{C}$  e  $40,15^{\circ}\text{C}$ , a diminuição do caudal volumétrico do ácido sulfúrico é bastante significativa, quando comparada à diminuição do caudal de ácido entre o intervalo de temperaturas  $40,15^{\circ}\text{C}$  e  $41,15^{\circ}\text{C}$ .

Na figura 4.2 está representada a variação média da concentração de ácido sulfúrico residual no reator primário da linha *R3* com o aumento da temperatura da fase gasosa do reator. Verificou-se que, até uma temperatura de  $40,15^{\circ}\text{C}$ , o residual de ácido sulfúrico no reator primário aumentava. No entanto, a partir da temperatura de  $40,15^{\circ}\text{C}$ , observou-se existiu uma diminuição mais significativa do residual de ácido sulfúrico.

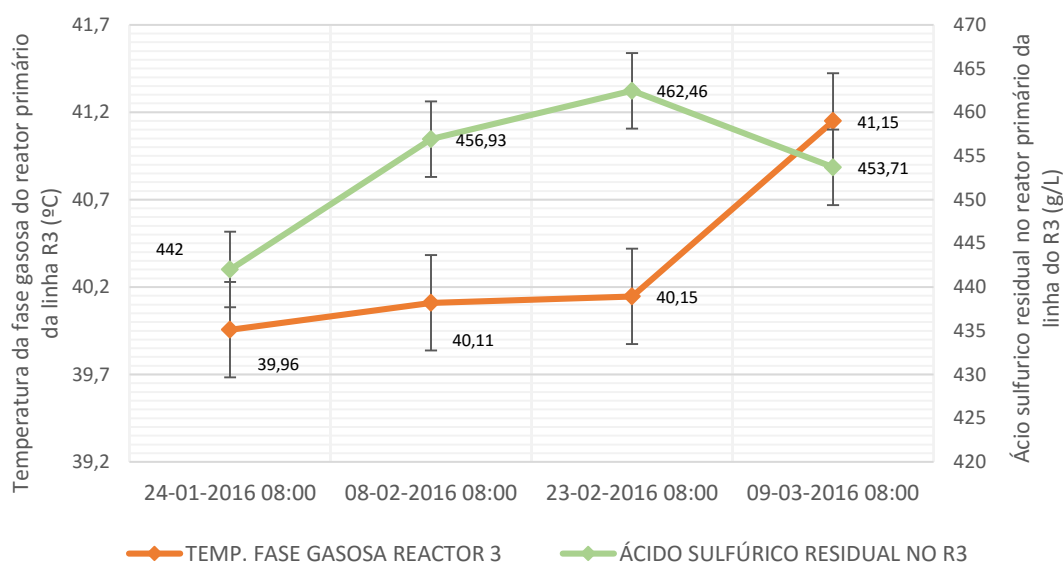


Figura 4.2 – Variação média do ácido sulfúrico residual ( $\text{g/L}$ ) com o aumento da temperatura fase gasosa no reator primário da linha **R3** ( $^{\circ}\text{C}$ ), com a fase inicial de experiência a 8 de fevereiro de 2016.

De um modo semelhante, estudou-se o efeito da temperatura do reator primário da sequência *R3* com o residual de clorato de sódio, representada pela figura 4.3. Ao analisá-la verificou-se que para uma temperatura de  $40,11^{\circ}\text{C}$  o valor da concentração de clorato de sódio residual era de  $19,54 \text{ g/L}$ , aumentando para  $20,05 \text{ g/L}$  com uma temperatura de  $40,15^{\circ}\text{C}$ . Para uma temperatura de  $41,15^{\circ}\text{C}$ , a concentração de clorato de sódio baixou para cerca de  $19,19 \text{ g/L}$ .

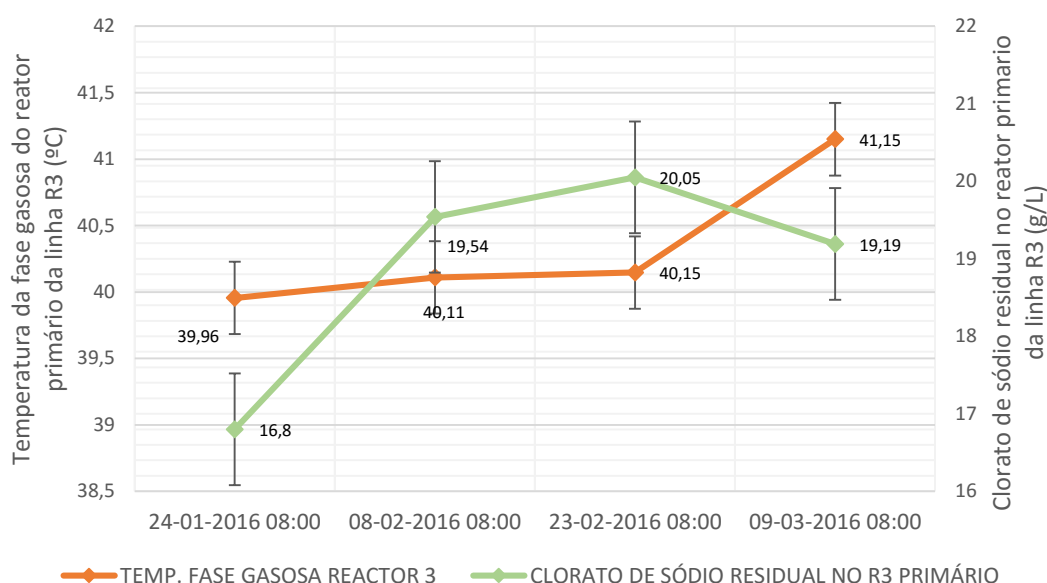


Figura 4.3 - Variação média da concentração de clorato de sódio residual ( $g/L$ ) com o aumento de temperatura da fase gasosa ( $^{\circ}C$ ) do reator primário da linha **R3**, com o início da experiência a 8 de fevereiro de 2016.

Existem duas explicações para a diminuição dos residuais de ácido sulfúrico e clorato de sódio. Estas prendem-se com o aumento da temperatura da fase gasosa do reator primário da linha **R3** e com a redução do caudal de  $SO_2$ /ar para o mesmo reator, como pode ser observado na tabela 4.1. A diminuição do caudal de  $SO_2$ /ar entre os dias 23 de fevereiro de 2016 e 9 de março de 2016 está, diretamente, relacionada com as possíveis causas identificadas para a perda de produção na tabela 4.2.

Tabela 4.1 – Caudal de  $SO_2$ /ar e residuais de clorato de sódio e ácido sulfúrico no reator primário da linha **R3**.

<i>Dia</i>	Residual de $H_2SO_4$ no reator primário da linha R3 ( $g/L$ )	Residual de $NaClO_3$ no reator primário da linha R3 ( $g/L$ )	Caudal de $SO_2$ /ar para o reator primário da linha R3 ( $m^3/h$ )
24 jan.	442,00	16,80	1039,98
8 fev.	456,93	19,54	1023,24
23 fev.	462,46	20,05	958,56
9 mar.	453,71	19,19	1017,97

Isto é, caso os residuais de ácido sulfúrico e clorato de sódio se afastem do valor objetivo pode-se aumentar a temperatura do reator ou adicionar ou diminuir a quantidade de  $SO_2$ /ar ao respetivo reator primário.

O intervalo de valores objetivo para a concentração de ácido sulfúrico nos reatores primários para produções normais é de  $450 \pm 10 \text{ g/L}$ .<sup>[19]</sup> Assim, um residual de ácido sulfúrico de  $453 \text{ g/L}$  é mais favorável comparativamente a um residual  $456 \text{ g/L}$ , pois existe menor diferença entre o valor obtido experimentalmente e o teórico estabelecido.<sup>[10]</sup>

Para o clorato de sódio, o intervalo de valores objetivo de residual no reator primário deve manter-se entre  $18 \text{ g/L}$  a  $20 \text{ g/L}$  para se conseguir uma reação mais completa.<sup>[26]</sup> De modo semelhante ao que acontece com o residual de ácido sulfúrico, um residual de clorato de sódio de  $20,05 \text{ g/L}$  é mais favorável.

A partir destes dados dos residuais de ácido sulfúrico e clorato de sódio no reator primário da linha R3 é possível afirmar que o aumento da temperatura aliado ao ajuste de caudal de  $SO_2$ /ar no reator primário da sequência R3 beneficia o valor dos residuais de ácido sulfúrico e clorato de sódio. Contudo, é importante manter-se uma certa estabilidade nos residuais, tanto de ácido sulfúrico como de clorato de sódio residual do reator, pois ao existir instabilidade, existem variações nos consumos de reagentes (clorato de sódio, ácido sulfúrico e enxofre) na produção de dióxido de cloro.

Posto isto, e avaliando o efeito do aumento de temperatura nos reatores secundários, sabe-se que estes estão equipados com uma serpentina, em que a sua temperatura pode ser aumentada fechando mais a válvula manual da água de refrigeração deste reator. É importante salientar que, pelo fato, de ser uma válvula manual o seu controlo (abertura e fecho) tem de ser executado no local.

Deste modo, aumentou-se, gradualmente, a temperatura do reator secundário R3, em que este aumento teve início a 23 de fevereiro de 2016. Ao aumentar a temperatura do reator secundário R3 registou-se, conforme ilustrado na figura 4.4, uma diminuição da concentração de clorato de sódio residual no stripper, sendo que para temperaturas de  $37,84^\circ\text{C}$  e  $41,52^\circ\text{C}$  tem-se uma concentração de  $2,29 \text{ g/L}$  e  $1,64 \text{ g/L}$ , respetivamente.

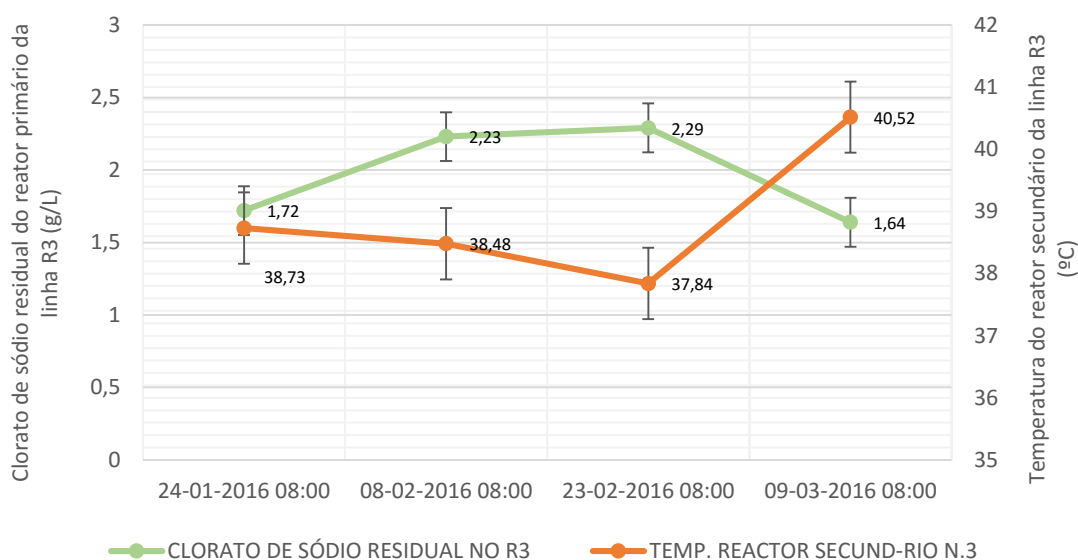


Figura 4.4 - Variação média do residual de clorato de sódio ( $g/L$ ) no stripper da linha **R3** com o aumento da temperatura do reator secundário ( $^{\circ}C$ ) da linha **R3**.

Ao avaliar a figura 4.4 notou-se que houve um decréscimo de temperatura do reator secundário e um aumento do residual de clorato de sódio. Contudo, quando se aumentou a temperatura do reator secundário da sequência **R3** foi evidente a diminuição do residual do clorato de sódio. Esta diminuição relaciona-se com duas possíveis causas. Em primeiro lugar, a eficácia do reator secundário da linha **R3**. Ou seja, de um residual de clorato de sódio de, aproximadamente,  $19,54\text{ g/L}$ , no reator primário, passa para um residual de clorato no stripper de  $2,23\text{ g/L}$ , o equivalente a uma redução de  $17,31\text{ g/L}$ . Em segundo lugar, a tendência de redução pressupõe que o aumento de caudal de  $SO_2/ar$  no reator secundário, em conjunto com o aumento da temperatura deste reator, tende a diminuir o residual de clorato de sódio nos reatores primários, secundários e strippers. <sup>[19]</sup>

Posto isto, recolheram-se e analisaram-se quatro amostras ao reator secundário da linha **R3**, verificando-se que a diferença entre o residual de clorato de sódio do secundário para o stripper era de, em média,  $0,05\text{ g/L}$ . Importa referir que não é comum a recolha de amostras do reator secundário e, por essa razão, só com o conhecimento e perícia dos operadores mais antigos da instalação é que se conseguiu recolhê-las.





A – Válvula manual do reator secundário da linha **R3**.

B – Ponto de recolha da amostra do reator secundário da linha **R3**.

Figura 4.5 - Sequência da recolha de amostras do reator secundário da linha R3.

Combinando o aumento da temperatura nos reatores primário e secundário da linha R3 com os consumos dos reagentes (clorato de sódio, ácido sulfúrico e enxofre) avaliou-se a produção de dióxido de cloro, como é patente pela figura 4.6. Desde o dia 24 de janeiro de 2016, ainda antes do aumento da temperatura do reator primário e secundário da sequência R3, já se verificava uma diminuição na produção de dióxido de cloro. Contudo, este aspeto irá ser discutido, de forma pormenorizada, mais adiante.

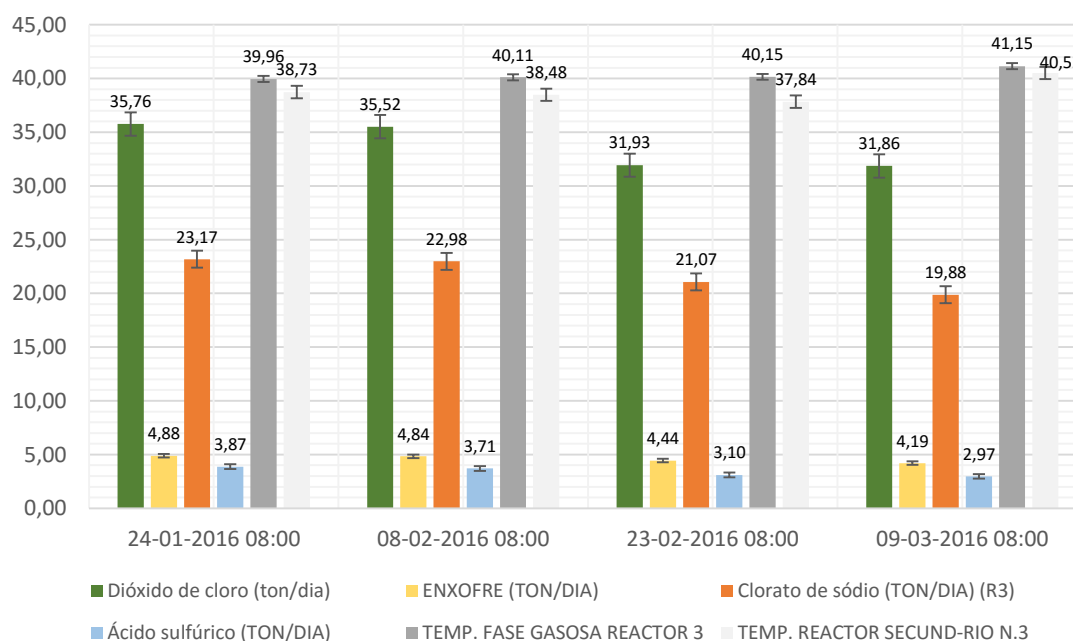


Figura 4.6 – Consumo médio de clorato de sódio, enxofre e ácido sulfúrico (**ton/dia**) com o aumento da temperatura da fase gasosa (**°C**) do reator primário e secundário da linha **R3** e com a produção diária de dióxido de cloro (**g/L**).



A partir desta figura foi possível inferir a perda de produção de dióxido de cloro de 3,61 *ton/dia*. Observou-se um aumento da temperatura da fase gasosa do reator primário e secundário da linha R3 de 1,04 °C e 2,58°C, respectivamente. Este gráfico mostra também que houve diminuição de consumo de clorato de sódio, ácido sulfúrico e de enxofre de, aproximadamente, 3,1 *ton/dia*, 0,74 *ton/dia* e 0,65 *ton/dia*, respectivamente a partir do dia 8 de fevereiro de 2016. Esta relaciona-se, diretamente, com um decréscimo da produção de dióxido de cloro, visto que menor produção de dióxido de cloro, implica menor consumo de reagentes (clorato de sódio, ácido sulfúrico enxofre).

Por outro lado, associado ao consumo dos reagentes estão os quilogramas de dióxido de cloro produzidos por quilogramas de clorato de sódio, ácido sulfúrico e enxofre gasto (kg  $ClO_2$ /kg  $NaClO_3$ , kg  $ClO_2$ /kg S e kg  $ClO_2$ /kg  $H_2SO_4$ ). Estes representam o rácio da produção de dióxido de cloro do reator primário da linha R3, que equivale à eficiência do reator.

Na figura 4.7 está representado o rácio de produção de dióxido de cloro do reator primário da sequência R3 com o aumento da temperatura do reator primário e secundário R3. Atente que o aumento da temperatura nos reatores resultou num acréscimo do rácio de produção de dióxido de cloro em relação aos reagentes e, naturalmente, num aumento de eficiência do reator primário da linha R3.

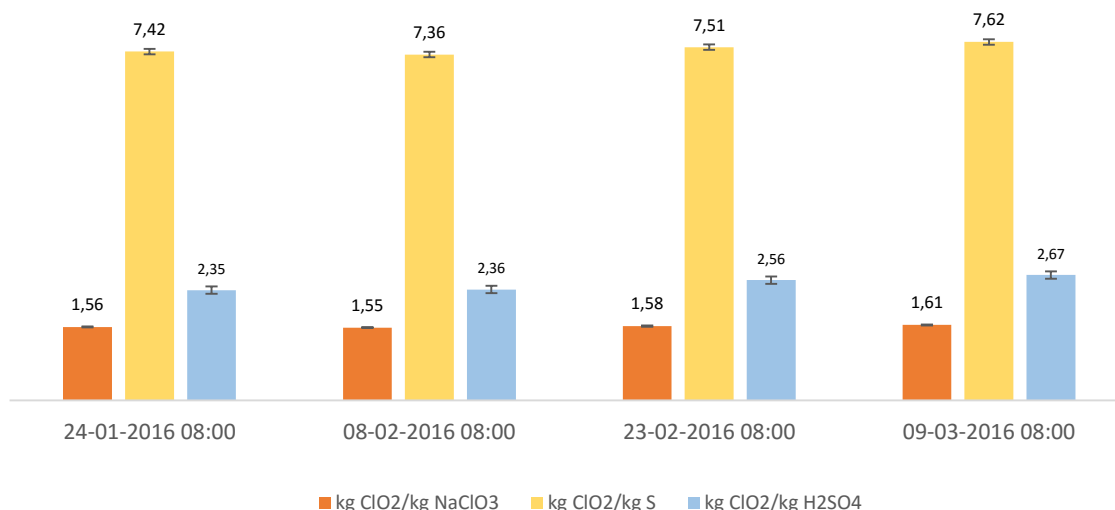


Figura 4.7 – Rácio de produção do dióxido de cloro do reator da linha **R3** relativamente aos consumos de clorato de sódio, enxofre e ácido sulfúrico.

Comparando as figuras 4.6 e 4.7 observa-se que, embora haja um aumento no rácio e na eficiência de produção de dióxido de cloro, a sua produção diária diminuiu. Todavia, com esta diminuição na produção diária é visível a diminuição no consumo dos reagentes.

Na figura 4.8 é exposta a produção média de dióxido de cloro (*ton/dia*) com o consumo de clorato de sódio, enxofre e ácido sulfúrico.

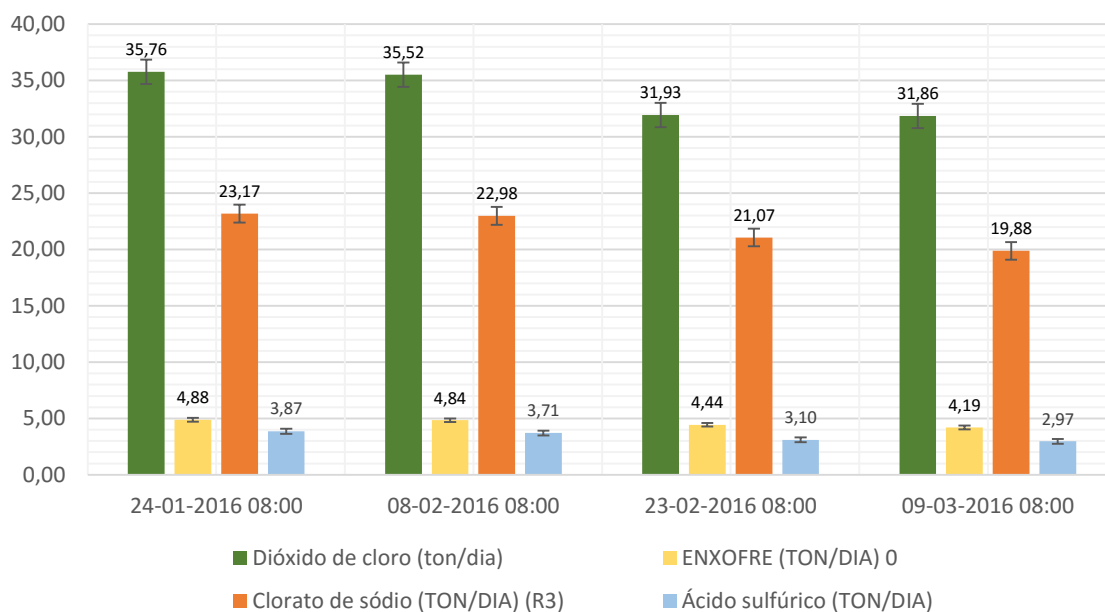


Figura 4.8 – Produção média do dióxido de cloro (*ton/dia*) relativamente aos consumos dos reagentes.

De acordo com as figuras 4.7 e 4.8, respetivamente, verificou-se que maior produção de dióxido de cloro envolve maior consumo de clorato de sódio, enxofre e ácido sulfúrico.

Com a figura 4.8 observou-se que houve uma redução de produção de dióxido de cloro de 3,51 *ton/dia*. Inicialmente, pressupôs-se que esta redução se relacionava com o aumento da temperatura do reator primário e secundário da linha do R3. No entanto, verificou-se que, antes aumento da temperatura aos reatores primários e secundários (24 de janeiro de 2016 – 8 de fevereiro de 2016), já existia uma redução de 0,25 *ton/dia* na produção de dióxido de cloro, pelo que se assume que o aumento de temperatura não provocou a sua redução. Este decréscimo pode dever-se a vários fatores, provavelmente, à perda de vácuo. Esta pode ser causada devido a diversos problemas processuais, como por exemplo, exaustores nas torres de absorção parados, correia(s) do(s) exaustores partida(s) e uma ou mais tampas de segurança na boca do reator fora. <sup>[19]</sup>

À parte deste estudo, e para confirmar que a perda de produção se devia à perda de vácuo no reator, julgou-se pertinente investigar as causas recorrendo a uma cronologia de acontecimentos referentes à linha R3, entre os dias 24 de janeiro de 2016 a 8 de março de 2016. Estes resultados são apresentados na tabela 4.2.

Tabela 4.2 – Principais problemas processuais referentes à linha R3.

Data	Observação
4 fev. / 11 fev. / 18 fev.	Intervenção mecânica na torre de absorção 4 de dióxido de cloro (substituição das <i>polies</i> e das correias do exaustor).
19 fev. / 21 fev.	Desarme do reator da linha R3 por baixo vácuo.
29 fev.	Entrada de ar para o reator primário da linha R3 pela tampa.
1 mar.	Entrada de ar pela tampa do reator primário da sequência R3, vedada com silicone.
4 mar.	Colocado um O-Ring na tampa do reator primário da linha R3.

