



UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA MARIA
CENTRO DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
DEQ1023 – ENGENHARIA DE PROCESSOS III

Amábile Giotto dos Santos
Giovanna Bordignon Viero
John Lenon Camargo de Lima
Raíssa Bevilacqua
Vitória Zaniboni

PRODUÇÃO INDUSTRIAL DE ÁCIDO SULFÚRICO A
PARTIR DO DISSULFETO DE FERRO

TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO

Santa Maria, RS, Brasil

2021

Amábile Giotto dos Santos
Giovanna Bordignon Viero
John Lenon Camargo de Lima
Raíssa Bevilacqua
Vitória Zaniboni

PRODUÇÃO INDUSTRIAL DE ÁCIDO SULFÚRICO A PARTIR DO
DISSULFETO DE FERRO

Trabalho de Conclusão de curso submetido ao
Departamento de Engenharia Química da
Universidade Federal de Santa Maria como parte
da avaliação da disciplina de Engenharia de
Processos III e requisito para obtenção do título de
Bacharel em Engenharia Química.

Orientador: Prof. Dr. Christian Luiz da Silveira

Santa Maria, RS, Brasil
2021
Amábile Giotto
Giovanna Bordignon Viero
John Lenon Camargo de Lima
Raíssa Bevilacqua
Vitória Zaniboni

PRODUÇÃO INDUSTRIAL DE ÁCIDO SULFÚRICO A PARTIR DO DISSULFETO DE FERRO

Como requisito parcial para obtenção do
grau de Bacharel em Engenharia Química

Aprovado em 06 de agosto de 2021

COMISSÃO EXAMINADORA:

Christian Luiz da Silveira, Dr. (UFSM)
(Orientador)

Éderson Rossi Abaide, Ms. (UFSM)
(Professor convidado)

Monica Beatriz Alvarado Soares, Dr. (UFSM)
(Professora convidada)

Santa Maria, RS, Brasil
2021

RESUMO

Trabalho de Conclusão de Curso
Graduação em Engenharia Química
Universidade Federal de Santa Maria

PRODUÇÃO INDUSTRIAL DE ÁCIDO SULFÚRICO A PARTIR DO DISSULFETO DE FERRO

AUTORES: Amábile Giotto, Giovanna Bordignon Viero,
John Lenon Camargo de Lima, Raíssa Bevilacqua, Vitória Zaniboni

ORIENTADOR: Prof. Dr. Christian Luiz da Silveira

O ácido sulfúrico é utilizado industrialmente como produto intermediário em diferentes tipos de indústria, principalmente na indústria de fertilizantes. Uma das rotas possíveis consiste em utilizar o rejeito de carvão, conhecido como pirita (FeS_2), para a produção de ácido sulfúrico. Sabe-se que, por apresentar enxofre em sua composição, o rejeito da pirita pode ocasionar diversos problemas ambientais. O aproveitamento do enxofre contido no sulfeto de ferro para produção de ácido sulfúrico visa não apenas o retorno financeiro, mas também ambiental, pois reduz a probabilidade de formação da drenagem ácida de minas. A produção no Brasil de ácido sulfúrico não consegue suprir o consumo interno, portanto o objetivo da empresa será suprir 21,7 % da demanda do país de ácido sulfúrico e ficará localizada na cidade de Forquilha, em Santa Catarina, devido a disponibilidade de matérias-primas fornecidas pela Cooperativa e Carbonífera Criciúma, produzindo aproximadamente 268 toneladas por dia de ácido sulfúrico com concentração de 98%. A rota escolhida consiste na ustulação da pirita, seguido pelo método de contato para conversão de dióxido de enxofre em trióxido de enxofre, com o uso do catalisador de vanádio e por fim processo de absorção transformando SO_3 em H_2SO_4 . Foi desenvolvido o fluxograma do processo, os balanços de massa e energia e escolha de equipamentos, além da análise econômica e cuidados a serem tomados em relação às legislações vigentes.

Palavras-chave: Engenharia, Ácido Sulfúrico, Pirita, Fertilizantes.