Com esta cronologia prevê-se que as possíveis causas para a diminuição de produção média de dióxido deveram-se à perda de vácuo. Porém, uma vez solucionada a fuga de ar do reator primário da linha R3, a tendência de diminuição do vácuo era cada vez maior e, por essa razão, resolveu-se fazer uma tendência com o vácuo, o caudal de água à torre de absorção 4 de dióxido de cloro e o caudal de  $SO_2$ /ar para o reator, a partir de 24 de janeiro de 2016 até 23 de fevereiro de 2016. Note-se que o vácuo é uma limitação a maior produção de dióxido de cloro, pois nas torres de absorção de dióxido de cloro estão instalados exaustores que colocam os reatores primários, secundários e strippers em vácuo, arrastando assim todo o dióxido gasoso para a base da torre. No topo desta, existe uma entrada de água, que foi previamente arrefecida no *Chiller* para cerca de  $8^{\circ}C$ , para absorver o dióxido de cloro gasoso em contra corrente, obtendo-se assim a solução de dióxido de cloro. <sup>[19]</sup> Por essa razão, a introdução de maior ou menor quantidade de água à torre de absorção e de  $SO_2$ /ar aos reatores relaciona-se, de forma direta, com a variação do vácuo.

Na figura 4.9 está representada a variação do vácuo do reator primário da linha *R3* com o caudal de água para a torre de absorção 4 e de  $SO_2$ /ar para o reator primário. Com esta tendência verificou-se claramente que, embora, o vácuo tenha aumentado, houve uma diminuição do caudal de água para a torre de absorção e de  $SO_2$ /ar para o reator.

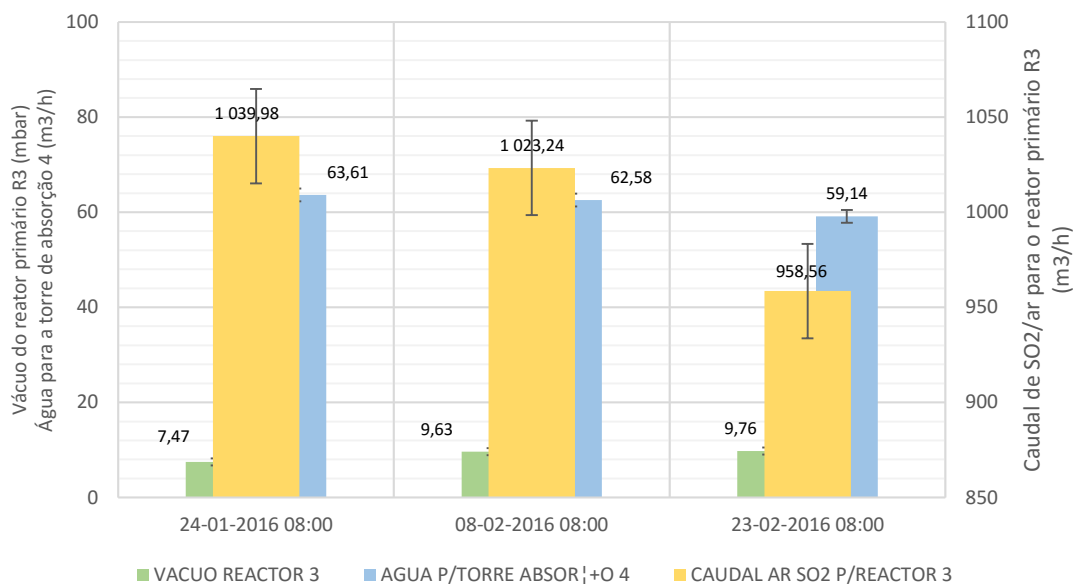


Figura 4.9 - Variação média do vácuo do reator primário **R3** com o caudal de água à torre de absorção 4 e com o caudal de  $SO_2$ /ar ( $m^3/h$ ).

O intervalo de valores normais de operação de vácuo no reator primário da sequência *R3* é de 6 a 14 *mbar*, sendo que estes valores dependem da produção de dióxido de cloro. Isto é, um valor de vácuo mais baixo leva a que a produção de dióxido de cloro seja maior, em que a figura 4.10 é um exemplo disso mesmo.

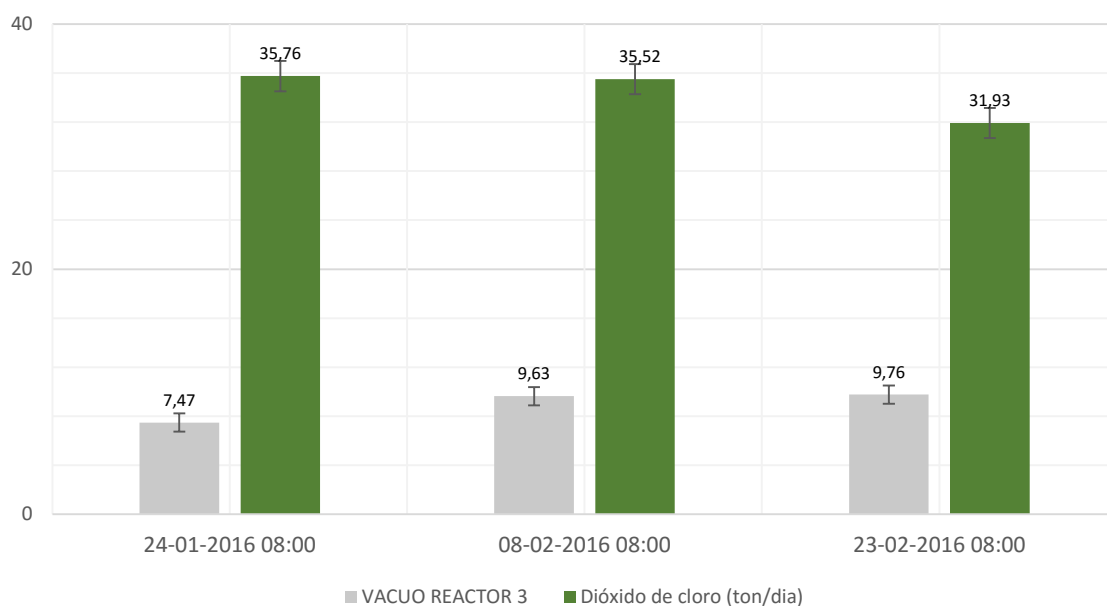


Figura 4.10 – Variação do vácuo (**mbar**) com a produção de dióxido de cloro (**ton/dia**).

## 4.2 EFEITO DA CONCENTRAÇÃO DE $SO_2$ /AR

Por forma a perceber como responde a concentração do dióxido de cloro ao efeito da concentração de  $SO_2$  para os reatores, começou-se por aumentar a concentração de  $SO_2$  imediatamente depois dos misturadores de ar de diluição. Assim, com a plataforma *Honeywell's Uniformance® History Database* recolheram-se os valores de concentração diária de  $SO_2$  e de clorato de sódio no tanque de alimentação, por um período de tempo de 15 dias, em que este período de ensaios começou no dia 9 de março de 2016.

Note-se que a temperatura do reator primário e secundário continuou nos valores 41,15 °C e 40,52 °C, respetivamente, para tentar conciliar este novo estudo com os resultados positivos do anterior.

Para estudar o efeito da concentração de  $SO_2$ /ar antes dos misturadores de diluição de ar, começou-se por aumentar a concentração de  $SO_2$ /ar à entrada. Esta concentração é importante para o bom funcionamento da instalação, uma vez que revela a eficiência da queima de enxofre. Significa que quanto mais elevada for a concentração, mais eficiente é a queima de enxofre, para formar o  $SO_2$ . No entanto, a *Cellchem* garante que uma concentração de  $SO_2$  de 16 mol  $SO_2$ /mol ar é suficiente. <sup>[19]</sup>

Em condições estabilizadas pode-se chegar a concentrações mais elevadas como  $20 \text{ mol SO}_2/\text{mol ar}$ , contudo trabalhar a  $21 \text{ mol SO}_2/\text{mol ar}$ , o que significaria não ter excesso de oxigênio, seria a situação ideal por forma a garantir elevadas produções de  $\text{SO}_2$  e produções nulas de  $\text{SO}_3$ . Este é o produto da reação onde existe excesso de oxigênio.

Ao longo do tempo, conseguiu-se um compromisso

de operação da instalação com uma concentração média de  $17 \text{ mol SO}_2/\text{mol ar}$ , como está assinalado no esquema representado pela figura 4.10.

Com o aumento da concentração de  $\text{SO}_2/\text{ar}$  antes dos misturadores de diluição de ar, e, nesta ordem de ideias, aumentou-se a concentração  $\text{SO}_2/\text{ar}$ , depois dos misturadores de diluição de ar. A concentração do  $\text{SO}_2/\text{ar}$  deveria estar compreendida entre  $9 \text{ mol SO}_2/\text{mol ar}$  a  $10 \text{ mol SO}_2/\text{mol ar}$ .<sup>[19]</sup> Porém, segundo a literatura, o aumento da concentração de  $\text{SO}_2/\text{ar}$  pressupõe o aumento da quantidade de  $\text{SO}_2$  e a diminuição da quantidade de ar. A quantidade de  $\text{SO}_2$  promove o vácuo do reator primário e a formação de dióxido de cloro pela adição de água às respetivas torres de absorção.

Posto isto, e tendo em consideração a experiência de operação dos operadores, aumentou-se esta concentração, progressivamente, chegando a um valor médio de  $11,94 \text{ mol SO}_2/\text{mol ar}$ . Note-se que este aumento da concentração de  $\text{SO}_2/\text{ar}$  pode ter consequências negativas, a longo prazo. Isto é, com este aumento de concentração, pode haver detioração mais rápida dos equipamentos, nomeadamente, das linhas de  $\text{SO}_2/\text{ar}$  para os reatores.

Com a figura 4.12 avaliou-se a influência do aumento da concentração de  $\text{SO}_2/\text{ar}$  na concentração de clorato de sódio residual no reator primário da linha R3. Constatou-se uma diminuição de  $0,84 \text{ g/L}$ , entre os dias 23 de fevereiro de 2016 e 24 de março de 2016, com o aumento da concentração de  $\text{SO}_2/\text{ar}$ .

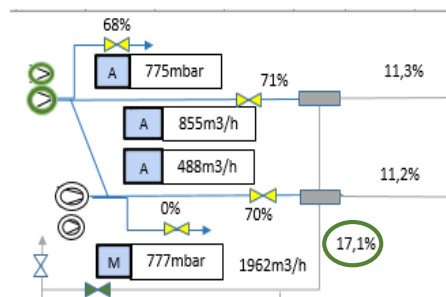


Figura 4.11 – Esquema da concentração  $\text{SO}_2/\text{ar}$  antes dos misturadores de diluição de ar.

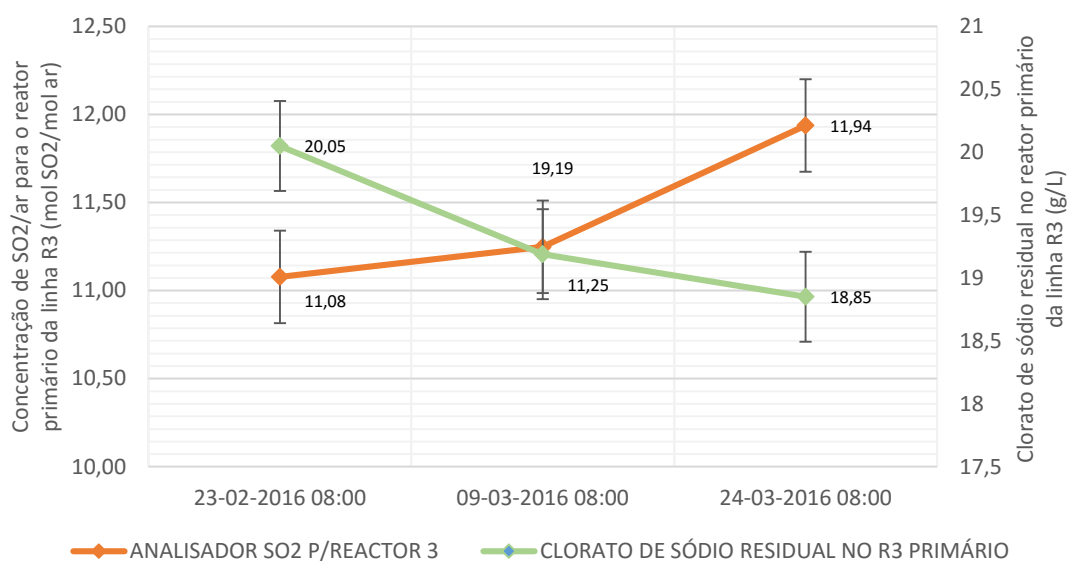


Figura 4.12 – Variação média da concentração de clorato de sódio residual ( $g/L$ ) no reator primário da linha **R3** com o aumento da concentração de  $SO_2/ar$  ( $mol\ SO_2/mol\ ar$ ), em que a fase de testes começou a 9 de março de 2016.

Esta diminuição era expetável pois, sabendo que houve um aumento da concentração de  $SO_2/ar$  e que caudal deste para o reator primário da sequência **R3** se manteve constante ( $1020\ m^3/h$ ), a quantidade mássica de clorato de sódio ( $kg/min$ ), que é introduzida no reator primário, vai sofrer uma redução mais eficaz pois existe maior quantidade de  $SO_2$  e menor quantidade de ar.

A tendência de redução do residual de clorato de sódio no reator primário **R3** relaciona-se, diretamente, com a diminuição da quantidade de clorato de sódio que é enviado para o reator secundário, stripper e tanque de *Spent-Acid*. Assim, quanto menor a quantidade de clorato de sódio enviada o tanque de *Spent-Acid*, consegue-se afirmar que existe maior aproveitamento do clorato de sódio na sequência do reator primário, secundário e stripper, tendo em consideração o intervalo de valores objetivo definido pela operação ( $1\ g/L$  a  $3\ g/L$ ). Complementarmente, no subcapítulo 4.2 é mencionado que o intervalo de operação, para se obter uma reação mais completa, é de  $18\ g/L$  a  $20\ g/L$ . Contudo, atentando nas figuras 4.12 e 4.13, para um residual de clorato de sódio no reator primário de  $20,05\ g/L$ , tem-se  $2,29\ g/L$  no stripper, e para um residual de clorato de sódio de  $18,85\ g/L$  no reator primário, tem-se  $1,29\ g/L$  no stripper da linha do **R3**.

Isto indica que, para um residual de 18,85 g/L existe menor quantidade de clorato de sódio enviada para o tanque de *Spent-Acid*, o que acaba por ser mais favorável.

Na figura 4.13 estudou-se o efeito do aumento da concentração de  $SO_2$ /ar na concentração de clorato de sódio residual no stripper da sequência R3.

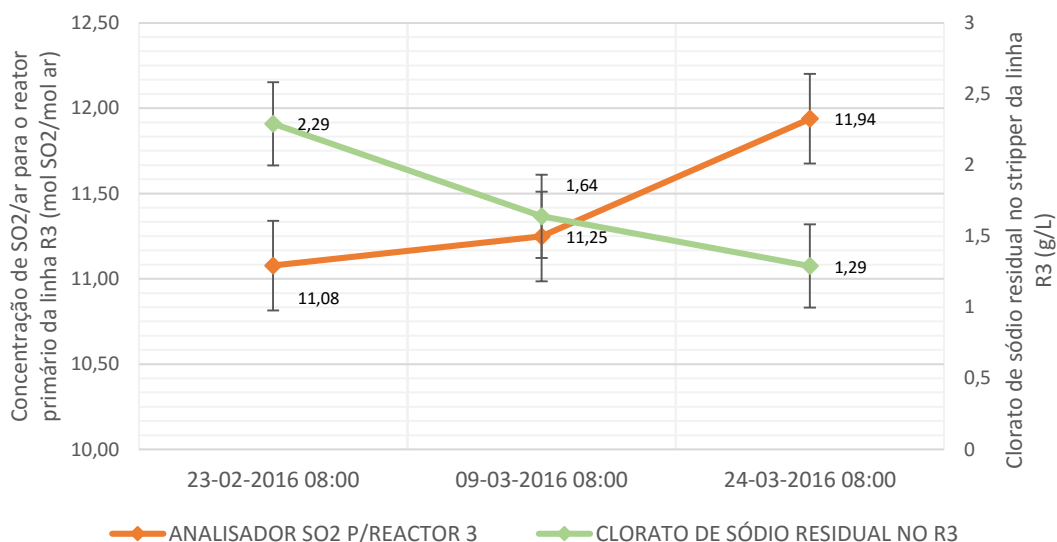


Figura 4.13 - Variação média da concentração de clorato de sódio residual (g/L) no stripper da linha R3 com o aumento da concentração de  $SO_2$ /ar (mol  $SO_2$ /mol ar), em que a fase de testes começou a 9 de março de 2016.

Os dados apresentados pela figura 4.13 mostram que se obteve uma redução do valor do residual de clorato de sódio no stripper de 0,35 g/L desde o dia 9 de março de 2016. Esta redução deve-se à eficácia do reator secundário, como já foi mencionado, e à existência de uma entrada de  $SO_2$ /ar para os reatores secundários. A entrada de  $SO_2$ /ar é controlada através de uma válvula manual (figura 4.14), que aquando o início da fase de teste se abriu ligeiramente. Segundo o balanço material (CAPÍTULO II) a percentagem de  $SO_2$ /ar no reator secundário da linha R3 passou de 8,05% para 8,80%.



Figura 4.14 – Válvula manual de  $SO_2$ /ar para o reator secundário da linha R3.



Posto isto, e atentando na abertura da válvula manual de ar, sabe-se que esta influencia, de fato, o vácuo do reator primário da sequência R3. Isto é, como a sequência do reator primário, secundário e stripper estão em transbordo, quando se abrem mais as válvulas de  $SO_2$ /ar e de ar para o secundário e stripper, respectivamente, existe uma redução de vácuo do reator primário.

Outra das possibilidades, incide no aumento da temperatura do reator secundário que pode ter fomentado, em conjunto, com o aumento da concentração de  $SO_2$ /ar, a diminuição do residual de clorato de sódio no reator secundário e stripper da respectiva, sequência.

Em relação aos resultados obtidos da concentração de clorato de sódio residual no stripper da linha do R3, importa perceber se esta diminuição de clorato de sódio residual no stripper era desfavorável à formação de dióxido de cloro. Deste modo, o fato da concentração de clorato de sódio residual do stripper ser inferior a  $1\text{ g/L}$ , poderia significar que não estaria a chegar clorato de sódio suficiente ao stripper, por forma a ser reduzido pelo anidrido sulfuroso. Este, também, provém da entrada de  $SO_2$ /ar que nele existe, podendo haver algum sulfuroso que chegasse ao topo do reator secundário anulando uma molécula de dióxido de cloro. <sup>[19]</sup> No entanto, uma das formas de isto se verificar é averiguar a cor do transbordo do reator secundário para o stripper. Isto é, quando a cor que se vê através dos visores é amarela (figura 4.15), significa que existe dióxido de cloro no líquido, caso contrário é transparente, que poderia indicar a presença/formação de ácido clorídrico ( $HCl$ ). <sup>[19]</sup>

Ao observar a mistura, é visível o transbordo do líquido do reator secundário para o stripper. No entanto, no local é notório a passagem do dióxido de cloro gasoso em contra corrente para a linha da fase gasosa.



Figura 4.15 - Visor de transbordo do reator secundário para o stripper da linha R3.

Outra das formas de verificar se existe formação de ácido clorídrico é analisando a concentração de dióxido de cloro. Isto é, se houvesse formação de ácido clorídrico, era evidente uma diminuição brusca da concentração de dióxido de cloro, o que não se verificou, muito pelo contrário, passando de 22,15 g/L para 22,68 g/L. <sup>[19]</sup>

De acordo com a figura 4.16, ao avaliar-se a produção de dióxido de cloro, com um aumento da concentração de  $SO_2$ /ar, verificou-se que houve um aumento na produção diária de dióxido de cloro de 1,44 ton/dia entre os dias 9 de março de 2016 e 24 de março de 2016, pelo que se considera que o aumento de concentração de  $SO_2$ /ar, favorece a produção diária de dióxido de cloro.

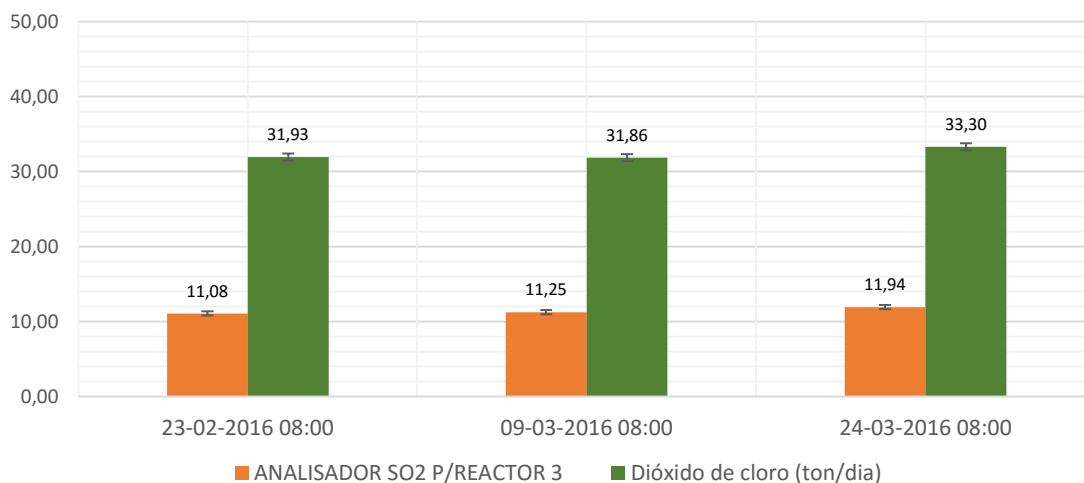


Figura 4.16 - Variação da concentração de  $SO_2$ /ar ( $mol\ SO_2/mol\ ar$ ) com a produção diária de dióxido de cloro ( $g/L$ ).

Posto isto, compararam-se os consumos dos reagentes (clorato de sódio, ácido sulfúrico e enxofre) com o aumento da concentração de  $SO_2$ /ar e com a produção diária de dióxido de cloro, como é demonstrado na figura 4.17. Relativamente ao consumo de clorato de sódio, verificou-se um aumento percentual de 7,29% com o aumento da concentração de  $SO_2$ /ar, entre os dias 9 de março de 2016 e 24 de março de 2016, para o reator primário R3. Deste modo, concluiu-se que um aumento de concentração de  $SO_2$ /ar envolve um aumento de consumo de clorato de sódio, enxofre e ácido sulfúrico. Isto acontece, pois existe uma maior redução do clorato de sódio pelo  $SO_2$ , ou seja, a reação tende a ser mais completa.

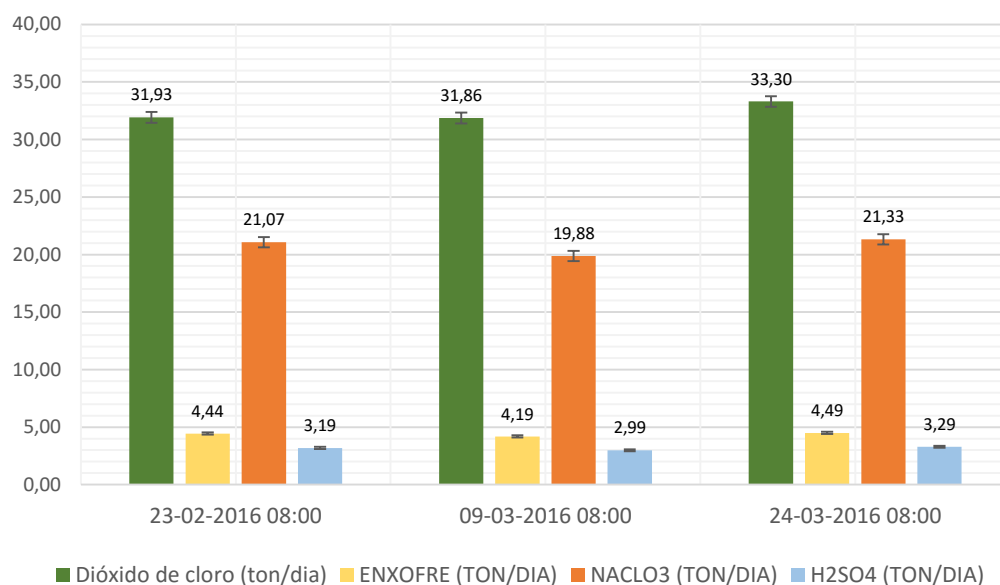


Figura 4.17 – Variação média do consumo de clorato de sódio, enxofre e ácido sulfúrico (**ton/dia**) do reator primário da linha **R3** com a produção diária de dióxido de cloro (**ton/dia**).

Nesta ordem de ideias, ao aumentar a concentração de  $SO_2$ /ar para o reator primário **R3**, o consumo de enxofre também aumenta. Para aumentar a concentração de  $SO_2$ /ar é necessário aumentar a quantidade mássica de enxofre para queima para formar o  $SO_2$ . Verificou-se um aumento de enxofre para o reator da linha **R3** em 0,30 *ton/dia*. Relembro que a quantidade de enxofre para o reator primário da linha **R3** foi estimada pelo balanço mássico à instalação. Como já foi mencionado, constatou-se que houve um aumento de produção de dióxido de cloro, pelo que se pode concluir que um aumento de concentração de  $SO_2$ /ar promove a produção do dióxido de cloro.

Deste modo, comparou-se o rácio da produção de dióxido de cloro do reator primário da sequência **R3**, em relação ao consumo de clorato de sódio, enxofre e ácido sulfúrico, com o aumento da concentração de  $SO_2$ /ar. Ao analisar a figura 4.18, verificou-se que com o aumento da concentração de  $SO_2$ /ar, houve uma diminuição do rácio de produção de dióxido de cloro e, conseqüentemente, na eficiência do reator da linha **R3**. No entanto, a produção diária do dióxido de cloro aumentou, em conjunto com o consumo de reagentes.

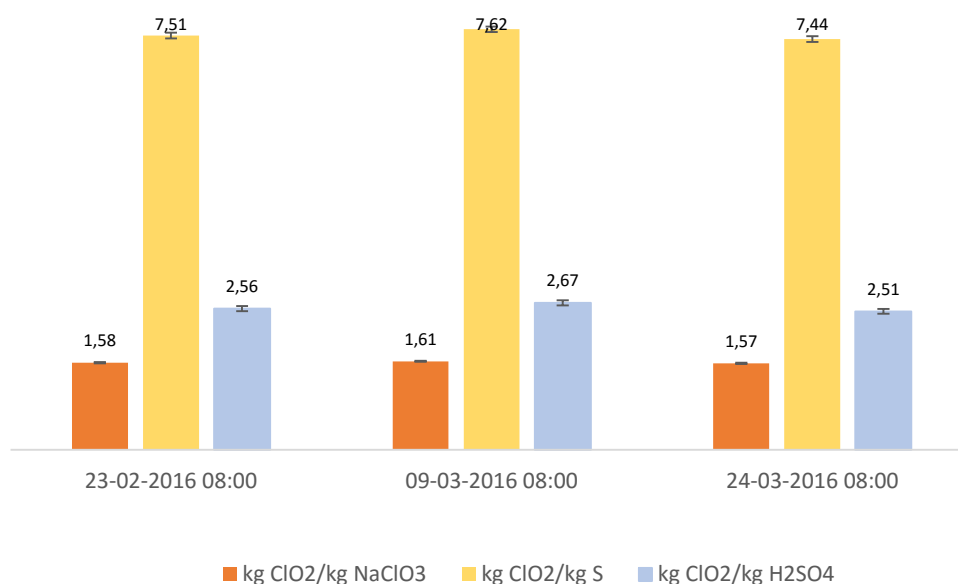


Figura 4.18 – Rácio da produção de dióxido de cloro em relação aos consumos de reagentes referentes ao reator primário da linha **R3**.

De relembrar, a propósito, que este decréscimo pode ser atribuído a: um maior consumo de reagentes (clorato de sódio, ácido sulfúrico e enxofre), ou a possível formação de ácido clorídrico. Contudo, se houvesse formação de ácido clorídrico, a concentração de dióxido de cloro, pois, como já havia sido referido, descia drasticamente. <sup>[19]</sup>

Posto isto, optou-se por continuar a experiência do aumento da concentração de ar/ $SO_2$  por mais 15 dias (24 de março de 2016 – 8 de abril de 2016), devido à diminuição significativa do clorato de sódio residual no stripper, relembrando que é um dos principais objetivos do estudo. Deste modo, manteve-se a concentração de  $SO_2$ /ar no valor de, aproximadamente,  $11,94 \text{ mol } SO_2/\text{mol ar}$ , e avaliou-se a produção diária de dióxido de cloro (*ton/dia*).

Como ilustra a figura 4.19, observou-se uma diminuição significativa de produção de dióxido. No entanto, por forma a compreender a redução abrupta na produção do dióxido de cloro, fez-se uma tendência com a concentração de  $SO_2$ /ar, consumos de clorato de sódio, enxofre e ácido sulfúrico, caudal de água para a torre de absorção 4 e, ainda, a abertura da válvula de água para a mesma. Fez-se uma tendência abrangendo a *tag* da abertura de válvula da água para a torre de absorção de dióxido de cloro pois existiam suspeitas da existência de uma fuga de ar.

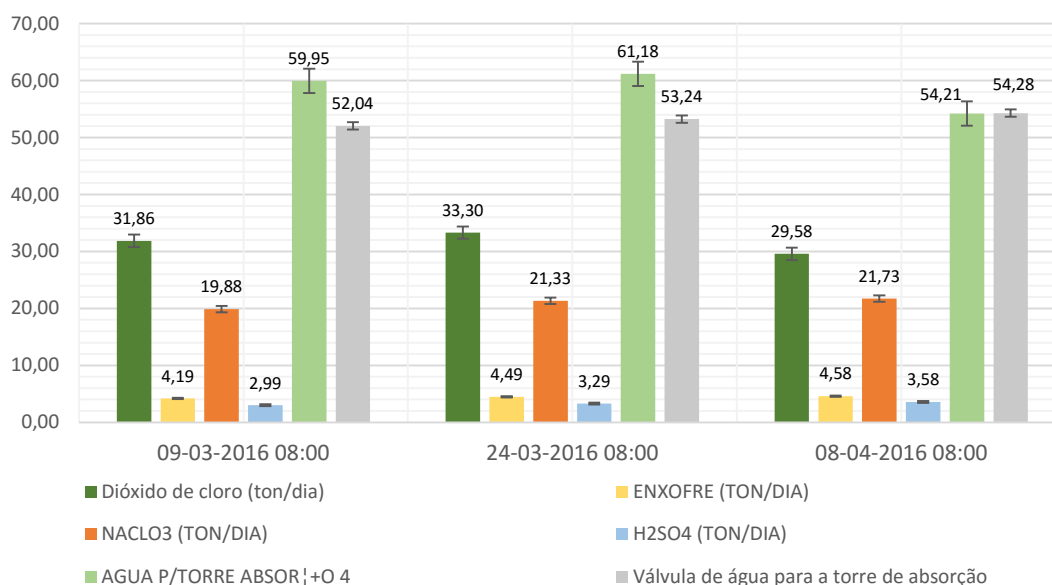


Figura 4.19 - Variação dos consumos de reagentes com a produção diária de dióxido de cloro, caudal de água para a torre de absorção 4 e, respetiva, abertura de válvula.

Assim, concluiu-se que existiu um acréscimo no consumo de reagentes, para produzir menor quantidade de dióxido de cloro, isto é, menos *3,72 ton/dia*.

Neste seguimento, e com esta perda abrupta de produção optou-se por fazer um levantamento das possíveis causas. Para isso, analisaram-se os consumos de reagentes, com o caudal de água para a torre de absorção e, respetiva, abertura de válvula, verificou-se que existe uma diminuição com maior abertura de válvula, o que pode indicar algumas anormalidades.

Estas devem-se, provavelmente, a uma possível entrada de ar no reator, possível avaria do exaustor, possível existência de folga ou fuga na válvula de água para a torre de absorção e, ainda, a possibilidade da existência de um problema na torre de absorção do dióxido de cloro. Note-se que foram realizados vários esforços no sentido de encontrar e solucionar as possíveis anomalias, relativamente às primeiras suspeitas, no entanto, depois de solucionadas, não foram verificadas melhorias em relação ao vácuo. Relativamente à última suspeita, problema na torre de absorção 4 de dióxido de cloro não se conseguiu verificar, pois um problema na torre implica que haja uma paragem prolongada, que inclui seu o desmantelamento. Este só será exequível na paragem anual.

Ainda em relação ao aumento da concentração de  $SO_2$ /ar no reator primário da sequência R3, entre os dias 9 de março de 2016 e 24 de março de 2016, constatou-se que o aumento da concentração levou à diminuição do residual de clorato de sódio no stripper, ao

aumento do consumo de reagentes e ao aumento da produção diária de dióxido de cloro.

Para avaliar o efeito deste aumento de concentração de  $SO_2$ /ar aos reatores *R1* e *R2* foi necessário averiguar a produção diária do dióxido de cloro antes deste aumento. Deste modo, a figura 4.20 ilustra a variação média da produção média do mesmo referente aos reatores *R1* e *R2*, a partir do dia 9 de março de 2016 com término a 8 de abril de 2016.

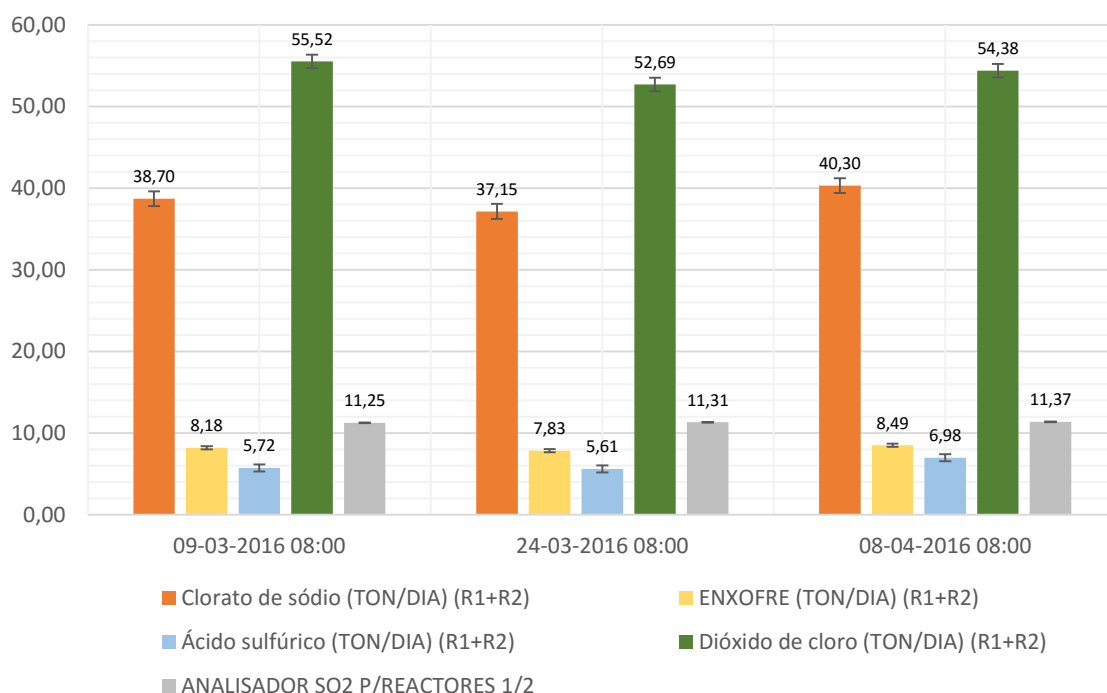


Figura 4.20 – Produção média diária de dióxido de cloro com os consumos de reagentes dos reatores primários da linha **R1** e **R2** e com a concentração de  $SO_2$ /ar ( $mol\ SO_2/mol\ ar$ ).

A partir da análise desta figura nota-se que, entre os dias 9 de março de 2016 e 24 de março de 2016, houve um decréscimo de produção de dióxido de cloro que se deveu à súbita redução da instalação dos produtos químicos devido a problemas na *PPC* (Prensa de Pasta Crua) no branqueamento nos dias 14 e 15 de março de 2016, durante, aproximadamente, 1 hora, em cada dia.

Importa salientar que a redução da instalação depende da duração da paragem do branqueamento, e dos níveis dos tanques de armazenamento de dióxido de cloro. Isto é, com os níveis dos tanques nos 85% e com o não consumo do dióxido de cloro, o operador é obrigado a reduzir ou interromper a sua produção para prevenir o derrame por transbordo dos tanques de dióxido de cloro. <sup>[37]</sup> A partir do dia 24 de março de 2016 a produção do mesmo voltou a aumentar, no entanto para valores inferiores aos já conhecidos. Este aumento de produção deve-se, inevitavelmente, ao aumento da concentração de  $SO_2$ /ar, ainda que valores inferiores aos pretendidos. O incremento na produção diária de dióxido de cloro levou, naturalmente, a um maior consumo de reagentes.

Na figura 4.21 está representada a produção média de dióxido de cloro em função do consumo dos reagentes, verificando-se que existe um aumento de 4,82 *ton/dia* na produção diária do agente de branqueamento, desde o dia 24 de março de 2016.

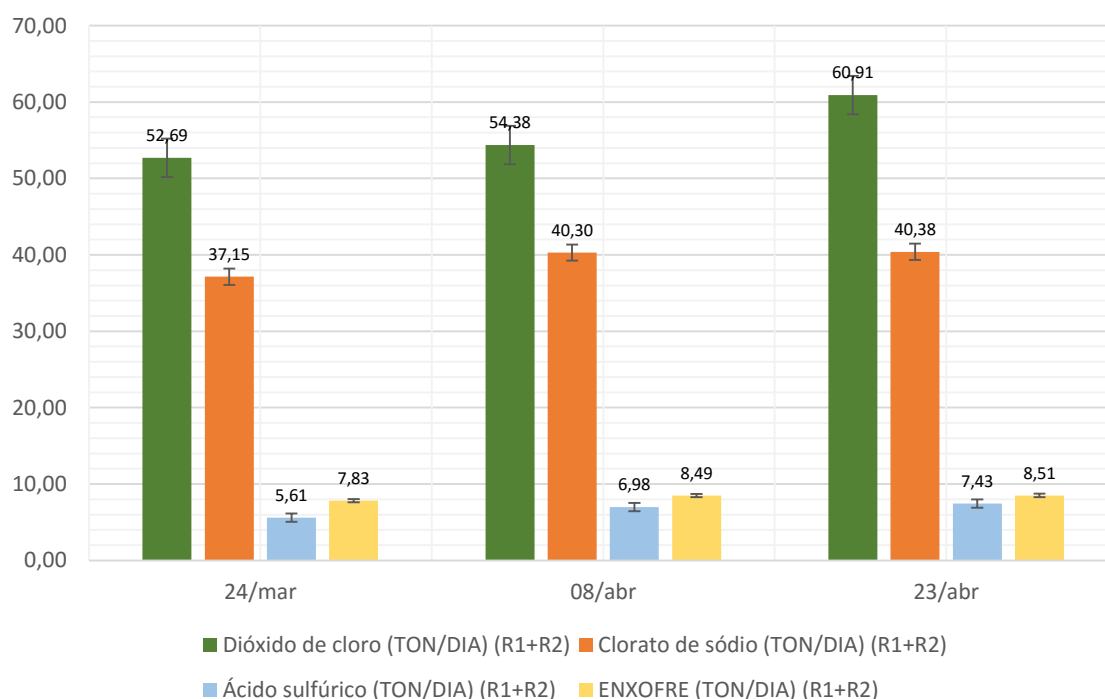


Figura 4.21 - Produção média diária de dióxido de cloro (***ton/dia***) com os consumos de reagentes (***ton/dia***) dos reatores primários da linha **R1** e **R2**.

É importante salientar que a concentração de  $SO_2$ /ar passou de uma média de 11,37  $mol\ SO_2/mol\ ar$  para 11,94  $mol\ SO_2/mol\ ar$ . Com este aumento de concentração notou-se um aumento de produção e, naturalmente, um aumento de consumo de reagentes. Contudo, o aumento do enxofre é o mais significativo, isto porque, o aumento da concentração do  $SO_2$ /ar é feito aumentando a quantidade mássica de enxofre ao queimador, tendo sempre em atenção a sua temperatura ( $\leq 1300^\circ C$ ).<sup>[19]</sup>

Assim sendo, comparou-se o rácio da produção de dióxido de cloro dos reatores primários das linhas R1 e R2, com o aumento da concentração de  $SO_2$ /ar. Com a figura 4.22, confirmou-se que com este aumento de concentração, houve um acréscimo significativo do rácio de produção de dióxido de cloro e, conseqüentemente, um aumento da eficiência dos reatores primários das sequências R1 e R2, em relação ao clorato de sódio, ácido sulfúrico e enxofre. Desde o dia 24 de março de 2016 a 8 de abril de 2016, o rácio de produção de dióxido de cloro e a eficiência do reator sofreram uma redução. No entanto, esta diminuição está associada, não só, a um aumento significativo da produção do dióxido de cloro, bem como ao aumento do consumo de clorato de sódio, ácido sulfúrico e enxofre. A partir destes resultados pode se comprovar que o aumento da concentração de  $SO_2$ /ar favorece o rácio e a eficiência de produção de dióxido de cloro. O rácio de produção de dióxido de cloro aumentou de 1,35 kg  $ClO_2/kg\ NaClO_3$  para 1,51 kg  $ClO_2/kg\ NaClO_3$ , o equivalente a um aumento de produção de 0,16 kg  $ClO_2$  por 1 kg  $NaClO_3$ .

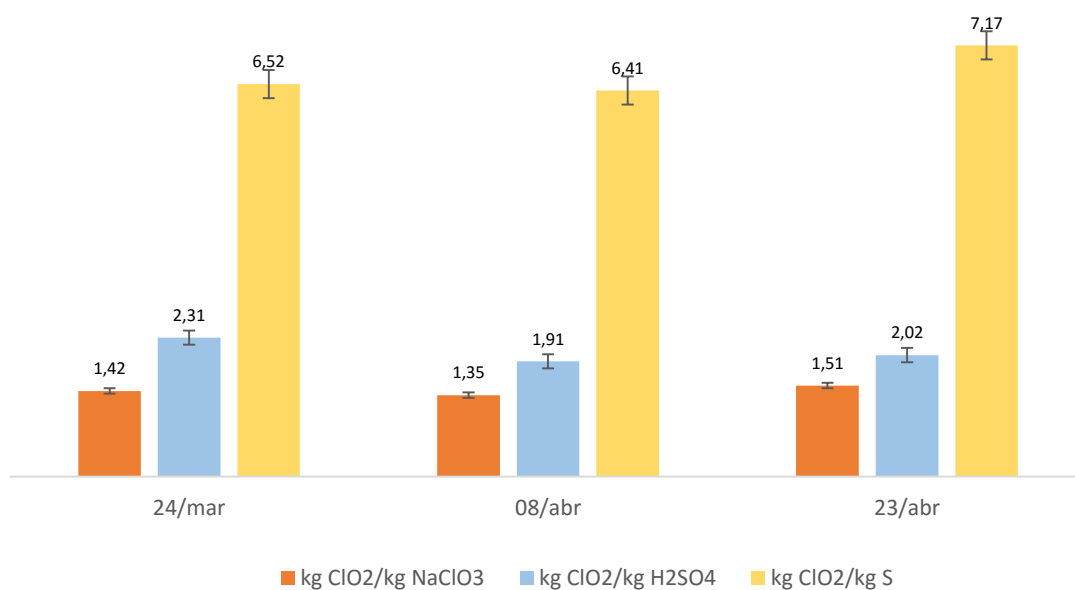


Figura 4.22 – Rácio da produção de dióxido de cloro em relação aos consumos de reagentes referentes aos reatores primários da sequência **R1** e **R2**.



### 4.3 BREVE ANÁLISE ECONÓMICA

Neste subcapítulo irá ser realizada uma breve avaliação económica da produção de dióxido de cloro, tendo em consideração que os custos dos reagentes predeterminam o custo da produção do mesmo. Na tabela 4.3 estão representados os rácios de produção e o custo de dióxido de cloro antes (24 de março de 2016) e depois (23 de abril de 2016) do aumento de temperatura e de concentração de  $SO_2$ /ar nas linhas **R1** e **R2**. Assim, estudou-se, economicamente, o efeito do aumento da temperatura dos reatores primários e secundários e da concentração de  $SO_2$ /ar na produção de dióxido de cloro.

Os cálculos económicos estão detalhados no anexo IV. Entenda-se que nestes só estão contabilizados o custo das matérias primas. Os gastos energéticos são um fator mínimo neste caso, ainda que se tenha aumentado a temperatura dos reatores primários e secundários.

Tabela 4.3 – Custo do dióxido de cloro antes (24 de março de 2016) e depois (23 de abril de 2016) do aumento de temperatura nos reatores e concentração de  $SO_2$ /ar nas linhas **R1** e **R2**.

Reagentes químicos	Custo do dióxido de cloro (24 de março de 2016) nas linhas <b>R1</b> e <b>R2</b> (€/ton $ClO_2$ )	Custo do dióxido de cloro (23 de abril de 2016) nas linhas <b>R1</b> e <b>R2</b> (€/ton $ClO_2$ )
Clorato de sódio	848,27	797,71
Ácido sulfúrico	74,56	85,27
Enxofre	59,64	54,23
<b>Total</b>	<b>982,47</b>	<b>937,21</b>

No dia 24 de março de 2016 tinha-se uma produção de 52,69 *ton/dia*, em que produzir uma tonelada de dióxido de cloro custava 982,56 €. No entanto, depois do aumento de temperatura dos reatores e da concentração de  $SO_2$ /ar, obteve-se uma produção de 60,91 *ton/dia*, onde uma tonelada de dióxido de cloro passou a custar 937,21 €. Tendo em conta estes resultados, verificou-se uma nítida redução de custo de produção de dióxido de cloro, por tonelada, de 45,26€. Pode se concluir que, tanto o aumento da temperatura dos reatores como o aumento da concentração de  $SO_2$ /ar favoreceram a economia da produção de dióxido de cloro.

## CAPÍTULO V - CONCLUSÕES E SUGESTÕES

### CONCLUSÕES

O processo Mathieson utilizado pela *The Navigator Company* – Complexo Industrial da Figueira da Foz, pode ser otimizado de forma a satisfazer os parâmetros de qualidade e eficiência económica para a produção de dióxido de cloro. Para tal, foram sugeridas estratégias de otimização nesse sentido, como o aumento de temperatura dos reatores primários e secundários das três linhas e o aumento da concentração de  $SO_2$ /ar para os reatores.

É, no entanto, de salientar que antes destas estratégias de otimização, foi realizado um balanço material cujo objetivo principal era determinar o caudal mássico de enxofre para cada um dos reatores, individualmente, e a percentagem de  $SO_2$ /ar para os reatores secundários, verificando-se que é enviado 7 a 10% do caudal de  $SO_2$ /ar para cada secundário. Assim, com o aumento da temperatura dos reatores primários e secundários das três sequências, os resultados mostram que este acréscimo levou, efetivamente, à diminuição do teor de clorato de sódio residual no stripper de 0,59 g/L. A diminuição da quantidade de ácido sulfúrico residual no reator primário também se relaciona com este aumento de temperatura. Registou-se um aumento no rácio da produção de dióxido de cloro, relativamente ao clorato de sódio de 0,06 kg  $ClO_2$ /kg  $NaClO_3$  no reator primário da linha R3.

Estudou-se o efeito do aumento da concentração de  $SO_2$ /ar para os reatores. Numa primeira fase, aumentou-se a concentração do  $SO_2$ /ar para o reator primário da linha R3 e percebeu-se que existiu um aumento no rácio e eficiência de produção de dióxido de cloro, em relação ao clorato de sódio de 0,03 kg  $ClO_2$ /kg  $NaClO_3$  e 2,4%. Contudo, com o decorrer da experiência, em que se manteve elevada a concentração de  $SO_2$ /ar no reator primário da sequência R3, entre os dias 24 de março de 2016 e 8 de abril de 2016 notou-se uma diminuição significativa na produção diária de dióxido de cloro. Com esta perda de produção, optou-se por alargar o aumento da concentração de  $SO_2$ /ar aos reatores primários das linhas R1 e R2. Com isto, comprovou-se que existiu, de fato, um aumento no rácio e eficiência de dióxido de cloro de 0,16 kg  $ClO_2$ /kg  $NaClO_3$  e 9,6%. Importa referir que com este aumento de produção, houve um aumento de consumo de clorato de sódio em 0,20%.