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Uso do ácido sulfúrico em diferentes tipos de indústrias.	3
Tabela 2 – Consumo de ácido sulfúrico por aplicação.	5
Tabela 3 – Consumo aparente de matérias-primas para fertilizantes de 2016 a 2018....	6
Tabela 4 – Produção de carvão mineral bruto por empresa (Forquilha - SC) em .. toneladas no ano de 2007.	16
Tabela 5 - Nomenclatura dos Equipamentos	33
Tabela 6 - Massas molares dos componentes para realização dos balanços	46
Tabela 7 – Correntes e condições dos silos	50
Tabela 8 – Correntes e condições do moinho	51
Tabela 9 – Correntes e condições do elutriador.....	53
Tabela 10 – Correntes e condições do filtro de tambor rotativo a vácuo.	57
Tabela 11 – Correntes e condições do secador rotativo.....	59
Tabela 12 – correntes e condições da torre de secagem.	62
Tabela 13 – Correntes e condições do reator de leito fluidizado.....	66
Tabela 14 – Correntes e condições do ciclone.....	70
Tabela 15 – Correntes e condições do filtro de mangas.	72
Tabela 16 - Conversão de cada leito	73
Tabela 17 – Condições de torre de absorção I.	81
Tabela 18 – Condições de torre de absorção II.....	84
Tabela 19 – Correntes e condições do tanque de diluição.....	86
Tabela 20 – Valores usados para calcular a entalpia do ar.	88
Tabela 21 – Valores usados para calcular a entalpia do ar de saída.	88
Tabela 22 – Valores usados para calcular a entalpia corrente F_{04}	89
Tabela 23 – Valores usados para calcular a entalpia corrente F_{05}	90
Tabela 24 - Entalpia de formação das substâncias envolvidas na reação.....	91
Tabela 25 - Componentes para o cálculo do calor específico do gás.	92
Tabela 26 – Massa de catalisador e temperatura de saída de cada leito.	94
Tabela 27 - Componentes para o cálculo do calor específico do gás no trocador de calor.	95
Tabela 28 - Calor trocado nos trocadores de calor.	95
Tabela 29 - Calor trocado nos permutadores.	96
Tabela 30 - Parâmetros usados no balanço de energia da Torre de Absorção II.....	99

Tabela 31 – Composição de alimentação do combustível.....	104
Tabela 32 - Vazão de efluentes a ser tratada.	106
Tabela 33 - Dimensionamento de canais abertos de calcário.	108
Tabela 34 - Número de funcionários e nível de escolaridade.....	115
Tabela 35 – Comprimento das tubulações e acessórios.....	118
Tabela 36 – Vazão de água para equipamentos da produção.	119
Tabela 37 – Vazão de água para prédios auxiliares.....	119
Tabela 38 – Comprimento das tubulações e acessórios de água fria.....	120
Tabela 39 – Vazão de água quente.	121
Tabela 40 – Comprimento das tubulações e acessórios de água quente.....	121
Tabela 41 – Comprimento das tubulações e acessórios do poço artesiano.	122
Tabela 42 – Comprimento das tubulações e acessórios de ar comprimido.	123
Tabela 43 - Custo com a construção da fábrica.	124
Tabela 44 - Custo com aquisição dos equipamentos.	126
Tabela 45 - Custo com instalação dos equipamentos.	127
Tabela 46 - Custos com o poço artesiano.	128
Tabela 47 - Custo para as utilidades.	129
Tabela 48 - Custos fixos mensais com colaboradores.	130
Tabela 49 - Custos referentes aos acessórios.....	133
Tabela 50 - Custos com tubulações do processo.	134
Tabela 51 - Custos com tubulações de água fria.	135
Tabela 52 - Custos com tubulações de água quente.	136
Tabela 53 - Custos com tubulações de ar comprimido.....	137
Tabela 54 - Custos totais com tubulações.....	137
Tabela 55 - Custos com equipamentos de proteção individual.	138
Tabela 56 - Custos com equipamentos de segurança coletiva.....	139
Tabela 57 - Custos com itens de escritório.	140
Tabela 58 - Custos com itens de vestiário.	141
Tabela 59 - Custos com laboratórios.	142
Tabela 60 - Custo total com equipamentos.....	143
Tabela 61 - Custos com transporte da matéria-prima.	144
Tabela 62 - Custos com insumos.	144
Tabela 63 - Projeção de venda para o primeiro ano.	145
Tabela 64 - Tabela SAC.....	146
Tabela 65 - Lucro bruto nos 35 anos de produção.....	147

Tabela 66 - Lucro líquido nos 35 anos de produção.....	151
Tabela 67 - Parâmetros de dimensionamento do elutriador por extrapolação.....	167
Tabela 68 - Parâmetros utilizados para os cálculos.	169
Tabela 69 - Dimensões definidas para o elutriador.	172
Tabela 70 - Dados para cálculo do arraste de partículas do reator de leito fluidizado.	175
Tabela 71 - Volume e altura em cada leito do reator de conversão.....	176
Tabela 72- Área de troca térmica dos trocadores de calor.....	179
Tabela 73 - Vazão de água de resfriamento necessária.	179
Tabela 74 - Área de troca térmica dos permutadores.	180
Tabela 75 - Dados relativos ao recheio estruturado e randômico.....	181
Tabela 76 - Massa específica corrigida para gás ideal à 200°C.	183
Tabela 77 - Parâmetros obtidos para dimensionamento da Torre de Absorção I.	184
Tabela 78 - Parâmetros obtidos para dimensionamento da Torre de Absorção II.....	186
Tabela 79 - Parâmetros obtidos para dimensionamento da Torre de Secagem.	187
Tabela 80 - Área de troca térmica da Fornalha.....	189
Tabela 81 – Dimensionamento da Fornalha.	191
Tabela 82- Dados obtidos da curva de entalpia de ar seco em função da temperatura.	195
Tabela 83 - Dados obtidos e utilizados no cálculo da potência das bombas.	196
Tabela 84 – Potências obtidas, modelo e marca de cada bomba.	196
Tabela 85 – Diâmetro das tubulações de gases para cada trecho.	198
Tabela 86 – Diâmetro das tubulações de ácido sulfúrico para cada trecho.	198
Tabela 87 – Diâmetro comercial das tubulações de gases para cada trecho.....	199
Tabela 88 – Diâmetro comercial das tubulações de ácido sulfúrico para cada trecho.	200
Tabela 89 – Variação de altura, comprimento real e total para tubulação contendo gases.	201
Tabela 90 – Variação de altura, comprimento real e total para tubulação contendo ácido sulfúrico.	201
Tabela 91 – Diâmetro das tubulações de água fria para cada trecho.	202
Tabela 92 – Diâmetro comercial das tubulações de água fria para cada trecho.	203
Tabela 93 – Variação de altura, comprimento real e total para tubulação de água fria.	203
Tabela 94 – Diâmetro das tubulações de água provinda do poço para cada trecho. ..	205