Posto isto, analisou-se economicamente a produção de dióxido de cloro antes (24 de março de 2016) e depois (23 de abril de 2016) do aumento de temperatura e concentração de  $SO_2$ /ar nas linhas R1 e R2. Deste modo, com este aumento de temperatura e concentração de  $SO_2$ /ar, verificou-se uma diminuição de custo, por tonelada de dióxido de cloro, de 45,26€. Conclui-se, então, que os parâmetros processuais sujeitos a otimização foram, de fato, benéficos para o aumento significativo do rácio e da eficiência económica de dióxido de cloro e para a diminuição do residual de clorato de sódio que sai do stripper, que é enviado para o tanque de *Spent-Acid*.

### SUGESTÕES

Para se obter uma melhor performance da instalação dos produtos químicos, é importante ter em conta algumas sugestões:

- Propõe-se a substituição de algumas válvulas manuais que estão em mau estado, sendo extremamente difícil manuseá-las;
- É importante a implementação de caudalímetros, bem como válvulas automáticas na entrada de  $SO_2$ /ar para os reatores secundários para controlar o caudal de  $SO_2$ /ar que entra, efetivamente, nos secundários;
- Recomenda-se a aplicação de válvulas automáticas de ar de arrefecimento aos reatores secundários da sequência R2 e R3 idênticas ao reator secundário R1, em que estas são utilizadas para o caso de haver explosões;
- Sugere-se a substituição dos exaustores atuais das torres de absorção de dióxido de cloro (potência = 7,5 kW) por exaustores com maior capacidade, tendo em vista o aumento do vácuo nos reatores;
- Sugere-se que se mantenha a temperatura das três sequências de reatores primários e secundários na ordem dos 41°C e a concentração de  $SO_2$ /ar no valor médio de 12 mol  $SO_2$ /mol ar;
- Propõe-se que os operadores da instalação de produção de dióxido de cloro trabalhem com valores de residuais mais baixos de clorato de sódio nos reatores, quando comparados aos valores definidos no manual de operação da instalação e que se mantenha uma certa estabilidade na concentração de clorato de sódio nos tanques de alimentação aos reatores ( $\pm 640g/L$ ).

## BIBLIOGRAFIA

- [1] Grupo Portucel Soporcel, “Relatório de sustentabilidade”, 2012. [Online]. Available: [http://www.grupoportucelsoporcel.com/var/ezdemo\\_site/storage/original/application/7dab820ba0ffcb4cff71dda92aa0ef84.pdf](http://www.grupoportucelsoporcel.com/var/ezdemo_site/storage/original/application/7dab820ba0ffcb4cff71dda92aa0ef84.pdf) (Acedido a 19 de outubro de 2015)
- [2] Grupo Portucel Soporcel, “Relatório do conselho de administração – 3º Trimestre”, 2015. [Online]. Available: [http://www.grupoportucelsoporcel.com/var/ezdemo\\_site/storage/original/application/ff656f7039f0a64a4665c99032c54d72.pdf](http://www.grupoportucelsoporcel.com/var/ezdemo_site/storage/original/application/ff656f7039f0a64a4665c99032c54d72.pdf) (Acedido a 19 de outubro de 2015)
- [3] Grupo Portucel Soporcel, “História”. [Online]. Available: <http://www.grupoportucelsoporcel.com/Institucional/Historia> (Acedido a 20 de outubro de 2015)
- [4] Grupo Portucel Soporcel, “Relatório e Contas”, 2014. [Online]. Available: [http://www.grupoportucelsoporcel.com/var/ezdemo\\_site/storage/original/application/af956762e55ef23e0eae516417ed364.pdf](http://www.grupoportucelsoporcel.com/var/ezdemo_site/storage/original/application/af956762e55ef23e0eae516417ed364.pdf) (Acedido a 14 de novembro de 2015)
- [5] FOEX, “PIX Indexes – PIX Pulp”. [Online]. Available: <http://www.foex.fi/index.php?page=pulp-paper> (Acedido a 15 de dezembro de 2015)
- [6] Grupo Portucel Soporcel, “Eucalipto”. [Online]. Available: <http://www.grupoportucelsoporcel.com/Sustentabilidade/Floresta-Sustentavel/Eucalipto> (Acedido a 13 de novembro de 2015)
- [7] Carvalho, M., “Efeito das variáveis de cozimento nas características químicas de pastas *kraft* de *Eucalyptus globulus*”, Tese de doutoramento, Universidade de Coimbra, 1999.
- [8] Jesus, L., “Produção de pasta sulfito com elevado teor de  $\alpha$ -celulose”, Tese de Mestrado, Universidade de Aveiro, 2012.
- [9] Institute of Paper Science, “Chemical Composition of Wood”. [Online]. Available: [http://www.ipst.gatech.edu/faculty/ragauskas\\_art/technical\\_reviews/chemical%20overview%20of%20wood.pdf](http://www.ipst.gatech.edu/faculty/ragauskas_art/technical_reviews/chemical%20overview%20of%20wood.pdf) (Acedido a 19 de dezembro de 2015)
- [10] Silva, Maria Emília, “Composição química da madeira”. [Online]. Available: [http://www.cifap.utad.pt/Composicao\\_quimica\\_madeira.pdf](http://www.cifap.utad.pt/Composicao_quimica_madeira.pdf)
- [11] Sjöström, E., “Wood Chemistry: Fundamentals and Applications”, 2<sup>nd</sup> Edition, Academic Press, Espoo, Finland, 1993.
- [12] Tran, H., “The *kraft* chemical recovery process”. [Online]. Available: <http://www.tappi.org/content/events/08kros/manuscripts/1-1.pdf> (Acedido a 19 de dezembro de 2015)
- [13] Grupo Portucel Soporcel, “O nosso processo produtivo – Produção de pasta”. [Online]. Available: <http://www.grupoportucelsoporcel.com/Pasta-e-Papel/Papel/O-Processo-Produtivo-do-Papel> (Acedido a 13 de novembro de 2015)

- [14] Martins, M., “Modelação da circulação dos NPE’s na produção de pastas celulósicas”, Tese de Mestrado, Universidade de Aveiro, 2008.
- [15] Klock, U., “Química da Madeira”, Setor de Ciências Agrárias, Departamento de Engenharia e Tecnologia Florestal, Universidade Federal do Paraná, 3ª Edição, Curitiba, Brasil, 2005.
- [16] Fardim, P., “Chemical Pulping – Part 1, Fibre Chemistry and Technology”, Papermaking Science and Technology, Volume 6, TAPPI Press, 2011.
- [17] Dence, C.W., “Pulp Bleaching – Principles and Practice”, Technical Association of the pulp and paper industry, 1<sup>st</sup> Edition, TAPPI Press, Atlanta, USA, 1996.
- [18] Owen, D., “Operation and maintenance of chlorine dioxide generators”, Dennis Owen Associates Ltd., 227 Alwington Place, Kingston.
- [19] Grupo Portucel Soporcel, “Preparação de Produtos Químicos”, Manual de Operação, 2010.
- [20] Sixta, H., “Handbook of pulp”, Volume 2, Wiley-VCH, 2006.
- [21] Quaresma, A., “Isolamento e modificação de xilanas da pasta branca”, Tese de Mestrado, Universidade de Aveiro, 2014.
- [22] Biermann, C.J., “Handbook of pulping and papermaking”, 2<sup>nd</sup> Edition, Academic Press, San Diego, USA, 1996.
- [23] AkzoNobel, “Chlorine dioxide technologies – Best available techniques for  $ClO_2$  production”. [Online]. Available: <https://www.akzonobel.com/eka/technology/chlorinedioxide/> (Acedido a 17 de maio de 2016)
- [24] Grupo Portucel Soporcel, “Brochura de portas abertas 2014 – Figueira da Foz”. [Online]. Available: [http://www.grupoportucelsoporcel.com/var/ezdemo\\_site/storage/original/application/e1d04123959697fa7086a0cea5ac9ec1.pdf](http://www.grupoportucelsoporcel.com/var/ezdemo_site/storage/original/application/e1d04123959697fa7086a0cea5ac9ec1.pdf) (Acedido a 12 de dezembro de 2015)
- [25] Pinho, A., “Dióxido de cloro – Propriedades”, Grupo Portucel Soporcel, Guia de leitura, 1989.
- [26] Pinho, A., “Fabrico de dióxido de cloro”, Grupo Portucel Soporcel, Guia de leitura, 1989.
- [27] Patrão, J., “Residual do Processo Mathieson”, Grupo Portucel Soporcel, Método de ensaio laboratorial (ME-NF-529), 2014.
- [28] Patrão, J., “Teor de dióxido de cloro na solução de dióxido de cloro”, Método de ensaio laboratorial (ME-NF-530), Grupo Portucel Soporcel, 2014.
- [29] Grace, T.M., “Pulp and Paper Manufacture – Alkaline Pulping, Volume 5, TAPPI Press, 1989.

- [30] Foja, C., “Dados de consumo de  $NaClO_3$ ,  $H_2SO_4$  e S - EKA”, Grupo Portucel Soporcel, 2010.
- [31] Afonso, A., “Avaliação da influência de um estágio DHT na branquealidade das pastas de *E. globulus*”, Tese de Mestrado, Universidade de Aveiro, 2010.
- [32] Grupo Portucel Soporcel, “Aprovisionamento”, Receção de materiais, 2016.
- [33] Jornal de Negócios, “Grupo Portucel Soporcel muda de nome para *The Navigator Company*”. [Online]. Available: [http://www.jornaldenegocios.pt/empresas/detalhe/grupo\\_portucel\\_soporcel\\_muda\\_de\\_nome\\_para\\_the\\_navigator\\_company.html](http://www.jornaldenegocios.pt/empresas/detalhe/grupo_portucel_soporcel_muda_de_nome_para_the_navigator_company.html) (Acedido a 28 de junho de 2016)
- [34] Evtugin, D., “Química dos Materiais Agroflorestais”, Universidade de Aveiro, Guia de aulas teóricas, 2013.
- [35] Neto, C.; Evtugin, D.; Pinto, P.; Silvestre, A.; & Freire, C., “Química da madeira de *Eucalyptus globulus*: especificidades e impacto nos processos de cozimento e branqueamento”, 7, 32-42, CICECO, Aveiro, 2005.
- [36] Ferreira, A.; Figueiredo, A.; Evtugin, D.; Saraiva, J. A., “High pressure pre-treatments promote higher rate and degree of enzymatic hydrolysis of cellulose”, *Green Chemistry*, 13(10), 2764-2767, 2011.
- [37] Oliveira, A., “Prevenção do Transbordo dos Tanques de Armazenamento de  $SO_2$  e  $ClO_2$ ”, Instrução Funcional (IF-PPQU-07), Grupo Portucel Soporcel, 2000.
- [38] Fengel, D. and Wegener, G., “Wood Chemistry Ultrastructure Reactions”, Walter de Gruyter, Munique, Germany, 1984.
- [39] Evtugin, D.V., Pascoal Neto, C., Silva, A.M.S., Domingues, P.M., Amado, F.M.L., Robert, D. and Faix, “Comprehensive Study on the Chemical Structure of Dioxane Lignin from Plantation *Eucalyptus globulus* Wood”, *O. J. Agric. Food Chem.*, 49(9), 4252-4261.
- [40] Foja, C., “Cozimento”, Manual de Operação, Grupo Portucel Soporcel, 2009.

# ANEXO I - TABELA COM OS VALORES RETIRADOS DO UNIFORMANCE®

DIG.55FC1371.MES	DIG.56FC24.MES	DIG.56FC17.MES	DIG.56FC46.MES	DIG.55FC1439.MES	DIG.56PC49.MES	DIG.56FC26.MES	DIG.55FC1387.MES	DIG.56FC21.MES	DIG.56FC29.MES	DIG.55FC1372.MES	DIG.56FC23.MES
L/MIN	L/MIN	L/MIN	M3/HR	KG/HR	MBAR	M3/HR	M3/HR	L/MIN	L/MIN	L/MIN	M3/HR
CAUDAL NaClO3 P/REACTOR 3	CAUDAL CLORATO P/REACTOR 2	CAUDAL CLORATO P/REACTOR 1	CAUDAL AR P/QUEIMADOR ENXOFRE	ENXOFRE A QUEIMADOR /RECIRCUL.	PRESSÃO DE SO2	AR DILUIÇÃO P/SO2 DO R1 E R2	AR P/ DILUIÇÃO SO2 DO REACT 3	CAUDAL H2SO4 P/REACTOR 1	CAUDAL H2SO4 P/REACTOR 2	CAUDAL H2SO4 P/REACTOR 3	CAUDAL AR/SO2 PARA REACTOR 1
23,74	20,14	20,88	2697,64	716,04	744,04	914,66	448,51	4,42	4,94	5,00	1166,01
23,47	19,18	20,40	2696,39	730,42	735,87	916,02	449,81	4,41	4,82	5,00	1155,89
23,31	18,93	20,28	2700,31	733,19	734,90	905,57	442,32	4,41	4,88	5,00	1153,99
23,87	21,54	19,70	2791,40	746,04	729,63	916,97	451,37	4,05	5,22	5,02	1107,13
23,74	23,32	20,37	2818,34	759,16	745,54	930,16	445,59	4,40	5,70	5,20	1139,41
23,58	20,45	20,58	2578,04	723,08	738,40	912,02	439,59	4,51	4,99	5,13	1138,93
23,27	18,26	19,07	2668,66	700,38	731,34	866,44	415,00	4,14	4,52	5,10	1072,00
23,61	20,02	20,56	2846,09	731,99	734,99	877,91	417,54	4,81	5,30	5,45	1150,05
23,83	19,08	21,16	2747,09	719,68	745,41	894,00	427,99	5,01	5,12	5,45	1158,64
24,30	18,93	21,26	2748,55	713,40	740,48	884,11	427,29	4,90	5,15	5,88	1142,19
24,50	19,09	21,20	2769,93	725,12	745,83	881,80	417,01	5,02	5,29	6,00	1145,88
24,85	21,55	21,51	2720,65	726,23	746,37	890,79	412,95	5,15	5,93	6,00	1142,17
24,83	22,29	21,08	2770,96	740,72	751,98	891,97	408,99	4,96	6,27	6,07	1125,25
25,22	19,07	19,72	2420,21	670,36	692,00	843,22	399,17	4,59	5,51	6,27	1045,32
25,06	19,15	19,19	2389,05	677,31	685,32	822,35	397,82	4,48	5,48	6,28	1025,95
24,70	23,90	20,82	2689,79	737,52	752,35	907,93	425,28	4,85	6,49	6,20	1139,61
25,53	25,26	21,73	2805,21	774,17	759,93	922,71	423,45	4,93	6,59	6,20	1149,99
25,11	24,97	21,56	2832,73	775,00	757,37	941,68	441,20	5,06	6,60	6,20	1148,34
25,63	22,85	21,67	2756,07	739,57	751,74	924,31	431,99	5,10	5,99	6,12	1146,37
21,29	23,59	21,46	2704,99	712,91	738,78	914,52	364,58	5,08	6,25	5,14	1134,36
24,32	20,04	20,27	2732,02	724,45	735,28	876,97	400,12	5,02	5,45	5,92	1099,21
24,05	18,81	20,49	2693,73	698,89	737,42	862,82	394,58	5,06	5,01	5,80	1111,47
24,47	19,37	21,36	2820,29	719,42	740,22	862,39	393,84	4,90	5,16	5,60	1148,95
24,93	18,61	20,92	2783,01	723,77	729,13	840,35	377,30	4,86	5,04	5,84	1123,12
24,73	17,08	19,03	2580,90	694,98	700,39	808,46	367,63	4,47	4,83	6,00	1029,99
24,39	16,30	17,76	2309,01	647,29	692,31	790,56	362,12	4,16	4,56	6,00	955,41
24,99	15,85	17,87	2145,75	624,51	649,20	769,21	345,07	4,05	4,40	6,08	934,96
25,16	17,61	19,47	2247,44	646,62	656,81	800,29	362,09	4,64	5,22	6,20	1032,73
24,64	20,98	21,59	2694,28	736,37	738,07	864,61	386,12	5,19	6,18	6,08	1158,41
24,19	21,98	20,95	2675,57	738,87	738,02	892,81	394,08	5,04	5,82	5,94	1139,36
24,05	18,09	20,49	2616,06	707,17	742,07	879,35	399,04	4,77	4,58	5,60	1131,45
24,18	17,41	19,84	2618,34	714,34	733,34	872,23	401,25	4,63	4,79	5,84	1089,86
25,53	19,68	22,17	2613,58	722,35	730,07	899,20	414,40	4,98	5,10	5,83	1170,03
26,14	22,70	22,72	2758,20	742,31	742,69	900,48	397,19	5,23	5,93	6,03	1170,00
25,26	18,89	20,80	2603,00	701,85	735,28	841,25	364,17	4,94	4,94	6,15	1084,53
22,52	19,76	21,46	2542,42	701,71	713,24	849,58	372,84	5,20	5,37	5,45	1157,40
23,67	21,29	23,25	2726,15	725,16	744,39	894,59	395,23	5,27	5,47	5,17	1234,96
22,97	19,00	21,46	2598,42	704,75	730,54	865,22	393,06	4,53	4,60	4,73	1151,33
23,10	20,29	21,69	2734,64	721,76	741,94	877,40	382,55	4,75	5,06	4,71	1189,69
24,08	18,55	20,84	2576,27	679,40	714,64	830,30	366,61	4,13	4,41	4,91	1088,21
22,51	18,57	20,62	2725,82	713,81	731,24	848,28	372,90	4,57	4,53	4,90	1154,18
26,30	24,87	25,46	2846,34	748,11	745,16	908,46	392,23	5,14	5,59	5,49	1227,02
24,56	24,76	24,98	2762,05	712,42	737,87	880,04	381,46	5,40	5,97	5,54	1206,56
23,18	19,47	21,70	2693,61	703,97	725,00	839,39	359,33	5,09	5,47	5,70	1159,99
22,79	18,72	20,62	2665,97	702,30	725,51	829,83	353,47	4,20	4,66	5,05	1138,83
22,15	21,32	21,73	2665,56	743,91	742,57	876,72	383,32	4,26	4,99	4,71	1229,81
21,69	22,42	21,63	2709,37	745,25	752,18	908,12	392,41	4,16	5,20	4,49	1247,01
21,88	21,34	21,43	2585,27	736,92	748,03	930,91	411,76	4,28	4,95	4,50	1245,41
21,81	18,74	20,72	2521,32	694,96	737,86	890,97	400,10	4,01	4,29	4,50	1177,86
20,63	17,34	17,91	2396,89	659,17	707,52	806,67	360,28	3,81	4,38	4,36	1044,21
21,25	21,87	21,55	2730,51	739,79	748,43	896,38	490,60	4,30	5,27	4,58	1237,72
22,21	22,67	21,30	2883,40	757,26	755,91	895,94	504,13	4,05	5,21	4,70	1236,83
17,91	16,44	15,72	2394,43	626,35	665,99	687,61	387,46	3,19	3,88	3,81	929,11
22,30	22,51	21,92	2824,19	748,60	742,31	900,88	513,76	4,38	5,24	4,57	1249,15
21,93	24,45	22,07	2887,54	777,65	749,32	915,58	518,08	4,12	5,38	4,27	1249,17
21,41	24,22	21,68	2882,98	763,06	750,01	926,89	524,32	4,19	5,40	4,19	1249,61
20,69	20,62	20,87	2765,63	732,34	734,58	873,87	492,99	4,02	4,61	4,12	1215,28
20,73	23,50	20,99	2776,42	769,55	749,30	921,89	513,00	4,00	5,20	4,20	1249,94
20,75	23,16	20,85	2799,30	780,97	749,96	941,30	523,88	4,00	5,12	4,15	1249,98

DIG.56FC32.MES	DIG.55FC1378.MES	DIG.56FC66.MES	DIG.56FC65.MES	DIG.55FC1350.MES	DIG.55FC1384.MES	DIG.55Q1422.MES	DIG.55Q1423.MES	PASTA.55Q1359.MES	DIG.55Q1377.MES	DIG.56Q1174.MES	DIG.56TC18.MES
M3/HR	M3/HR	M3/HR	M3/HR	M3/HR	M3/HR	G/L	G/L	G/L	%	%	DEGC
CAUDAL AR/SO2 PARA REACTOR 2	CAUDAL AR SO2 P/REACTOR 3	ÁGUA P/TORRE ABSORÇÃO 1	ÁGUA P/TORRE ABSORÇÃO 2	ÁGUA P/TORRE ABSORÇÃO 3	ÁGUA P/TORRE ABSORÇÃO 4	CONC. CLO2 TORRES ABSORÇÃO 1/2/3	CONC. CLO2 TORRE ABSORÇÃO 4	Analisador conc. CLO2 p/ Branqueamento	ANALISADOR SO2 P/REACTOR 3	ANALISADOR SO2 P/REACTORES 1/2	TEMP FASE LÍQUIDA REACTOR 1
1270,31	1050,05	35,13	36,41	35,57	64,00	20,95	22,91	21,19	10,98	10,91	40,99
1217,95	1053,63	34,31	35,35	34,35	63,99	21,00	23,10	21,44	11,18	11,16	41,00
1218,89	1051,20	34,03	35,03	34,04	64,00	20,58	23,01	21,57	11,23	11,19	41,00
1369,48	1049,93	35,56	36,56	35,15	63,95	20,44	23,02	21,36	11,22	11,24	41,00
1499,44	1047,56	37,00	38,00	37,00	63,99	20,99	22,97	21,39	11,17	11,20	41,00
1304,04	1048,97	34,35	35,35	34,35	64,01	19,70	22,94	21,57	11,21	11,20	41,00
1178,57	1048,92	32,50	33,63	32,48	64,01	20,44	22,86	21,27	11,09	11,09	41,00
1267,68	1050,90	35,24	36,24	35,24	63,99	20,79	22,99	21,29	10,84	10,83	41,00
1173,97	1052,74	33,82	34,68	33,68	63,99	20,35	23,13	21,69	11,19	11,18	41,00
1142,86	1050,01	34,75	35,74	34,75	63,99	20,71	23,41	21,37	11,15	11,17	41,01
1146,07	1049,89	34,87	35,87	34,87	64,00	20,75	23,63	21,53	11,15	11,16	41,00
1292,24	1050,01	37,10	38,12	37,11	64,21	20,79	23,62	21,48	11,16	11,15	41,00
1351,13	1050,03	38,08	38,77	38,02	64,77	20,81	23,60	22,24	11,21	11,19	40,99
1122,21	1045,53	34,85	34,57	34,07	65,01	20,94	23,55	22,24	11,10	11,09	41,01
1136,24	1050,07	35,79	35,29	33,35	65,00	20,52	23,66	22,12	10,68	10,24	41,00
1437,39	1037,42	41,13	41,27	40,09	64,07	20,28	23,61	21,98	11,15	11,17	41,00
1510,65	1049,99	42,00	43,00	41,00	64,01	20,45	23,63	21,73	11,22	11,21	41,00
1519,99	1049,98	42,00	42,43	41,00	64,00	20,40	23,51	21,88	11,21	11,22	41,00
1374,89	1050,12	39,73	39,73	38,73	64,01	20,25	23,31	21,75	11,20	11,18	41,00
1441,69	919,68	39,93	39,76	38,76	55,00	20,56	22,43	21,94	11,68	11,16	41,00
1267,20	1050,01	35,97	36,86	35,87	64,00	21,15	23,39	22,15	11,21	11,18	41,00
1172,71	1048,72	34,72	36,44	35,68	63,99	21,20	23,17	22,08	11,11	11,10	41,00
1190,33	1048,40	34,68	38,73	37,51	64,03	20,82	23,31	21,91	11,11	11,11	41,43
1123,47	1049,91	34,12	36,89	34,89	64,00	21,18	23,59	22,13	11,16	11,14	41,50
1035,10	1050,03	31,95	33,08	30,62	64,01	20,85	23,78	22,56	11,22	11,21	41,50
986,41	1043,44	30,47	31,30	29,11	63,99	20,36	23,69	22,55	11,15	11,16	41,49
935,11	1039,97	30,17	30,41	28,17	63,99	20,18	23,49	22,35	11,16	11,14	41,51
1033,10	1040,08	33,43	34,43	32,43	63,99	20,05	23,58	22,07	11,16	11,17	41,50
1238,37	1040,58	38,27	39,27	37,28	64,04	20,32	23,64	22,13	10,63	11,20	41,50
1358,94	1040,00	38,39	39,39	37,98	64,02	20,57	23,68	22,44	11,20	11,21	41,51
1131,45	1039,85	35,56	36,56	34,72	63,99	20,42	23,60	22,10	11,21	11,20	41,50
1089,89	1039,93	33,33	34,33	33,33	64,00	20,74	23,48	22,30	11,21	11,21	41,50
1170,00	1040,07	36,00	37,00	36,00	63,99	19,29	23,54	22,20	11,19	11,22	41,50
1316,91	1039,90	38,20	39,20	38,20	64,01	19,76	23,57	22,04	10,86	10,91	41,50
1106,53	1039,94	33,44	34,63	33,44	63,99	19,84	23,76	22,55	11,12	11,10	41,32
1198,09	954,77	36,70	36,82	36,72	56,62	18,62	23,26	22,25	11,03	11,12	40,88
1273,19	980,01	38,84	38,84	38,85	59,00	19,59	23,64	17,66	11,18	11,18	40,81
1154,13	980,01	36,06	36,06	35,58	59,03	20,06	24,00	21,99	11,14	11,22	41,51
1238,92	980,04	37,90	37,90	37,91	60,01	20,50	24,00	21,82	11,21	11,16	41,50
1088,26	979,95	33,91	33,91	33,50	60,01	20,12	23,30	21,80	11,17	11,13	41,03
1175,42	979,64	36,39	36,39	35,43	60,00	19,93	23,20	21,90	11,19	11,19	40,58
1364,86	980,00	40,77	40,77	40,41	60,01	20,00	22,80	21,19	11,30	11,24	41,15
1313,00	912,88	39,95	39,95	39,95	57,34	20,44	22,96	21,89	10,98	10,97	41,50
1159,90	950,01	37,00	37,00	37,00	60,00	20,93	23,95	22,43	11,22	11,21	41,50
1138,79	950,05	36,04	36,29	36,04	59,99	20,63	23,62	22,24	11,14	11,12	41,49
1340,96	949,91	39,22	39,73	39,06	60,00	19,95	22,54	21,42	11,13	11,20	41,50
1426,12	939,81	38,47	40,00	39,00	60,00	20,37	21,99	21,43	10,92	10,98	41,48
1365,26	940,11	37,33	38,95	37,71	60,00	20,20	22,55	21,73	11,23	11,21	41,52
1199,05	939,99	33,62	34,79	33,85	60,01	19,77	22,43	21,95	11,11	11,13	41,47
1129,57	940,50	32,62	33,44	32,20	58,51	17,99	20,98	20,10	11,05	10,91	41,44
1399,89	978,06	39,00	40,00	40,00	61,70	20,63	21,51	21,23	10,97	11,23	41,52
1471,02	1032,57	40,05	41,41	40,34	60,34	20,37	22,47	21,32	11,34	11,34	41,80
1098,52	883,23	29,51	31,00	29,37	49,74	16,53	20,77	21,34	10,17	10,12	41,12
1457,48	1021,66	37,94	37,26	37,39	59,50	20,97	22,40	21,95	11,24	11,24	41,94
1586,93	1019,99	39,87	40,63	40,63	60,01	20,60	21,99	21,69	11,37	11,36	41,96
1600,03	1017,91	40,00	41,00	41,00	60,00	20,85	21,73	21,40	11,21	11,23	42,00
1389,45	1002,67	36,62	36,66	36,30	58,59	20,54	21,57	21,52	11,01	11,03	41,94
1599,35	1019,95	39,81	40,81	40,00	59,62	20,66	21,74	21,47	11,13	11,17	42,00
1599,75	1019,99	39,00	40,00	40,00	59,00	20,72	21,88	21,42	11,27	11,25	42,00



DIG.56TC27.MES	DIG.55TC1373.MES	DIG.55Q1803.MES	DIG.55P1801.MES	DIG.55T1448.MES	DIG.55T1440.MES	DIG.55T1439.MES	DIG.55T1441.MES	DIG.55T1473.MES	DIG.56PC53.MES	DIG.56PC37.MES	DIG.55PC1386.MES
DEGC	DEGC	G/L	BAR	MBAR	DEGC	DEGC	DEGC	DEGC	M3/HR	MBAR	MBAR
TEMP FASE LIQUIDA REACTOR 2	TEMP. FASE LIQUIDA REACTOR 3	CONCENTRAÇÃO DE CLORATO	PRESSÃO AR ATOMIZAÇÃO P/BICO	Pressão da câmara de combustão (queimador)	Temperatura da câmara de combustão (queimador)	TEMP. ENXOFRE P/QUEIMADOR	TEMP SAIDA DO QUEIMADOR	TEMP SAIDA TORRE ARREFEC SO2	ÁGUA P/ TORRE DE ABSORÇÃO	PRESSÃO AR P/ DILUIÇÃO SO2	PRESSÃO DE AR DE DILUIÇÃO
41,00	40,50	649,73	2,45	772,23	1201,18	143,75	1122,93	41,60	14,44	767,05	766,28
41,00	40,50	663,84	2,45	764,52	1232,82	143,52	1134,60	42,06	23,49	766,42	765,13
41,00	40,50	667,73	2,47	763,83	1244,49	143,72	1134,32	42,42	23,40	770,02	769,16
41,02	40,50	649,72	2,47	759,44	1259,46	143,40	1145,42	43,72	23,79	769,94	769,70
41,00	40,50	652,92	2,46	776,15	1244,59	143,22	1132,45	43,69	25,86	770,22	767,36
40,99	40,50	656,99	2,46	766,18	1225,07	143,41	1121,29	41,92	33,04	770,00	768,23
41,01	40,50	662,01	2,45	759,37	1219,78	143,49	1114,07	42,13	37,56	769,99	769,78
40,99	40,50	656,03	2,46	765,18	1230,47	143,56	1120,02	42,60	28,36	770,00	769,23
41,00	40,50	654,76	2,47	774,30	1235,31	143,39	1126,45	41,53	23,93	770,00	768,18
41,00	40,50	650,72	2,44	769,06	1239,94	143,11	1128,72	41,48	23,26	769,99	768,76
41,00	40,50	654,58	2,44	775,09	1244,38	143,09	1128,84	41,80	17,63	778,92	777,43
41,00	40,50	651,74	2,45	775,10	1239,03	143,61	1113,99	41,86	11,17	780,00	779,10
41,00	40,50	651,05	2,45	781,51	1249,91	143,94	1117,62	42,29	12,49	780,03	779,16
41,01	40,51	639,46	2,46	717,51	1203,86	143,52	1105,10	39,97	14,12	780,00	779,13
41,00	40,49	639,01	2,44	710,80	1214,88	143,36	1112,23	39,96	19,20	780,01	778,96
41,01	40,50	640,31	2,45	780,92	1244,22	143,35	1117,07	41,25	33,31	781,31	780,22
40,99	40,49	624,67	2,44	790,54	1242,76	143,44	1116,22	42,46	41,26	789,07	788,02
41,00	40,51	633,24	2,43	788,13	1251,86	143,61	1128,84	42,70	29,14	783,68	782,68
40,99	40,50	635,33	2,43	780,68	1250,11	143,54	1124,20	41,67	28,41	787,11	786,06
41,00	40,16	643,78	2,43	767,29	1236,82	143,45	1108,27	41,08	31,91	788,27	787,18
40,98	40,99	650,27	2,43	764,14	1242,61	143,41	1119,99	41,43	31,41	780,28	779,74
41,00	40,67	651,63	2,44	765,24	1235,25	143,63	1112,90	40,71	31,79	780,33	779,84
41,43	40,43	643,58	2,44	769,50	1255,41	143,67	1117,47	41,22	37,38	788,96	788,05
41,50	40,50	645,53	2,42	758,34	1255,55	143,15	1123,08	41,32	18,82	787,91	787,01
41,50	40,50	656,09	2,45	727,15	1240,95	141,95	1128,81	40,27	11,69	779,99	778,97
41,49	40,50	660,20	2,43	716,58	1204,70	141,06	1101,89	38,21	8,02	780,02	778,39
41,51	40,51	636,78	2,38	672,32	1230,45	141,98	1090,28	38,44	8,11	780,01	779,01
41,50	40,50	633,98	2,38	681,00	1224,81	141,88	1096,52	39,15	10,45	779,98	778,89
41,50	40,50	647,82	2,41	767,15	1251,01	141,67	1118,61	41,28	13,54	776,13	774,96
41,50	40,50	666,66	2,44	766,79	1253,96	141,71	1117,22	41,60	11,34	774,99	773,93
41,50	40,50	672,53	2,43	769,10	1262,09	141,93	1129,83	41,50	16,94	774,98	773,95
41,50	40,50	668,03	2,43	760,42	1279,93	141,93	1142,99	40,74	20,30	774,99	773,92
41,50	40,50	631,28	2,43	757,42	1282,01	141,86	1144,45	41,91	34,95	775,01	774,10
41,50	40,50	622,00	2,43	772,08	1256,88	141,72	1122,78	41,51	34,17	775,01	774,12
41,45	40,33	663,74	2,43	762,59	1242,79	141,66	1108,62	40,48	23,32	774,98	774,02
41,15	39,97	663,78	2,38	740,55	1202,62	141,71	1074,21	40,62	18,28	741,65	740,58
41,02	40,02	653,04	2,42	772,99	1247,42	141,78	1113,21	42,22	19,60	775,00	774,04
41,50	40,50	662,94	2,43	757,84	1261,95	141,39	1121,23	40,72	24,60	775,00	773,59
41,50	40,50	660,59	2,42	770,60	1254,53	141,69	1112,93	41,41	24,91	775,01	774,09
41,50	40,04	630,29	2,42	740,99	1260,49	141,74	1110,10	40,54	33,83	775,01	774,25
41,11	40,00	683,01	2,42	759,66	1263,84	141,50	1119,89	41,58	39,23	774,99	774,23
41,33	40,32	628,75	2,42	775,11	1271,12	141,53	1132,35	42,52	23,39	774,97	775,22
41,04	40,43	612,70	2,42	766,52	1252,20	141,54	1113,49	41,45	38,83	775,01	774,91
41,00	40,50	661,96	2,42	753,03	1257,47	141,44	1117,22	41,48	39,44	775,00	776,39
41,00	40,50	661,84	2,41	753,53	1253,54	141,34	1110,52	40,77	27,41	775,01	775,35
41,00	40,50	671,48	2,43	771,67	1237,25	140,41	1115,36	39,45	21,31	774,99	772,41
41,00	40,49	647,26	2,43	781,71	1209,22	140,44	1104,95	39,95	19,71	774,96	773,92
41,01	40,51	585,39	2,32	775,71	1244,88	141,10	1125,96	42,36	21,68	775,01	774,19
40,98	40,50	498,25	2,37	764,25	1245,87	141,24	1123,31	40,77	21,01	775,07	772,93
40,98	40,42	639,36	2,43	733,48	1195,03	141,66	1078,27	39,46	22,21	740,38	738,90
41,05	40,52	638,15	2,44	777,97	1231,64	141,68	1130,04	42,11	29,32	777,72	776,51
41,79	40,80	635,04	2,43	786,75	1237,00	141,80	1130,50	42,89	28,65	774,30	773,08
41,17	40,48	528,12	2,20	691,63	1139,23	142,19	1010,58	39,02	17,42	645,62	644,59
41,93	41,42	655,99	2,44	773,01	1239,17	141,89	1129,01	42,40	19,29	768,87	767,73
41,96	41,50	656,86	2,44	781,12	1254,18	141,93	1144,99	43,11	21,42	770,00	768,90
42,00	41,50	641,09	2,44	781,53	1238,97	141,64	1134,34	42,21	32,74	762,13	761,05
41,97	41,48	636,63	2,40	764,69	1220,02	141,36	1109,86	41,37	35,06	764,22	763,95
42,00	41,50	646,27	2,43	780,21	1235,89	140,31	1130,69	41,72	37,63	776,25	775,26
42,00	41,50	653,69	2,43	781,27	1235,74	141,00	1138,04	42,01	35,99	749,69	747,89

DIG.55QI1449.MES	DIG.55FC1453.MES	DIG.55TI1376.MES	DIG.55PC1375.MES	DIG.56TI30A.MES	DIG.56PC67.MES	DIG.56TI22A.MES	DIG.56PC68.MES	DIG.56TI71.MES	DIG.56TI72.MES	DIG.55TI1382.MES	DIG.55TI1354.MES
%	M3/HR	DEGC	MBAR	DEGC	MBAR	DEGC	MBAR	DEGC	DEGC	DEGC	DEGC
ANALISADOR DE O2	CAUDAL PURGA TORRE ARREFEC.	TEMP. FASE GASOSA REACTOR 3	VACUO REACTOR 3	TEMPERATURA CLO2 GAS REACTOR 2	VACUO NO REACTOR 2	TEMP. G-S CLO2 REACTOR 1	VACUO NO REACTOR 1	TEMPERATURA TQ CLO2	TEMPERATURA TQ CLO2	TEMP. CLO2 SAIDA DO REACT 3	TEMP. SAIDA CLO2 REACTOR 2
17,55	2,00	40,51	7,63	39,87	18,65	40,15	18,28	12,90	12,54	26,82	30,57
17,83	2,00	40,49	6,98	39,81	19,57	40,06	19,06	13,05	12,62	26,99	30,42
17,73	2,00	40,45	7,98	39,62	19,82	39,99	19,30	12,99	12,68	26,66	30,27
17,97	2,00	40,46	8,01	39,96	17,68	40,16	17,93	13,11	12,75	26,78	30,72
17,30	2,00	40,41	7,74	40,04	14,63	39,99	15,26	13,30	12,74	26,73	30,97
17,57	2,00	40,29	8,59	39,66	18,26	39,77	18,04	13,00	12,62	26,26	30,60
17,57	2,00	40,30	8,36	39,59	20,78	39,93	20,38	12,85	12,72	26,35	30,71
17,25	2,00	40,33	8,35	39,77	18,93	40,06	18,60	12,93	12,78	26,34	30,52
17,71	2,00	40,24	7,43	39,44	19,58	39,67	18,85	13,44	12,76	26,38	30,40
17,87	2,00	40,05	6,81	39,21	20,00	39,71	19,24	13,54	12,82	26,28	30,42
17,58	2,00	39,94	6,05	39,06	19,68	39,51	18,92	13,45	12,93	26,16	30,19
17,13	2,00	40,21	6,68	39,78	17,64	39,64	17,48	13,29	12,88	26,11	30,45
16,90	2,00	40,15	7,08	39,57	16,98	39,65	17,08	13,07	12,81	25,80	30,27
17,36	2,00	39,99	6,59	38,96	22,24	39,44	21,70	12,96	12,84	25,74	30,05
17,26	2,00	39,95	6,47	39,01	22,15	39,37	21,72	13,01	12,86	25,81	29,99
16,62	2,00	39,87	8,77	39,65	15,19	39,58	15,63	12,29	12,73	25,12	30,06
16,35	2,00	39,99	6,68	39,87	13,87	39,73	14,54	11,60	12,22	25,36	30,42
16,64	2,00	39,90	5,94	39,49	13,73	39,56	14,38	11,40	11,59	25,42	30,36
17,15	2,00	40,27	6,19	39,93	16,38	39,88	16,52	11,32	11,65	25,45	30,43
16,63	2,00	38,20	9,61	39,52	15,17	39,57	15,59	11,52	11,59	23,79	30,37
17,11	2,00	40,39	9,45	39,27	19,03	39,52	18,86	11,94	11,60	25,93	30,09
17,03	2,00	40,01	8,76	39,23	20,49	39,48	19,93	12,38	11,74	25,85	30,14
16,97	2,00	40,08	8,42	40,01	19,94	40,29	19,38	13,09	12,06	26,14	30,69
16,94	2,00	40,33	8,55	40,19	21,42	40,48	20,69	13,49	12,24	26,52	30,74
17,30	2,00	40,08	10,23	39,69	24,23	40,20	23,43	12,81	12,39	25,97	30,45
17,31	2,00	39,93	10,73	39,39	25,68	40,03	24,91	12,56	12,32	25,55	30,37
17,39	2,00	40,09	11,48	39,56	27,02	40,10	26,17	12,14	12,25	25,29	30,69
17,08	2,00	39,92	12,35	39,25	24,71	40,03	23,87	11,71	12,26	25,07	30,37
16,47	2,00	40,03	9,64	39,74	19,09	40,12	18,66	11,82	12,06	25,37	30,04
16,63	2,00	40,08	9,72	40,16	17,65	40,09	17,78	11,79	11,85	25,28	30,31
17,31	2,00	40,23	8,94	40,20	21,87	40,34	21,12	11,46	11,44	25,52	30,75
17,63	2,00	40,30	9,00	40,14	23,19	40,34	22,43	11,37	11,58	25,60	30,70
17,67	2,00	40,35	9,68	40,39	20,79	40,49	20,07	11,50	11,96	25,48	30,67
16,63	2,00	40,46	10,10	40,53	17,85	40,59	17,66	11,80	11,86	25,85	31,04
16,51	2,00	40,12	9,99	40,27	22,42	40,17	21,74	11,85	11,70	25,44	31,00
16,02	2,07	39,10	9,16	39,56	18,47	39,27	17,91	11,73	11,74	23,67	29,70
16,41	2,03	39,85	8,23	39,91	17,51	39,88	16,91	11,51	11,38	23,96	30,32
17,02	2,00	40,38	7,44	39,88	20,38	40,42	19,60	11,49	11,33	24,68	30,77
16,69	2,00	40,73	7,72	40,55	18,41	40,83	17,87	11,50	11,42	24,75	31,11
16,94	2,00	40,22	7,92	40,11	22,66	40,50	21,88	11,71	11,60	24,55	31,31
16,92	2,00	40,21	8,30	40,16	20,21	40,18	19,54	11,90	11,82	24,41	31,05
17,08	2,00	40,42	7,45	40,72	15,35	40,77	15,13	12,11	11,99	24,77	31,46
16,80	2,00	40,09	8,92	40,48	16,14	41,22	15,83	12,20	12,16	24,07	31,47
17,01	2,00	40,01	8,44	39,56	19,76	40,55	19,00	12,52	12,16	24,19	30,44
16,77	2,00	39,95	7,71	39,41	20,20	40,60	19,43	12,68	12,43	24,32	30,19
16,29	2,00	39,97	8,12	39,49	15,27	40,42	14,96	12,21	11,96	23,95	30,53
15,73	2,00	40,38	9,23	40,05	14,19	40,77	14,14	11,55	11,86	23,53	30,87
16,74	2,00	40,57	9,00	40,13	15,99	41,01	15,66	11,58	11,51	23,97	30,88
17,04	2,00	40,41	8,82	39,56	19,58	40,66	18,79	11,52	11,51	23,91	30,61
16,34	2,00	39,92	11,82	38,96	19,91	39,37	19,63	11,53	11,53	24,45	30,11
16,59	2,00	40,29	13,93	40,14	14,97	40,76	14,83	11,57	11,63	24,81	30,42
16,37	2,00	40,65	10,21	41,33	13,72	41,51	13,93	11,97	11,90	26,15	31,56
15,15	2,03	38,01	16,89	37,66	15,60	37,77	15,24	12,36	11,97	24,30	28,13
16,61	2,00	41,08	9,69	41,18	13,21	41,59	13,64	12,65	12,01	26,58	31,34
16,67	2,00	41,15	8,61	41,31	10,45	41,68	11,39	12,85	12,00	26,79	31,77
16,49	2,00	41,03	7,87	41,17	9,54	41,53	10,56	12,64	12,03	26,55	31,82
16,05	2,00	40,97	11,05	40,75	14,17	41,26	14,41	12,62	12,14	26,55	31,28
16,38	2,00	40,56	9,52	40,59	8,94	40,93	9,85	12,54	11,95	26,31	31,57
16,55	2,00	40,58	8,95	40,67	9,46	40,99	10,34	11,80	11,83	26,21	31,47

DIG.55T1353.MES	DIG.55F1451.MES	DIG.56F125.MES	DIG.55T1379.MES	DIG.56T130D.MES	DIG.56T130C.MES						
DEGC	M3/HR	M3/HR	DEGC	DEGC	DEGC						
TEMP. SAIDA CLO2 REACTOR 1	ÁGUA NÍVEL TORRE ARREF. SO2	CAUDAL AR/SO2 PARA REACTORES	TEMP. REACTOR SECUNDÁRIO 3	TEMP REACTOR SECUNDARIO 2	TEMP REACTOR SECUNDARIO 1	KG DE CLORATO PARA OS REACTORES (TON/HORA)	CIO2 produzido (torre 1.2.3) (kg/h)	CIO2 produzido (torre 1.2.3) (kmol/h)	H2SO4 gasto (torre 1.2.3) (kmol/h)	CIO2 produzido (torre 4) (kg/h)	CIO2 produzido (torre 4) (kmol/h)
30,73	2,22	2073,83	40,08	37,90	38,40	2,52	2243,95	33,24	16,62	1466,41	21,72
30,61	2,22	2034,65	40,04	37,72	38,21	2,51	2184,19	32,36	16,18	1478,31	21,90
30,56	2,23	2031,25	39,96	37,53	38,15	2,50	2121,95	31,44	15,72	1472,36	21,81
31,23	2,23	2092,22	39,96	37,91	38,56	2,54	2192,75	32,49	16,24	1471,83	21,80
30,95	2,24	2209,06	39,92	37,85	38,29	2,64	2350,92	34,83	17,41	1469,92	21,78
30,51	2,23	2065,15	39,62	37,56	37,84	2,55	2049,71	30,37	15,18	1468,14	21,75
30,82	2,21	1977,73	39,69	37,80	38,56	2,41	2015,25	29,86	14,93	1463,53	21,68
30,65	2,22	2093,25	39,48	37,61	38,51	2,53	2218,86	32,87	16,44	1471,20	21,80
30,10	2,21	2009,15	39,58	37,57	38,40	2,52	2079,47	30,81	15,40	1480,30	21,93
30,13	2,21	1984,84	39,42	37,37	38,26	2,52	2179,92	32,30	16,15	1498,14	22,19
29,94	2,21	2006,21	39,41	37,33	38,16	2,54	2191,91	32,47	16,24	1512,71	22,41
30,08	2,22	2101,19	39,75	37,63	38,23	2,66	2335,55	34,60	17,30	1516,83	22,47
30,26	2,23	2127,66	39,67	37,60	38,32	2,66	2390,47	35,41	17,71	1528,70	22,65
30,68	2,20	1913,52	38,41	36,30	37,03	2,46	2167,23	32,11	16,05	1531,16	22,68
30,78	2,20	1926,72	38,38	36,47	36,92	2,43	2142,37	31,74	15,87	1538,06	22,79
30,13	2,23	2154,87	39,09	37,01	37,83	2,67	2484,34	36,81	18,40	1512,48	22,41
30,28	2,24	2232,65	39,23	37,04	37,85	2,72	2576,94	38,18	19,09	1512,71	22,41
30,22	2,23	2213,29	39,14	37,04	38,17	2,72	2558,97	37,91	18,96	1504,34	22,29
30,15	2,22	2119,62	39,82	37,80	39,14	2,67	2393,80	35,46	17,73	1492,05	22,10
30,03	2,21	2054,96	34,14	37,78	39,14	2,56	2435,51	36,08	18,04	1233,34	18,27
30,09	2,21	2047,94	38,09	37,94	38,81	2,52	2299,35	34,06	17,03	1496,76	22,17
29,99	2,20	2005,47	38,89	38,01	38,91	2,48	2265,45	33,56	16,78	1482,97	21,97
30,55	2,20	2051,04	38,78	38,45	39,40	2,52	2309,12	34,21	17,10	1492,50	22,11
31,00	2,20	2012,19	38,77	38,45	39,46	2,50	2242,77	33,23	16,61	1509,62	22,36
31,26	2,19	1893,24	38,20	37,81	38,86	2,39	1994,04	29,54	14,77	1522,27	22,55
31,46	2,18	1801,20	37,65	37,02	38,12	2,32	1850,71	27,42	13,71	1515,83	22,46
31,73	2,18	1750,52	37,36	35,67	37,26	2,24	1790,63	26,53	13,26	1502,89	22,27
31,30	2,19	1861,33	37,34	36,71	37,30	2,37	2011,01	29,79	14,90	1509,03	22,36
30,51	2,21	2093,94	38,23	38,55	38,38	2,61	2333,31	34,57	17,28	1513,64	22,42
30,41	2,21	2143,19	38,36	38,52	38,44	2,68	2381,50	35,28	17,64	1516,18	22,46
30,57	2,20	1985,82	38,91	39,55	39,51	2,53	2181,41	32,32	16,16	1510,45	22,38
30,84	2,20	1927,48	38,64	39,27	39,19	2,46	2094,17	31,02	15,51	1502,63	22,26
30,57	2,21	2003,16	38,77	39,49	39,33	2,55	2102,61	31,15	15,57	1506,06	22,31
30,98	2,21	2132,49	38,38	39,12	38,89	2,67	2284,26	33,84	16,92	1508,80	22,35
30,91	2,20	1974,72	38,57	39,34	39,28	2,59	2013,68	29,83	14,92	1520,51	22,53
29,00	2,30	1994,04	40,17	38,21	38,29	2,54	2052,47	30,41	15,20	1317,05	19,51
29,48	2,32	2096,54	39,74	39,11	39,11	2,67	2283,15	33,82	16,91	1394,78	20,66
30,69	2,27	1975,38	38,40	38,80	38,73	2,52	2160,86	32,01	16,01	1416,47	20,98
30,76	2,27	2062,12	38,46	39,01	38,89	2,58	2330,92	34,53	17,27	1440,11	21,34
31,32	2,26	1909,82	38,16	39,09	39,09	2,40	2038,63	30,20	15,10	1398,24	20,71
30,51	2,27	2008,03	38,27	39,08	38,97	2,53	2156,29	31,94	15,97	1391,76	20,62
30,80	2,27	2152,96	38,79	39,30	39,39	2,89	2439,30	36,14	18,07	1368,01	20,27
31,59	2,27	2058,96	38,98	38,91	39,54	2,73	2449,61	36,29	18,15	1316,78	19,51
31,01	2,26	1988,13	38,82	38,73	39,22	2,56	2323,21	34,42	17,21	1436,79	21,29
31,08	2,26	1971,99	38,09	37,86	38,35	2,47	2235,72	33,12	16,56	1416,78	20,99
30,44	2,28	2129,48	37,14	36,70	36,62	2,63	2354,51	34,88	17,44	1352,62	20,04
30,48	2,28	2163,30	37,16	36,85	37,05	2,55	2393,34	35,46	17,73	1319,29	19,55
30,68	2,29	2095,66	38,51	38,37	38,92	2,27	2302,13	34,11	17,05	1353,11	20,05
30,90	2,27	1951,88	38,19	38,00	38,43	1,83	2022,12	29,96	14,98	1346,28	19,94
30,30	2,27	1857,61	37,89	36,49	36,45	2,14	1768,21	26,20	13,10	1227,34	18,18
30,60	2,28	2089,58	37,84	37,92	38,32	2,48	2455,06	36,37	18,19	1327,30	19,66
31,53	2,29	2192,98	38,15	38,52	38,94	2,52	2480,50	36,75	18,37	1355,60	20,08
28,30	2,29	1681,57	33,55	31,02	31,91	1,59	1485,90	22,01	11,01	1033,03	15,30
31,77	2,27	2164,25	38,06	37,47	37,57	2,63	2360,68	34,97	17,49	1332,68	19,74
31,73	2,28	2256,25	41,06	38,26	37,94	2,70	2495,46	36,97	18,48	1319,82	19,55
31,63	2,27	2257,85	40,09	37,80	37,49	2,59	2543,95	37,69	18,84	1303,91	19,32
31,36	2,26	2126,51	39,88	37,78	37,25	2,38	2250,56	33,34	16,67	1263,55	18,72
31,10	2,28	2264,64	39,43	37,21	36,31	2,53	2491,93	36,92	18,46	1296,26	19,20

NaClO3 caudal (reator 1) (m3/h)	NaClO3 caudal (reator 2) (m3/h)	NaClO3 caudal (reator 3) (m3/h)	NaClO3 caudal (reator 1) (kg/h)	NaClO3 caudal (reator 2) (kg/h)	NaClO3 caudal (reator 3) (kg/h)	H2SO4 caudal (reator 1) (m3/h)	H2SO4 caudal (reator 2) (m3/h)	H2SO4 caudal (reator 3) (m3/h)	H2SO4 caudal (reator 1) (kg/h)	H2SO4 caudal (reator 2) (kg/h)	H2SO4 caudal (reator 3) (kg/h)
1,25	1,21	1,42	813,91	785,03	925,50	0,27	0,30	0,30	487,18	544,29	550,80
1,22	1,15	1,41	812,40	763,96	934,64	0,26	0,29	0,30	486,03	531,36	550,80
1,22	1,14	1,40	812,55	758,53	933,90	0,26	0,29	0,30	486,05	537,06	550,80
1,18	1,29	1,43	768,13	839,58	930,52	0,24	0,31	0,30	446,63	574,97	552,96
1,22	1,40	1,42	798,08	913,47	929,92	0,26	0,34	0,31	484,71	627,92	572,51
1,23	1,23	1,41	811,34	805,96	929,60	0,27	0,30	0,31	496,46	549,62	564,91
1,14	1,10	1,40	757,51	725,45	924,35	0,25	0,27	0,31	456,09	497,56	561,79
1,23	1,20	1,42	809,11	787,90	929,41	0,29	0,32	0,33	529,54	583,99	600,76
1,27	1,14	1,43	831,25	749,42	936,19	0,30	0,31	0,33	552,40	564,31	600,23
1,28	1,14	1,46	830,22	738,96	948,83	0,29	0,31	0,35	539,76	567,48	647,27
1,27	1,15	1,47	832,63	749,65	962,18	0,30	0,32	0,36	552,52	582,40	660,97
1,29	1,29	1,49	841,11	842,65	971,74	0,31	0,36	0,36	567,24	652,97	660,97
1,27	1,34	1,49	823,62	870,86	970,04	0,30	0,38	0,36	546,55	691,03	669,11
1,18	1,14	1,51	756,74	731,77	967,46	0,28	0,33	0,38	505,67	606,96	690,56
1,15	1,15	1,50	735,94	734,34	960,63	0,27	0,33	0,38	494,03	603,35	691,37
1,25	1,43	1,48	799,75	918,09	948,96	0,29	0,39	0,37	534,37	715,30	682,64
1,30	1,52	1,53	814,52	946,63	956,97	0,30	0,40	0,37	542,68	725,91	682,98
1,29	1,50	1,51	819,31	948,56	954,22	0,30	0,40	0,37	557,10	727,06	683,00
1,30	1,37	1,54	825,95	870,89	976,93	0,31	0,36	0,37	561,81	660,37	674,40
1,29	1,42	1,28	829,11	911,36	822,25	0,31	0,37	0,31	560,14	688,20	566,48
1,22	1,20	1,46	790,89	781,85	949,05	0,30	0,33	0,36	552,57	600,36	652,39
1,23	1,13	1,44	801,27	735,40	940,41	0,30	0,30	0,35	556,89	551,77	638,79
1,28	1,16	1,47	824,91	748,13	944,94	0,29	0,31	0,34	539,79	568,91	616,90
1,25	1,12	1,50	810,14	720,82	965,59	0,29	0,30	0,35	535,22	554,90	643,40
1,14	1,02	1,48	749,02	672,43	973,36	0,27	0,29	0,36	492,65	531,83	660,96
1,07	0,98	1,46	703,56	645,78	966,21	0,25	0,27	0,36	457,97	502,46	660,96
1,07	0,95	1,50	682,79	605,49	954,89	0,24	0,26	0,36	445,80	485,24	669,47
1,17	1,06	1,51	740,74	669,80	957,10	0,28	0,31	0,37	510,78	574,87	682,99
1,30	1,26	1,48	839,18	815,49	957,68	0,31	0,37	0,36	572,18	681,04	669,35
1,26	1,32	1,45	838,14	879,10	967,71	0,30	0,35	0,36	555,59	641,61	654,65
1,23	1,09	1,44	826,84	730,05	970,30	0,29	0,27	0,34	525,66	504,54	616,82
1,19	1,04	1,45	795,29	697,63	969,24	0,28	0,29	0,35	510,42	527,41	643,27
1,33	1,18	1,53	839,82	745,29	967,08	0,30	0,31	0,35	549,15	561,82	642,17
1,36	1,36	1,57	847,94	847,02	975,38	0,31	0,36	0,36	576,47	652,87	664,59
1,25	1,13	1,52	828,23	752,13	1006,02	0,30	0,30	0,37	544,30	544,50	678,01
1,29	1,19	1,35	854,56	786,81	896,91	0,31	0,32	0,33	572,95	591,84	600,37
1,39	1,28	1,42	910,85	834,29	927,62	0,32	0,33	0,31	580,63	602,24	569,18
1,29	1,14	1,38	853,66	755,74	913,64	0,27	0,28	0,28	499,31	506,54	520,51
1,30	1,22	1,39	859,61	804,19	915,58	0,29	0,30	0,28	523,43	557,71	519,34
1,25	1,11	1,44	788,00	701,65	910,48	0,25	0,26	0,29	454,43	486,16	541,00
1,24	1,11	1,35	844,94	761,14	922,48	0,27	0,27	0,29	503,76	498,62	539,77
1,53	1,49	1,58	960,63	938,10	992,28	0,31	0,34	0,33	566,28	615,57	604,42
1,50	1,49	1,47	918,13	910,39	903,03	0,32	0,36	0,33	595,10	657,24	609,91
1,30	1,17	1,39	861,91	773,35	920,74	0,31	0,33	0,34	560,95	602,39	627,57
1,24	1,12	1,37	818,72	743,56	905,15	0,25	0,28	0,30	462,21	512,90	556,29
1,30	1,28	1,33	875,67	858,87	892,48	0,26	0,30	0,28	468,94	549,95	519,01
1,30	1,35	1,30	839,99	870,83	842,17	0,25	0,31	0,27	458,54	572,83	494,54
1,29	1,28	1,31	752,75	749,50	768,51	0,26	0,30	0,27	471,77	545,12	495,72
1,24	1,12	1,31	619,49	560,20	651,98	0,24	0,26	0,27	442,03	472,85	495,72
1,07	1,04	1,24	687,19	665,24	791,53	0,23	0,26	0,26	419,72	482,54	480,67
1,29	1,31	1,27	824,96	837,23	813,57	0,26	0,32	0,27	473,35	580,19	504,02
1,28	1,36	1,33	811,72	863,64	846,34	0,24	0,31	0,28	446,42	573,47	518,13
0,94	0,99	1,07	498,07	520,86	567,40	0,19	0,23	0,23	351,09	427,28	420,18
1,32	1,35	1,34	862,70	885,93	877,76	0,26	0,31	0,27	482,44	577,06	503,89
1,32	1,47	1,32	869,95	963,45	864,27	0,25	0,32	0,26	453,98	592,80	470,42
1,30	1,45	1,28	833,93	931,76	823,73	0,25	0,32	0,25	461,57	594,86	461,45
1,25	1,24	1,24	797,35	787,61	790,38	0,24	0,28	0,25	443,38	507,73	453,54
1,26	1,41	1,24	813,84	911,08	803,70	0,24	0,31	0,25	440,64	572,83	462,67
1,25	1,39	1,25	817,65	908,29	813,99	0,24	0,31	0,25	440,65	564,40	456,76

Fração mássica de O2 no ar (m/n)	Caudal mássico de O2 (kg/h)	Caudal mássico de ar (kg/h)	Caudal molar de ar (kmol/h)	Caudal molar de N2 (kmol/h)	Caudal molar de O2 (kmol/h)	Volume de ar (m3/h)	Caudal mássico de SO2 (kg/h)	Caudal molar de SO2 (kmol/h)	Caudal molar de ar (kmol/h)	Volume de SO2+ar (m3/h)	% de SO2 antes dos misturadores
0,23	866,41	3718,33	128,93	101,85	27,08	4403,17	1432,08	22,38	107,54	4569,49	0,17
0,23	883,80	3793,00	131,52	103,90	27,62	4504,94	1460,83	22,83	109,70	4719,92	0,17
0,23	887,16	3807,38	132,02	104,29	27,72	4503,35	1466,37	22,91	110,12	4749,41	0,17
0,23	902,70	3874,10	134,33	106,12	28,21	4597,91	1492,07	23,31	112,05	4887,55	0,17
0,23	918,59	3942,27	136,69	107,99	28,71	4692,81	1518,33	23,72	114,02	4867,11	0,17
0,23	874,93	3754,91	130,20	102,86	27,34	4439,67	1446,16	22,60	108,60	4654,36	0,17
0,23	847,46	3637,02	126,11	99,63	26,48	4294,49	1400,76	21,89	105,19	4554,80	0,17
0,23	885,71	3801,16	131,80	104,12	27,68	4498,24	1463,98	22,87	109,94	4743,87	0,17
0,23	870,82	3737,26	129,59	102,37	27,21	4413,60	1439,37	22,49	108,09	4583,26	0,17
0,23	863,21	3704,61	128,45	101,48	26,98	4371,04	1426,79	22,29	107,14	4572,75	0,17
0,23	877,39	3765,48	130,56	103,15	27,42	4397,80	1450,24	22,66	108,90	4619,21	0,17
0,23	878,74	3771,24	130,76	103,30	27,46	4395,95	1452,46	22,69	109,07	4623,87	0,17
0,23	896,28	3846,52	133,37	105,37	28,01	4489,53	1481,45	23,15	111,25	4687,40	0,17
0,23	811,14	3481,14	120,71	95,36	25,35	4033,33	1340,73	20,95	100,68	4575,92	0,17
0,23	819,55	3517,22	121,96	96,35	25,61	4075,91	1354,62	21,17	101,72	4668,34	0,17
0,23	892,40	3829,86	132,80	104,91	27,89	4449,27	1475,03	23,05	110,77	4649,38	0,17
0,23	936,74	4020,18	139,40	110,12	29,27	4641,84	1548,33	24,19	116,27	4850,27	0,17
0,23	937,75	4024,51	139,55	110,24	29,30	4682,10	1550,00	24,22	116,40	4875,65	0,17
0,23	894,87	3840,50	133,17	105,20	27,96	4434,42	1479,13	23,11	111,07	4672,37	0,17
0,23	862,62	3702,07	128,37	101,41	26,96	4260,44	1425,82	22,28	107,07	4574,31	0,17
0,23	876,58	3761,99	130,44	103,05	27,39	4375,56	1448,89	22,64	108,80	4675,61	0,17
0,23	845,66	3629,28	125,84	99,42	26,43	4211,00	1397,78	21,84	104,96	4487,32	0,17
0,23	870,50	3735,91	129,54	102,34	27,20	4296,62	1438,85	22,48	108,05	4609,27	0,17
0,23	875,76	3758,45	130,32	102,95	27,37	4329,63	1447,53	22,62	108,70	4709,12	0,17
0,23	840,93	3608,99	125,14	98,86	26,28	4186,21	1389,97	21,72	104,38	4691,58	0,17
0,23	783,22	3361,33	116,55	92,08	24,48	3876,23	1294,58	20,23	97,22	4391,54	0,17
0,23	755,66	3243,03	112,45	88,83	23,61	3739,60	1249,02	19,52	93,79	4521,67	0,17
0,23	782,41	3357,85	116,43	91,98	24,45	3881,53	1293,24	20,21	97,11	4638,22	0,17
0,23	891,01	3823,91	132,59	104,75	27,84	4472,88	1472,74	23,01	110,59	4732,37	0,17
0,23	894,04	3836,91	133,04	105,10	27,94	4498,72	1477,75	23,09	110,97	4753,70	0,17
0,23	855,68	3672,27	127,33	100,59	26,74	4304,15	1414,34	22,10	106,21	4523,41	0,17
0,23	864,35	3709,51	128,62	101,61	27,01	4337,42	1428,68	22,32	107,29	4612,47	0,17
0,23	874,04	3751,09	130,07	102,75	27,31	4401,48	1444,69	22,57	108,49	4702,60	0,17
0,23	898,20	3854,76	133,66	105,59	28,07	4517,18	1484,62	23,20	111,49	4744,43	0,17
0,23	849,23	3644,63	126,37	99,84	26,54	4257,50	1403,69	21,93	105,41	4516,12	0,17
0,23	849,07	3643,94	126,35	99,82	26,53	4450,94	1403,43	21,93	105,39	4656,91	0,17
0,23	877,45	3765,70	130,57	103,15	27,42	4423,22	1450,32	22,66	108,91	4634,62	0,17
0,23	852,75	3659,70	126,90	100,25	26,65	4280,83	1409,50	22,02	105,84	4567,76	0,17
0,23	873,33	3748,06	129,96	102,67	27,29	4390,98	1443,53	22,56	108,40	4616,30	0,17
0,23	822,08	3528,08	122,33	96,64	25,69	4120,90	1358,80	21,23	102,04	4498,83	0,17
0,23	863,71	3706,78	128,53	101,54	26,99	4344,18	1427,63	22,31	107,21	4634,76	0,17
0,23	905,21	3884,87	134,70	106,42	28,29	4560,62	1496,22	23,38	112,36	4780,92	0,17
0,23	862,03	3699,56	128,28	101,34	26,94	4330,18	1424,85	22,26	107,00	4582,30	0,17
0,23	851,81	3655,67	126,76	100,14	26,62	4271,00	1407,95	22,00	105,73	4608,79	0,17
0,23	849,79	3647,00	126,46	99,90	26,56	4256,93	1404,61	21,95	105,48	4584,18	0,17
0,23	900,13	3863,04	133,95	105,82	28,13	4507,16	1487,81	23,25	111,73	4724,14	0,17
0,23	901,75	3870,00	134,19	106,01	28,18	4513,72	1490,49	23,29	111,93	4679,77	0,17
0,23	891,68	3826,77	132,69	104,82	27,86	4496,07	1473,84	23,03	110,68	4688,89	0,17
0,23	840,91	3608,89	125,13	98,86	26,28	4225,66	1389,93	21,72	104,37	4460,38	0,17
0,23	797,59	3423,00	118,69	93,76	24,92	4175,01	1318,33	20,60	99,00	4393,55	0,17
0,23	895,15	3841,69	133,21	105,23	27,97	4496,55	1479,59	23,12	111,11	4701,01	0,17
0,23	916,28	3932,38	136,35	107,72	28,63	4634,58	1514,52	23,66	113,73	4776,19	0,17
0,23	757,88	3252,56	112,78	89,10	23,68	4541,30	1252,69	19,57	94,07	4428,98	0,17
0,23	905,81	3887,43	134,79	106,49	28,31	4606,44	1497,20	23,39	112,43	4800,64	0,17
0,23	940,95	4038,25	140,02	110,62	29,40	4788,64	1555,29	24,30	116,79	4951,40	0,17
0,23	923,30	3962,51	137,40	108,54	28,85	4733,74	1526,12	23,85	114,60	4840,17	0,17
0,23	886,13	3802,95	131,86	104,17	27,69	4513,80	1464,67	22,89	109,99	4730,21	0,17
0,23	931,16	3996,23	138,57	109,47	29,10	4679,18	1539,11	24,05	115,58	4878,37	0,17
0,23	944,97	4055,50	140,62	111,09	29,53	4926,91	1561,93	24,41	117,29	4950,93	0,17

Volume de SO2 p/ R1+R2 (m3/h)	Caudal molar de SO2 p/ R1+R2 (kmol/h)	Caudal molar de S p/ R1+R2 (kmol/h)	Caudal mássico de S p/ R1+R2 (kg/h)	Volume de SO2 p/ R3 (m3/h)	Caudal molar de SO2 p/ R3 (kmol/h)	Caudal molar de S p/ R3 (kmol/h)	Caudal mássico de S p/ R3 (kg/h)	Caudal mássico de S p/ torre absorção+solução (kg/h)	Caudal molar de S p/ torre absorção+solução (kmol/h)	Caudal molar de SO2 p/ torre absorção+solução (kmol/h)	Caudal mássico de SO2 p/ torre absorção+solução (kg/h)
2133,17	60,65	60,65	336,93	1083,12	30,79	30,79	195,02	184,08	5,75	5,75	368,17
2346,07	65,87	65,87	332,17	1292,44	36,29	36,29	196,95	201,30	6,29	6,29	402,59
2376,53	66,56	66,56	331,06	1325,33	37,12	37,12	196,79	205,33	6,42	6,42	410,66
2410,95	66,77	66,77	338,78	1361,02	37,69	37,69	196,08	211,18	6,60	6,60	422,36
2228,26	63,06	63,06	360,66	1180,70	33,41	33,41	195,95	202,55	6,33	6,33	405,09
2211,39	62,33	62,33	340,80	1162,41	32,77	32,77	195,89	186,39	5,82	5,82	372,79
2304,22	64,29	64,29	312,49	1255,31	35,02	35,02	194,78	193,11	6,03	6,03	386,22
2326,14	65,12	65,12	336,52	1275,24	35,70	35,70	195,85	199,62	6,24	6,24	399,24
2250,64	64,12	64,12	333,08	1197,90	34,13	34,13	197,27	189,33	5,92	5,92	378,66
2287,70	64,76	64,76	330,66	1237,69	35,03	35,03	199,94	182,80	5,71	5,71	365,60
2327,26	66,28	66,28	333,42	1277,37	36,38	36,38	202,75	188,95	5,90	5,90	377,89
2189,45	62,39	62,39	354,80	1139,44	32,47	32,47	204,77	166,66	5,21	5,21	333,32
2211,01	63,39	63,39	357,06	1160,99	33,29	33,29	204,41	179,25	5,60	5,60	358,50
2408,39	64,02	64,02	313,66	1362,86	36,23	36,23	203,86	152,84	4,78	4,78	305,67
2506,15	65,97	65,97	309,82	1456,09	38,33	38,33	202,43	165,06	5,16	5,16	330,13
2072,38	59,64	59,64	361,99	1034,96	29,79	29,79	199,97	175,56	5,49	5,49	351,13
2189,62	63,41	63,41	371,11	1139,63	33,00	33,00	201,65	201,40	6,29	6,29	402,80
2207,32	63,66	63,66	372,53	1157,34	33,38	33,38	201,08	201,40	6,29	6,29	402,79
2151,10	61,78	61,78	357,56	1100,99	31,62	31,62	205,86	176,15	5,50	5,50	352,29
1998,26	56,51	56,51	366,75	1078,58	30,50	30,50	173,27	172,89	5,40	5,40	345,77
2309,20	64,92	64,92	331,41	1259,19	35,40	35,40	199,98	193,05	6,03	6,03	386,11
2203,14	62,26	62,26	323,81	1154,43	32,62	32,62	198,16	176,92	5,53	5,53	353,83
2269,99	64,28	64,28	331,47	1221,59	34,59	34,59	199,12	188,83	5,90	5,90	377,67
2462,53	68,67	68,67	322,61	1412,62	39,39	39,39	203,47	197,69	6,18	6,18	395,38
2626,49	70,59	70,59	299,53	1576,46	42,37	42,37	205,11	190,34	5,95	5,95	380,69
2449,73	65,51	65,51	284,34	1406,29	37,61	37,61	203,60	159,35	4,98	4,98	318,71
2651,59	66,45	66,45	271,47	1611,62	40,39	40,39	201,22	151,82	4,74	4,74	303,65
2572,39	65,07	65,07	297,23	1532,31	38,76	38,76	201,68	147,71	4,62	4,62	295,42
2335,58	65,94	65,94	348,67	1295,00	36,56	36,56	201,80	185,89	5,81	5,81	371,79
2255,39	63,60	63,60	361,86	1215,39	34,28	34,28	203,92	173,10	5,41	5,41	346,20
2260,51	64,12	64,12	328,07	1220,66	34,62	34,62	204,46	174,64	5,46	5,46	349,27
2432,72	68,36	68,36	314,59	1392,79	39,14	39,14	204,24	195,51	6,11	6,11	391,02
2362,58	65,84	65,84	334,02	1322,51	36,86	36,86	203,78	184,55	5,77	5,77	369,09
2257,52	64,09	64,09	357,16	1217,61	34,57	34,57	205,53	179,62	5,61	5,61	359,23
2325,07	65,56	65,56	333,02	1285,12	36,24	36,24	211,99	156,84	4,90	4,90	313,68
2301,41	62,92	62,92	345,87	1346,64	36,82	36,82	189,00	166,84	5,21	5,21	333,69
2126,47	60,37	60,37	367,74	1146,46	32,55	32,55	195,47	161,95	5,06	5,06	323,91
2262,30	63,33	63,33	339,14	1282,28	35,90	35,90	192,52	173,09	5,41	5,41	346,18
2187,69	62,06	62,06	350,60	1207,65	34,26	34,26	192,93	178,23	5,57	5,57	356,47
2322,35	63,63	63,63	313,90	1342,40	36,78	36,78	191,86	173,64	5,43	5,43	347,28
2305,15	64,41	64,41	338,43	1325,51	37,04	37,04	194,39	180,99	5,66	5,66	361,99
2189,04	62,15	62,15	400,10	1209,03	34,33	34,33	209,09	138,91	4,34	4,34	277,82
2062,74	58,19	58,19	385,31	1149,87	32,44	32,44	190,29	136,83	4,28	4,28	273,65
2288,89	63,43	63,43	344,59	1338,88	37,11	37,11	194,02	165,37	5,17	5,17	330,73
2306,56	64,11	64,11	329,21	1356,51	37,71	37,71	190,74	182,36	5,70	5,70	364,73
2153,38	61,52	61,52	365,51	1203,47	34,38	34,38	188,07	190,33	5,95	5,95	380,67
2006,65	57,98	57,98	360,51	1066,84	30,82	30,82	177,46	207,28	6,48	6,48	414,55
2078,23	59,26	59,26	316,56	1138,12	32,45	32,45	161,94	258,42	8,08	8,08	516,85
2083,47	58,90	58,90	248,59	1143,48	32,33	32,33	137,39	308,99	9,66	9,66	617,99
2219,77	60,42	60,42	284,99	1279,27	34,82	34,82	166,79	207,39	6,48	6,48	414,78
2063,40	58,92	58,92	350,26	1085,34	30,99	30,99	171,44	218,10	6,82	6,82	436,20
2068,34	59,50	59,50	353,03	1035,76	29,80	29,80	178,34	225,88	7,06	7,06	451,76
2401,35	61,62	61,62	214,71	1518,13	38,95	38,95	119,56	292,07	9,13	9,13	584,14
2094,02	59,25	59,25	368,47	1072,36	30,34	30,34	184,96	195,17	6,10	6,10	390,33
2115,29	60,28	60,28	386,34	1095,30	31,21	31,21	182,12	209,19	6,54	6,54	418,37
1990,53	56,94	56,94	372,07	972,62	27,82	27,82	173,58	217,41	6,79	6,79	434,83
2125,48	59,71	59,71	333,99	1122,81	31,54	31,54	166,55	231,80	7,24	7,24	463,60
2029,08	58,08	58,08	363,48	1009,13	28,88	28,88	169,36	236,72	7,40	7,40	473,44

Volume de SO2 p/ torre absorção+solução (m³/h)	Caudal mássico de SO2 p/ solução (bragueamento) (kg/h)	Caudal mássico de ar+s que sai do queimador (kg/h)	Caudal mássico de ar+SO2 que sai do queimador (kg/h)	Caudal mássico de ar+SO2 p/ torre de absorção (kg/h)	Caudal de O2 que sai do queimador (kmo/h)	Caudal de N2 que sai do queimador (kmo/h)	Caudal de O2 p/ reatores (kmo/h)	Caudal de N2 p/ reatores (kmo/h)	Caudal mássico de ar+SO2 p/ R1+R2+R3 (kg/h)	Caudal molar ar+SO2 antes dos misturadores (kmo/h)	Caudal molar ar+SO2 antes dos misturadores com conc. (kmo/h)
1132,00	153,90	4434,37	5866,45	1453,29	5,69	101,85	1,41	25,23	4413,16	58,96	336,04
1241,52	153,90	4523,41	5984,25	1574,09	5,80	103,90	1,53	27,33	4410,16	57,13	320,49
1261,18	153,90	4540,56	6006,94	1595,12	5,82	104,29	1,55	27,69	4411,82	56,89	320,84
1301,51	153,90	4620,14	6112,21	1627,63	5,92	106,12	1,58	28,26	4484,58	57,94	322,37
1252,06	153,90	4701,44	6219,76	1600,02	6,03	107,99	1,55	27,78	4619,74	62,52	361,35
1144,45	153,90	4477,99	5924,15	1456,67	5,74	102,86	1,41	25,29	4467,48	58,21	331,27
1184,08	153,90	4337,40	5738,17	1491,71	5,56	99,63	1,45	25,90	4246,45	55,18	314,02
1226,71	153,90	4533,14	5997,12	1550,78	5,81	104,12	1,50	26,92	4446,34	58,60	339,71
1161,10	153,90	4456,95	5896,32	1493,74	5,71	102,37	1,45	25,93	4402,57	57,24	323,23
1120,02	153,90	4418,00	5844,80	1431,58	5,66	101,48	1,39	24,86	4413,21	56,18	314,39
1145,94	153,90	4490,59	5940,83	1473,81	5,76	103,15	1,43	25,59	4467,02	57,14	325,07
1008,81	153,90	4497,47	5949,93	1298,13	5,77	103,30	1,26	22,54	4651,80	59,88	349,61
1086,45	153,90	4587,24	6068,69	1406,60	5,88	105,37	1,36	24,42	4662,08	61,00	361,02
919,56	153,90	4151,50	5492,23	1103,70	5,32	95,36	1,07	19,16	4388,52	50,86	293,06
993,32	153,90	4194,54	5549,16	1180,74	5,38	96,35	1,14	20,50	4368,42	50,72	293,83
1059,13	153,90	4567,38	6042,41	1376,47	5,86	104,91	1,33	23,90	4665,94	62,02	373,13
1207,58	153,90	4794,34	6342,67	1579,14	6,15	110,12	1,53	27,42	4763,53	64,66	395,49
1216,72	153,90	4799,51	6349,51	1584,53	6,15	110,24	1,54	27,51	4764,99	63,83	383,57
1056,17	153,90	4580,07	6059,20	1369,65	5,87	105,20	1,33	23,78	4689,54	60,87	354,89
1033,20	153,90	4414,98	5840,80	1319,26	5,66	101,41	1,28	22,91	4521,54	58,11	349,44
1166,02	153,90	4486,43	5935,33	1480,17	5,75	103,05	1,43	25,70	4455,16	57,57	336,43
1065,97	153,90	4328,17	5725,96	1360,21	5,55	99,42	1,32	23,62	4365,75	56,67	332,69
1127,77	153,90	4455,33	5894,18	1442,15	5,71	102,34	1,40	25,04	4452,03	58,08	342,17
1182,60	153,90	4482,22	5929,75	1489,13	5,75	102,95	1,44	25,85	4440,62	56,11	331,31
1146,54	153,90	4303,97	5693,94	1391,50	5,52	98,86	1,35	24,16	4302,44	50,88	294,18
954,28	153,90	4008,62	5303,21	1152,38	5,14	92,08	1,12	20,01	4150,83	48,17	278,33
909,13	153,90	3867,54	5116,56	1028,74	4,96	88,83	1,00	17,86	4087,82	43,87	252,26
886,67	153,90	4004,48	5297,72	1012,74	5,13	91,98	0,98	17,58	4284,98	47,08	275,69
1129,16	153,90	4560,28	6033,02	1439,50	5,85	104,75	1,40	24,99	4593,52	59,12	359,01
1053,94	153,90	4575,79	6053,54	1342,12	5,87	105,10	1,30	23,30	4711,41	60,44	363,44
1062,91	153,90	4379,44	5793,78	1361,42	5,62	100,59	1,32	23,64	4432,36	56,33	325,46
1187,12	153,90	4423,86	5852,54	1506,29	5,67	101,61	1,46	26,15	4346,25	54,16	307,13
1124,49	153,90	4473,43	5918,13	1415,15	5,74	102,75	1,37	24,57	4502,97	55,83	315,97
1093,01	153,90	4597,07	6081,70	1401,09	5,89	105,59	1,36	24,33	4680,61	60,54	364,09
951,42	153,90	4346,48	5750,17	1211,40	5,57	99,84	1,17	21,03	4538,78	55,68	337,29
1058,28	153,90	4345,65	5749,07	1306,47	5,57	99,82	1,27	22,68	4442,60	54,52	340,26
987,85	153,90	4490,87	5941,19	1266,34	5,76	103,15	1,23	21,99	4674,85	59,52	362,64
1051,40	153,90	4364,45	5773,94	1329,04	5,60	100,25	1,29	23,07	4444,91	55,30	324,94
1084,32	153,90	4469,83	5913,35	1388,98	5,73	102,67	1,35	24,12	4524,38	58,50	350,46
1053,22	153,90	4207,48	5566,28	1303,13	5,39	96,64	1,26	22,63	4263,16	52,33	308,96
1101,51	153,90	4420,59	5848,22	1389,90	5,67	101,54	1,35	24,13	4458,32	56,11	331,64
846,84	153,90	4632,98	6129,20	1085,66	5,94	106,42	1,05	18,85	5043,54	61,12	357,90
831,65	153,90	4411,98	5836,83	1059,33	5,66	101,34	1,03	18,39	4777,49	58,08	345,62
1003,28	153,90	4359,64	5767,59	1255,54	5,59	100,14	1,22	21,80	4512,05	55,10	323,91
1105,37	153,90	4349,31	5753,91	1387,42	5,58	99,90	1,34	24,09	4366,49	54,81	326,95
1153,19	153,90	4606,94	6094,75	1487,77	5,91	105,82	1,44	25,83	4606,98	60,84	373,38
1255,40	153,90	4615,24	6105,73	1637,93	5,92	106,01	1,59	28,44	4467,80	62,51	397,41
1576,69	153,90	4563,69	6037,54	2030,19	5,85	104,82	1,97	35,25	4007,35	59,76	357,02
1878,80	153,90	4303,85	5693,78	2398,33	5,52	98,86	2,32	41,64	3295,45	55,18	323,87
1313,55	153,90	4082,17	5400,50	1614,60	5,23	93,76	1,56	28,03	3785,90	50,57	309,56
1325,63	153,90	4581,48	6061,07	1709,15	5,87	105,23	1,66	29,67	4351,93	59,66	359,60
1382,45	153,90	4689,64	6204,16	1795,77	6,01	107,72	1,74	31,18	4408,39	63,08	385,38
2117,65	153,90	3878,91	5131,60	2453,60	4,97	89,10	2,38	42,60	2678,00	43,15	284,79
1200,93	153,90	4636,03	6133,23	1534,29	5,94	106,49	1,49	26,64	4598,94	61,23	368,75
1288,14	153,90	4815,89	6371,18	1657,51	6,17	110,62	1,61	28,78	4713,67	64,29	385,58
1348,76	153,90	4725,57	6251,69	1742,09	6,06	108,54	1,69	30,25	4509,60	64,58	391,70
1428,72	153,90	4535,29	5999,96	1812,23	5,82	104,17	1,76	31,46	4187,73	59,73	372,21
1439,34	153,90	4765,78	6304,89	1860,23	6,11	109,47	1,80	32,30	4444,66	64,82	395,72
1550,37	153,90	4836,47	6398,40	2003,64	6,20	111,09	1,94	34,79	4394,76	64,63	390,59
1559,24	153,90	4793,81	6341,97	1979,06	6,15	110,11	1,92	34,36	4362,91	62,63	381,55
1547,28	153,90	4809,07	6362,15	2001,39	6,17	110,46	1,94	34,75	4360,77	65,07	396,77

Volume de ar+SO2 p/ R1+R2+R3+sec (m3/h)	Caudal molar de SO2 p/ R1+R2+R3+sec (kmol/h)	Caudal molar de N2 p/ R1+R2+R3+sec (kmol/h)	Caudal molar de O2 p/ R1+R2+R3+sec (kmol/h)	Caudal molar de ar p/ R1+R2+R3+sec (kmol/h)	Caudal molar de SO2 p/ R1+R2+R3+sec (kmol/h)	% de SO2 p/ sec (R3)	Caudal mássico de ar p/ R1+R2+R3+sec (kg/h)	Volume de ar p/ R1+R2+R3 (m3/h)	Caudal mássico total de ar+SO2 p/ R1+R2+R3 (kg/h)	Caudal molar total de ar+SO2 p/ R1+R2+R3 (kmol/h)	Volume total de ar+SO2 p/ R1+R2+R3 (m3/h)
3437,49	16,62	75,85	4,28	50,62	8,34	8,84	1459,86	1728,74	5873,02	147,37	5183,49
3478,40	16,54	75,38	4,27	49,34	7,78	8,93	1423,08	1690,19	5833,24	145,54	5183,31
3488,22	16,50	75,33	4,28	49,04	7,86	8,92	1414,23	1672,75	5826,05	145,13	5181,63
3586,04	16,71	76,23	4,35	49,63	8,32	8,74	1431,21	1698,61	5915,79	146,91	5304,75
3615,05	17,39	79,23	4,48	51,82	10,70	8,48	1494,43	1778,94	6114,16	152,92	5403,45
3509,91	16,77	76,57	4,33	49,89	8,32	8,77	1438,93	1701,35	5906,41	147,56	5235,11
3370,72	15,85	72,43	4,12	47,65	7,52	9,17	1374,31	1622,74	5620,76	140,05	5019,86
3517,16	16,64	75,95	4,31	51,18	7,42	8,81	1476,14	1746,85	5922,48	148,08	5289,16
3422,16	16,57	75,70	4,27	49,40	7,84	8,96	1424,59	1682,41	5827,17	145,94	5122,48
3452,73	16,58	75,75	4,28	49,53	6,65	9,06	1428,51	1685,49	5841,72	146,14	5162,95
3473,27	16,76	76,82	4,33	50,09	7,05	9,08	1444,52	1687,10	5911,54	148,00	5196,18
3615,05	17,49	80,13	4,51	52,25	7,62	8,80	1506,98	1756,61	6158,78	154,38	5417,47
3600,95	17,55	80,41	4,52	52,22	8,78	8,77	1506,09	1757,86	6168,17	154,70	5395,50
3656,35	16,17	74,24	4,25	48,59	2,27	9,29	1401,35	1623,65	5789,88	143,25	5389,42
3675,01	16,01	73,53	4,23	51,03	0,31	9,27	1471,74	1705,51	5840,15	144,80	5500,75
3590,25	17,56	80,58	4,52	52,46	9,56	8,57	1512,81	1757,47	6178,75	155,12	5389,70
3642,69	17,90	82,39	4,62	53,19	11,47	8,47	1533,88	1771,07	6297,41	158,09	5458,85
3658,92	17,93	82,29	4,62	53,29	10,55	8,44	1536,77	1787,87	6301,76	158,12	5482,77
3616,20	17,61	80,94	4,55	52,44	8,43	8,78	1512,47	1746,36	6202,01	155,54	5415,84
3541,11	16,88	77,68	4,38	49,25	8,86	7,66	1420,44	1634,68	5941,98	148,19	5240,54
3509,59	16,61	76,27	4,32	49,44	8,14	8,98	1425,74	1658,27	5880,89	146,63	5215,80
3421,35	16,31	74,93	4,23	48,96	7,71	9,08	1412,00	1638,32	5777,74	144,43	5111,14
3481,50	16,58	76,43	4,31	49,75	8,33	8,95	1434,86	1650,21	5886,89	147,08	5193,67
3526,53	16,44	75,79	4,30	49,15	6,96	9,16	1417,53	1632,96	5858,15	145,69	5224,33
3545,04	15,77	72,52	4,17	46,88	4,00	9,53	1352,08	1568,33	5654,52	139,35	5184,56
3437,27	15,25	70,16	4,02	45,55	2,62	9,81	1313,74	1514,99	5464,57	134,98	5047,31
3612,54	14,77	67,95	3,96	44,17	0,30	9,84	1273,84	1468,88	5361,65	130,85	5221,82
3751,55	15,59	71,61	4,15	46,55	0,54	9,41	1342,39	1551,74	5627,37	137,90	5451,93
3603,21	17,20	78,81	4,45	52,55	6,57	8,79	1515,42	1772,61	6108,95	153,01	5419,72
3699,76	17,68	80,89	4,57	52,59	7,85	8,66	1516,60	1778,19	6228,01	155,73	5522,05
3460,50	16,64	76,18	4,30	49,49	6,84	9,23	1427,34	1672,94	5859,70	146,61	5168,59
3425,34	16,21	74,35	4,21	48,22	5,94	9,40	1390,72	1626,12	5736,97	142,99	5088,80
3578,11	16,81	76,92	4,36	50,00	5,83	9,05	1442,04	1692,07	5945,01	148,09	5313,79
3651,42	17,58	80,49	4,54	53,83	6,70	8,78	1552,58	1819,38	6233,19	156,44	5510,88
3564,70	17,03	77,98	4,40	51,10	4,58	9,34	1473,62	1721,42	6012,40	150,51	5337,76
3598,63	16,71	75,51	4,31	50,30	4,22	8,51	1450,61	1771,87	5893,21	146,83	5370,55
3646,76	17,60	80,46	4,53	52,47	7,04	8,36	1513,37	1777,61	6188,21	155,07	5462,26
3516,36	16,61	76,10	4,31	49,54	5,76	8,66	1428,66	1671,14	5873,57	146,56	5235,43
3531,99	16,99	77,76	4,39	50,60	7,90	8,53	1459,38	1709,72	5983,76	149,74	5278,34
3445,60	15,80	72,45	4,13	47,24	5,09	9,00	1362,49	1591,43	5625,65	139,63	5095,98
3533,25	16,65	76,24	4,32	49,61	6,50	8,72	1430,84	1676,88	5889,15	146,82	5254,18
3934,08	19,04	86,97	4,89	56,30	4,83	8,29	1623,63	1906,05	6667,17	167,19	5888,77
3750,65	17,99	82,24	4,63	54,63	3,45	7,97	1575,51	1844,07	6353,01	159,48	5653,76
3605,51	16,83	77,09	4,37	50,02	5,08	8,60	1442,65	1685,48	5954,71	148,32	5351,86
3478,81	16,25	74,51	4,23	48,65	6,17	8,74	1403,03	1637,67	5769,52	143,64	5167,55
3570,95	17,30	79,33	4,47	51,65	9,19	8,16	1489,64	1738,02	6096,62	152,75	5346,24
3424,37	16,81	77,17	4,33	51,18	11,33	7,94	1475,93	1721,43	5943,73	149,49	5173,86
3112,20	14,95	68,61	3,88	44,43	15,33	8,08	1281,29	1505,39	5288,64	131,87	4624,67
2581,58	12,06	55,70	3,19	36,15	19,03	8,34	1042,57	1220,75	4338,02	107,11	3788,81
3080,00	14,12	63,59	3,67	42,85	7,71	8,81	1235,91	1507,43	5021,81	124,23	4563,89
3375,39	16,30	74,78	4,22	48,95	10,71	7,88	1411,86	1652,53	5763,78	144,26	5052,43
3393,74	16,61	75,96	4,27	48,81	14,28	8,09	1407,59	1658,95	5815,98	145,65	5063,11
2311,33	10,45	40,45	2,60	34,31	8,83	8,93	989,60	1381,70	3667,60	87,81	3422,20
3599,72	17,29	78,90	4,46	51,31	9,93	8,04	1479,67	1753,35	6078,61	151,96	5370,95
3663,26	17,76	81,03	4,57	52,10	12,19	7,73	1502,64	1781,86	6216,31	155,47	5455,73
3491,41	17,05	77,56	4,37	50,66	13,92	7,70	1461,05	1745,42	5970,65	149,65	5231,66
3301,49	15,64	71,36	4,06	47,32	12,42	7,95	1364,59	1619,66	5552,32	138,37	4925,98
3439,03	16,65	76,41	4,31	49,79	15,03	7,62	1435,95	1681,35	5880,61	147,16	5141,43
3400,56	16,73	75,48	4,26	49,52	15,11	7,81	1428,05	1734,90	5822,81	145,98	5100,61



Volume total de ar+SO <sub>2</sub> p/ R3 (m <sup>3</sup> /h)	Volume total de ar+SO <sub>2</sub> p/ R1+R2 (m <sup>3</sup> /h)	Volume total de ar+SO <sub>2</sub> p/ R1 (m <sup>3</sup> /h)	Volume total de ar+SO <sub>2</sub> p/ R2 (m <sup>3</sup> /h)	Volume total de ar+SO <sub>2</sub> p/ R1+R2+R3 (Nm <sup>3</sup> /h)	Volume total de ar+SO <sub>2</sub> p/ R3 (Nm <sup>3</sup> /h)	Volume total de ar+SO <sub>2</sub> p/ R1 (Nm <sup>3</sup> /h)	Volume total de ar+SO <sub>2</sub> p/ R2 (Nm <sup>3</sup> /h)	Volume total de ar+SO <sub>2</sub> p/ sec (R3) (Nm <sup>3</sup> /h)	Volume total de ar+SO <sub>2</sub> p/ sec (R1) (Nm <sup>3</sup> /h)	Volume total de ar+SO <sub>2</sub> p/ sec (R2) (Nm <sup>3</sup> /h)
1900,36	3283,14	1641,57	1641,57	3545,00	1299,66	1122,67	1122,67	114,87	99,22	99,22
1929,32	3253,98	1626,99	1626,99	3500,81	1303,07	1098,87	1098,87	116,38	98,15	98,15
1931,80	3249,83	1624,92	1624,92	3491,13	1301,55	1094,79	1094,79	116,11	97,67	97,67
1944,73	3360,02	1680,01	1680,01	3533,93	1295,55	1119,19	1119,19	113,29	97,87	97,87
1902,26	3501,18	1750,59	1750,59	3678,41	1294,97	1191,72	1191,72	109,86	101,10	101,10
1910,78	3324,33	1662,16	1662,16	3549,59	1295,58	1127,01	1127,01	113,62	98,83	98,83
1927,50	3092,36	1546,18	1546,18	3368,85	1293,56	1037,65	1037,65	118,67	95,19	95,19
1945,76	3343,40	1671,70	1671,70	3561,91	1310,34	1125,78	1125,78	115,43	99,17	99,17
1905,40	3217,08	1608,54	1608,54	3510,53	1305,80	1102,36	1102,36	117,02	98,79	98,79
1945,49	3217,47	1608,73	1608,73	3515,41	1324,66	1095,37	1095,37	120,03	99,25	99,25
1964,92	3231,26	1615,63	1615,63	3559,99	1346,20	1106,90	1106,90	122,20	100,48	100,48
1982,44	3435,03	1717,51	1717,51	3713,55	1358,92	1177,32	1177,32	119,64	103,65	103,65
1964,28	3431,22	1715,61	1715,61	3721,18	1354,73	1183,23	1183,23	118,80	103,76	103,76
2123,01	3266,41	1633,20	1633,20	3445,86	1357,40	1044,23	1044,23	126,11	97,02	97,02
2173,75	3327,00	1663,50	1663,50	3483,16	1376,45	1053,35	1053,35	127,57	97,62	97,62
1917,88	3471,83	1735,91	1735,91	3731,35	1327,77	1201,79	1201,79	113,81	103,01	103,01
1921,90	3536,94	1768,47	1768,47	3802,71	1338,83	1231,94	1231,94	113,35	104,30	104,30
1921,97	3560,79	1780,40	1780,40	3803,59	1333,34	1235,13	1235,13	112,53	104,24	104,24
1978,82	3437,02	1718,51	1718,51	3741,37	1367,01	1187,18	1187,18	120,02	104,23	104,23
1681,44	3559,11	1779,55	1779,55	3564,59	1143,70	1210,44	1210,44	87,65	92,77	92,77
1962,91	3252,88	1626,44	1626,44	3527,06	1327,37	1099,84	1099,84	119,17	98,74	98,74
1940,41	3170,72	1585,36	1585,36	3474,28	1318,99	1077,64	1077,64	119,74	97,83	97,83
1949,06	3244,61	1622,30	1622,30	3537,95	1327,71	1105,12	1105,12	118,76	98,85	98,85
2020,61	3203,72	1601,86	1601,86	3504,40	1355,40	1074,50	1074,50	124,21	98,47	98,47
2107,24	3077,32	1538,66	1538,66	3351,91	1362,37	994,77	994,77	129,90	94,85	94,85
2106,08	2941,22	1470,61	1470,61	3246,89	1354,82	946,03	946,03	132,91	92,81	92,81
2222,86	2998,96	1499,48	1499,48	3147,66	1339,92	903,87	903,87	131,91	88,98	88,98
2203,90	3248,03	1624,02	1624,02	3317,22	1340,96	988,13	988,13	126,23	93,02	93,02
1986,85	3432,87	1716,44	1716,44	3680,61	1349,30	1165,65	1165,65	118,55	102,42	102,42
1990,26	3531,79	1765,89	1765,89	3745,97	1350,12	1197,92	1197,92	116,87	103,70	103,70
1984,45	3184,14	1592,07	1592,07	3526,59	1354,01	1086,29	1086,29	124,92	100,22	100,22
2003,23	3085,57	1542,78	1542,78	3439,64	1354,03	1042,80	1042,80	127,26	98,01	98,01
2013,51	3300,29	1650,14	1650,14	3562,35	1349,85	1106,25	1106,25	122,18	100,13	100,13
2012,93	3497,95	1748,97	1748,97	3763,12	1374,53	1194,29	1194,29	120,72	104,89	104,89
2076,22	3261,54	1630,77	1630,77	3620,43	1408,23	1106,10	1106,10	131,55	103,32	103,32
1897,70	3472,85	1736,42	1736,42	3531,87	1248,00	1141,94	1141,94	106,19	97,16	97,16
1895,76	3566,50	1783,25	1783,25	3730,08	1294,58	1217,75	1217,75	108,26	101,84	101,84
1895,84	3339,59	1669,80	1669,80	3525,40	1276,61	1124,39	1124,39	110,59	97,40	97,40
1873,62	3404,73	1702,36	1702,36	3601,83	1278,52	1161,66	1161,66	109,04	99,07	99,07
1933,14	3162,84	1581,42	1581,42	3358,76	1274,13	1042,32	1042,32	114,68	93,82	93,82
1916,85	3337,33	1668,66	1668,66	3531,73	1288,46	1121,63	1121,63	112,36	97,81	97,81
2021,20	3867,57	1933,79	1933,79	4021,65	1380,35	1320,65	1320,65	114,45	109,50	109,50
1869,09	3784,67	1892,33	1892,33	3836,34	1268,27	1284,04	1284,04	101,03	102,29	102,29
1927,88	3423,98	1711,99	1711,99	3567,79	1285,21	1141,29	1141,29	110,53	98,15	98,15
1895,67	3271,88	1635,94	1635,94	3455,20	1267,51	1093,84	1093,84	110,73	95,56	95,56
1816,28	3529,95	1764,98	1764,98	3674,24	1248,25	1212,99	1212,99	101,91	99,03	99,03
1706,73	3467,12	1733,56	1733,56	3595,95	1186,22	1204,86	1204,86	94,23	95,72	95,72
1565,16	3059,51	1529,75	1529,75	3172,17	1073,58	1049,29	1049,29	86,77	84,81	84,81
1348,62	2440,19	1220,09	1220,09	2576,42	917,07	829,67	829,67	76,46	69,18	69,18
1684,94	2878,95	1439,48	1439,48	2988,41	1103,29	942,56	942,56	97,21	83,05	83,05
1660,29	3392,14	1696,07	1696,07	3470,12	1140,33	1164,90	1164,90	89,84	91,78	91,78
1699,30	3363,81	1681,91	1681,91	3503,52	1175,86	1163,83	1163,83	95,14	94,17	94,17
1224,06	2198,13	1099,07	1099,07	2112,22	755,51	678,36	678,36	67,46	60,57	60,57
1795,01	3575,93	1787,97	1787,97	3655,33	1221,64	1216,85	1216,85	98,27	97,88	97,88
1747,89	3707,85	1853,92	1853,92	3739,65	1198,09	1270,78	1270,78	92,58	98,20	98,20
1664,26	3567,39	1783,70	1783,70	3599,66	1145,10	1227,28	1227,28	88,15	94,48	94,48
1639,09	3286,89	1643,44	1643,44	3328,48	1107,53	1110,48	1110,48	88,10	88,33	88,33
1634,16	3507,27	1753,64	1753,64	3539,75	1125,08	1207,34	1207,34	85,74	92,01	92,01
1634,63	3465,98	1732,99	1732,99	3511,50	1125,35	1193,07	1193,07	87,84	93,13	93,13

kg ClO2/kg S (R1+R2)	kg ClO2/kg S (R2)	kg ClO2/kg S (R3)	kg ClO2/kg NaClO3 (R1+R2)	kg ClO2/kg NaClO3 (R2)	kg ClO2/kg NaClO3 (R3)	kg ClO2/kg H2SO4 (R1+R2)	kg ClO2/kg H2SO4 (R2)	kg ClO2/kg H2SO4 (R3)
6,66	6,66	7,52	1,40	1,40	1,58	2,18	2,18	2,66
6,58	6,58	7,51	1,39	1,39	1,58	2,15	2,15	2,68
6,41	6,41	7,48	1,35	1,35	1,58	2,07	2,07	2,67
6,47	6,47	7,51	1,36	1,36	1,58	2,15	2,15	2,66
6,52	6,52	7,50	1,37	1,37	1,58	2,11	2,11	2,57
6,01	6,01	7,49	1,27	1,27	1,58	1,96	1,96	2,60
6,45	6,45	7,51	1,36	1,36	1,58	2,11	2,11	2,61
6,59	6,59	7,51	1,39	1,39	1,58	1,99	1,99	2,45
6,24	6,24	7,50	1,32	1,32	1,58	1,86	1,86	2,47
6,59	6,59	7,49	1,39	1,39	1,58	1,97	1,97	2,31
6,57	6,57	7,46	1,39	1,39	1,57	1,93	1,93	2,29
6,58	6,58	7,41	1,39	1,39	1,56	1,91	1,91	2,29
6,69	6,69	7,48	1,41	1,41	1,58	1,93	1,93	2,28
6,91	6,91	7,51	1,46	1,46	1,58	1,95	1,95	2,22
6,91	6,91	7,60	1,46	1,46	1,60	1,95	1,95	2,22
6,86	6,86	7,56	1,45	1,45	1,59	1,99	1,99	2,22
6,94	6,94	7,50	1,46	1,46	1,58	2,03	2,03	2,21
6,87	6,87	7,48	1,45	1,45	1,58	1,99	1,99	2,20
6,69	6,69	7,25	1,41	1,41	1,53	1,96	1,96	2,21
6,64	6,64	7,12	1,40	1,40	1,50	1,95	1,95	2,18
6,94	6,94	7,48	1,46	1,46	1,58	1,99	1,99	2,29
7,00	7,00	7,48	1,47	1,47	1,58	2,04	2,04	2,32
6,97	6,97	7,50	1,47	1,47	1,58	2,08	2,08	2,42
6,95	6,95	7,42	1,46	1,46	1,56	2,06	2,06	2,35
6,66	6,66	7,42	1,40	1,40	1,56	1,95	1,95	2,30
6,51	6,51	7,45	1,37	1,37	1,57	1,93	1,93	2,29
6,60	6,60	7,47	1,39	1,39	1,57	1,92	1,92	2,24
6,77	6,77	7,48	1,43	1,43	1,58	1,85	1,85	2,21
6,69	6,69	7,50	1,41	1,41	1,58	1,86	1,86	2,26
6,58	6,58	7,44	1,39	1,39	1,57	1,99	1,99	2,32
6,65	6,65	7,39	1,40	1,40	1,56	2,12	2,12	2,45
6,66	6,66	7,36	1,40	1,40	1,55	2,02	2,02	2,34
6,29	6,29	7,39	1,33	1,33	1,56	1,89	1,89	2,35
6,40	6,40	7,34	1,35	1,35	1,55	1,86	1,86	2,27
6,05	6,05	7,17	1,27	1,27	1,51	1,85	1,85	2,24
5,93	5,93	6,97	1,25	1,25	1,47	1,76	1,76	2,19
6,21	6,21	7,14	1,31	1,31	1,50	1,93	1,93	2,45
6,37	6,37	7,36	1,34	1,34	1,55	2,15	2,15	2,72
6,65	6,65	7,46	1,40	1,40	1,57	2,16	2,16	2,77
6,49	6,49	7,29	1,37	1,37	1,54	2,17	2,17	2,58
6,37	6,37	7,16	1,34	1,34	1,51	2,15	2,15	2,58
6,10	6,10	6,54	1,28	1,28	1,38	2,06	2,06	2,26
6,36	6,36	6,92	1,34	1,34	1,46	1,96	1,96	2,16
6,74	6,74	7,41	1,42	1,42	1,56	2,00	2,00	2,29
6,79	6,79	7,43	1,43	1,43	1,57	2,29	2,29	2,55
6,44	6,44	7,19	1,36	1,36	1,52	2,31	2,31	2,61
6,64	6,64	7,43	1,40	1,40	1,57	2,32	2,32	2,67
7,27	7,27	8,36	1,53	1,53	1,76	2,26	2,26	2,73
8,13	8,13	9,80	1,71	1,71	2,06	2,21	2,21	2,72
6,20	6,20	7,36	1,31	1,31	1,55	1,96	1,96	2,55
7,01	7,01	7,74	1,48	1,48	1,63	2,33	2,33	2,63
7,03	7,03	7,60	1,48	1,48	1,60	2,43	2,43	2,62
6,92	6,92	8,64	1,46	1,46	1,82	1,91	1,91	2,46
6,41	6,41	7,21	1,35	1,35	1,52	2,23	2,23	2,64
6,46	6,46	7,25	1,36	1,36	1,53	2,38	2,38	2,81
6,84	6,84	7,51	1,44	1,44	1,58	2,41	2,41	2,83
6,74	6,74	7,59	1,42	1,42	1,60	2,37	2,37	2,79
6,86	6,86	7,65	1,44	1,44	1,61	2,46	2,46	2,80
6,78	6,78	7,53	1,43	1,43	1,59	2,45	2,45	2,83

## ANEXO II - TABELA COM A DESCRIÇÃO SUCINTA DAS FUNÇÕES

As funções utilizadas para inserção dos valores processuais no esquema da instalação são seguidamente apresentadas sob a forma de tabela.

Tabela II.1 – Descrição sucinta das funções.

Nome	Argumentos da função	Observação
<i>AGORA</i>	()	Devolve a data e hora atuais com o formato de data e hora.
<i>ARRED</i>	(núm; núm_dígitos)	Arredonda um valor para um número de algarismos especificado.
<i>CONCATENAR</i>	(texto1; texto2)	Junta várias cadeias de texto numa só.
<i>CONTAR.SE</i>	(intervalo; critérios)	Conta o número de células de um intervalo que respeitam uma dada condição.
<i>E</i>	(valor_lógico1; valor_lógico2)	Devolve verdadeiro se todos os argumentos forem verdadeiros.
<i>PREVISÃO.LINEAR</i>	(x; val_conhecidos_y; val_conhecidos_x)	Calcula ou prevê um valor futuro ao longo de uma tendência linear ao utilizar valores existentes.
<i>PROCV</i>	(valor_proc; matriz_tabela; núm_índice_coluna; procurar_intervalo)	Procura um valor na coluna mais à esquerda de uma tabela e devolve um valor na mesma linha de uma dada coluna.
<i>SE</i>	(teste lógico; verdadeiro; falso)	Devolve um valor se a condição especificada for verdadeira, caso contrário, falso.
<i>SEGUNDO</i>	(núm_série)	Devolve os segundos (0-59)

## ANEXO III - GRÁFICOS

- *SEIS VARIÁVEIS DISTINTAS EM GRÁFICOS INDIVIDUAIS*

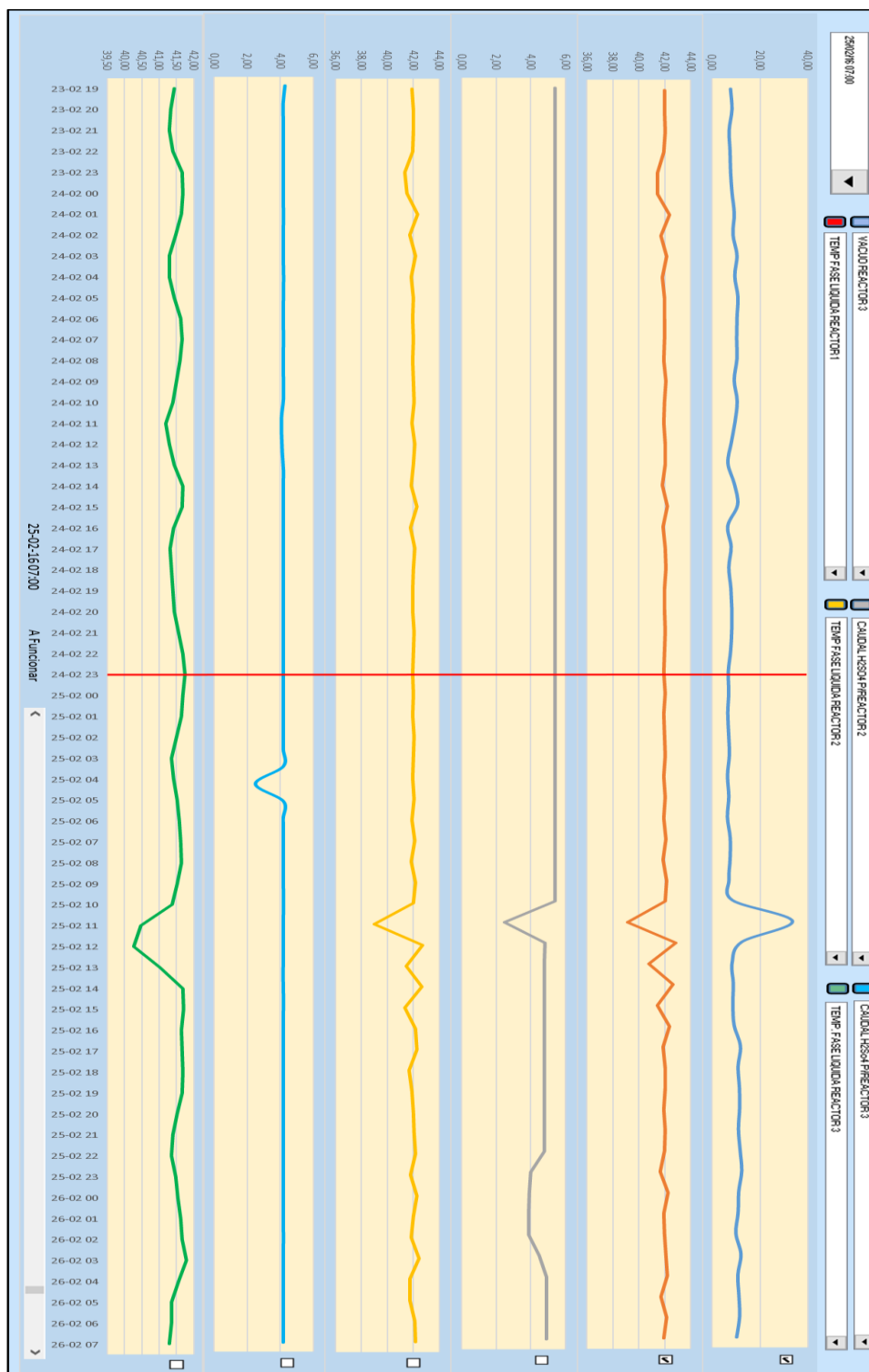


Figura III.1 – Seis variáveis em gráficos separados.

- **RELACIONA DUAS VARIÁVEIS DISTINTAS, NO MESMO PERÍODO DE TEMPO**

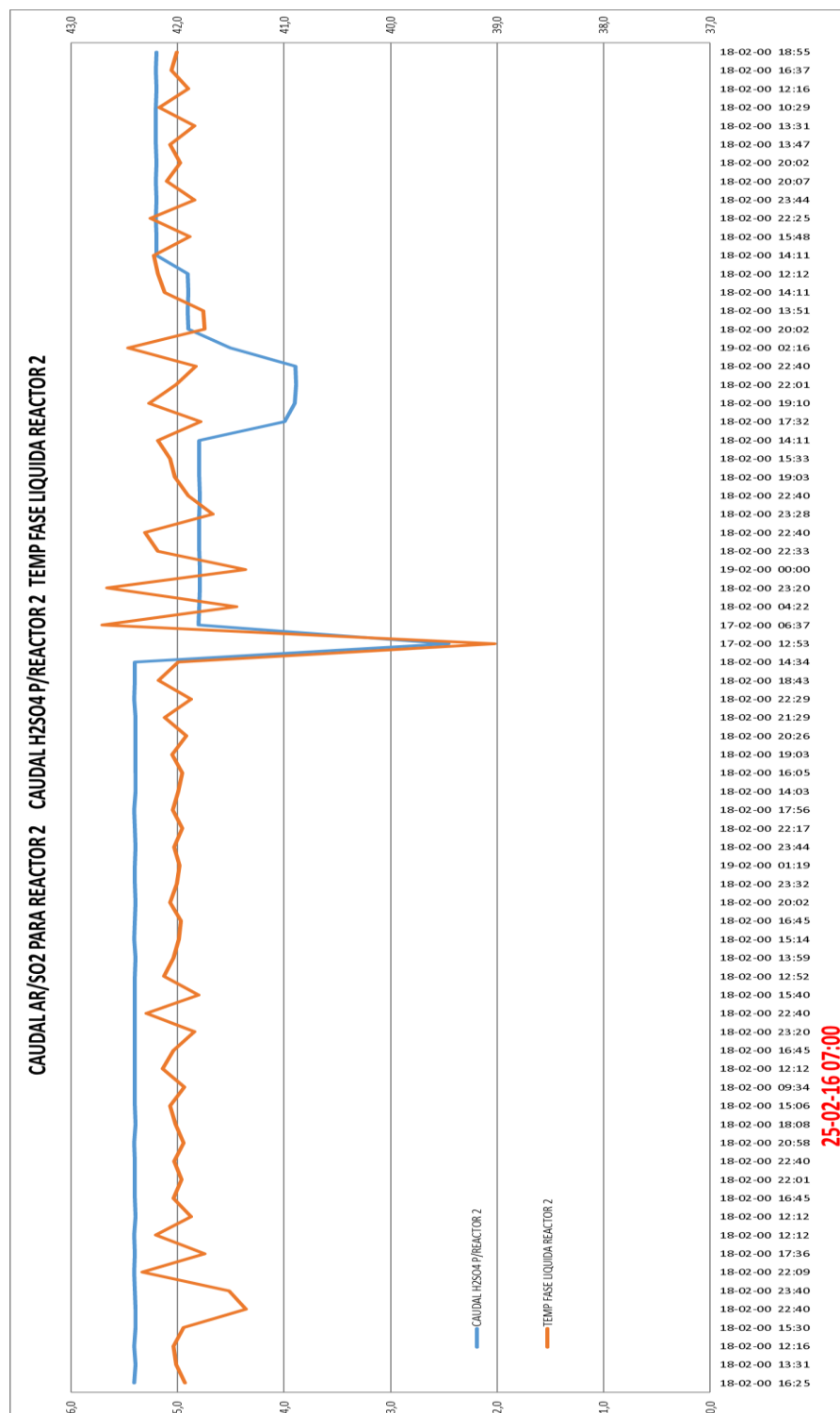


Figura III.2 – Gráfico que relaciona duas variáveis distintas, no mesmo período de tempo.

- **RELACIONA SEIS VARIÁVEIS DISTINTAS, NO MESMO PERÍODO DE TEMPO**

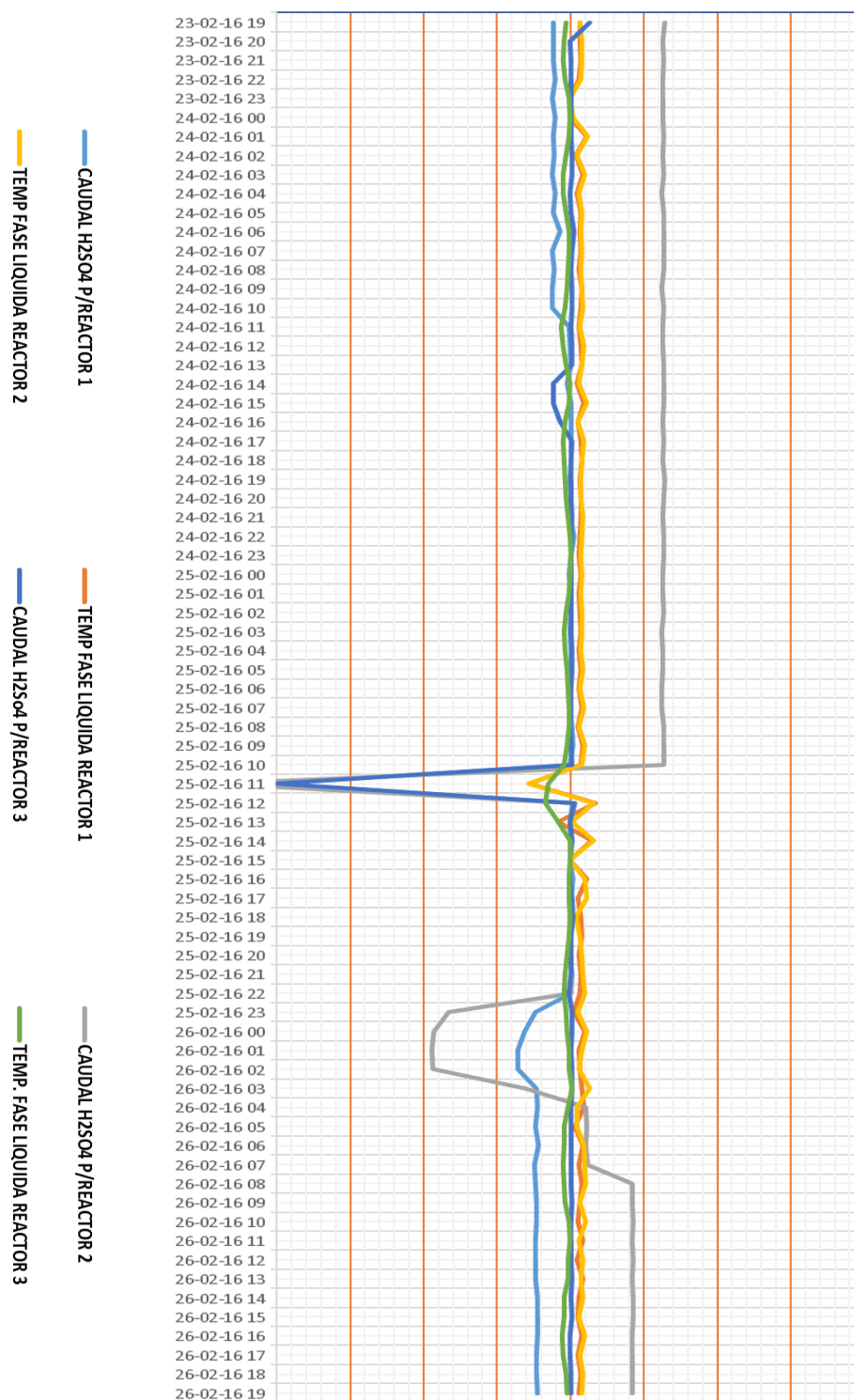


Figura III.3 – gráfico que relaciona seis variáveis distintas, no mesmo período de tempo.

## ANEXO IV - CÁLCULOS ECONÓMICOS DA PRODUÇÃO DE DIÓXIDO DE CLORO

Os custos de cada reagente químico (clorato de sódio, ácido sulfúrico e enxofre) são presentes na tabela IV.1.

Tabela IV.1 - Custo dos reagentes químicos (€/ton). <sup>[32]</sup>

Reagente químico	Custo (€/ton)
Clorato de sódio	458
Ácido sulfúrico	65,49
Enxofre	147,85

Posto isto, e sabendo o rácio de produção de dióxido de cloro e os custos de cada reagente químico (tabela IV.1), calculou-se o preço de dióxido de cloro, por tonelada, (€/ton  $ClO_2$ ), representado pela equação IV.1

$$\frac{\text{€}}{\text{ton } ClO_2} = \left( \frac{\text{Custo } NaClO_3}{\frac{\text{ton } ClO_2}{\text{ton } NaClO_3}} \times 2,63 \right) + \left( \frac{\text{Custo } S}{\frac{\text{ton } ClO_2}{\text{ton } S}} \times 2,63 \right) + \left( \frac{\text{Custo } H_2SO_4}{\frac{\text{ton } ClO_2}{\text{ton } H_2SO_4}} \times 2,63 \right) \quad (IV.1)$$