Tabela 95 – Diâmetro comercial das tubulações de água do poço em cada trecho....	206
Tabela 96– Variação de altura, comprimento real e total para tubulação de água provinda do poço.	206
Tabela 97 – Diâmetro das tubulações de água quente para cada trecho.....	207
Tabela 98 – Diâmetro comercial das tubulações de água fria para cada trecho.	207
Tabela 99 – Variação de altura, comprimento real e total para tubulação de água quente.	208

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Módulo com disposição não controlada de rejeitos de carvão.	1
Figura 2 – Comparação entre a torrefação de pirita e a queima de enxofre.	2
Figura 3 – Balanço de produção vs. consumo de ácido sulfúrico no Brasil.	5
Figura 4 – Modelo de negócio para a produção de ácido sulfúrico a partir da pirita.	11
Figura 5 – Cadeia de Transformação principais produtos da Indústria de Fertilizantes.	13
Figura 6 – Business model canvas: indústria de fabricação de ácido sulfúrico..	15
Figura 7 – Localização geográfica do município de Forquilha.	16
Figura 8 - Processo de produção de H_2SO_4 por contato único.....	24
Figura 9 - Processo de produção de H_2SO_4 por contato duplo	25
Figura 10 - Diagrama de blocos do processo produtivo	26
Figura 11 - Fluxograma simplificado	33
Figura 12 – Secador rotativo de contato direto convencional	39
Figura 13 - Representação do silo de armazenamento da pirita.	49
Figura 14- Representação do moinho.	51
Figura 15 - Representação do Elutriador.	53
Figura 16 - Representação do filtro tambor rotativo à vácuo.	56
Figura 17 – Representação do secador rotativo.	58
Figura 18 - Entradas e saídas da torre de secagem.	62
Figura 19 - Representação do Reator de Leito Fluidizado.	66
Figura 20 - Representação do Ciclone.	70
Figura 21 - Representação do filtro de mangas.	71
Figura 22 - Representação simplificada do reator de conversão.	74
Figura 23 - Representação do primeiro leito do reator de conversão.	74
Figura 24 - Representação do segundo leito do reator de conversão.....	76
Figura 25 - Representação do terceiro leito do reator de conversão.....	77
Figura 26 - Representação do quarto leito do reator de conversão.....	79
Figura 27 - Representação da torre de absorção I.....	81
Figura 28 - Representação da torre de absorção II.	83
Figura 29 - Tanque de diluição.	86
Figura 30- Processo de lavagem com amônia.	110
Figura 31 – Malha de controle do Reator de Leito Fluidizado (R-101).	113
Figura 32 – Malha de controle do Tanque de Diluição (TQ-101).	114

Figura 33 – Dados de equilíbrio temperatura da água vs. Entalpia do ar.	193
Figura 34 – Curva de Operação e Equilíbrio torre de resfriamento.....	194

LISTA DE QUADROS

Quadro 1 - Limites máximos de emissão para fontes fixas existentes na produção de ácido sulfúrico	19
Quadro 2 - Cores das ubulações.....	116

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO.....	1
2. OBJETIVOS	3
3. DEFINIÇÃO DO PRODUTO	3
3.1 ÁCIDO SULFÚRICO.....	3
3.1.1 Características gerais do ácido sulfúrico	3
3.1.2 Análise de Mercado	4
3.2 ÓXIDO DE FERRO	7
3.3 SULFATO DE AMÔNIO.....	7
4 DEFINIÇÃO DA MATÉRIA-PRIMA.....	8
4.1 REJEITO PIRITOSO.....	8
4.2 IMPACTO AMBIENTAL.....	9
5. MODELO DE NEGÓCIOS.....	10
5.1 COMO?.....	10
5.2 O QUÊ?.....	11
5.3 PARA QUEM?	12
5.4 QUANTO?.....	14
6. LOCALIZAÇÃO	15
6.1 MUNICÍPIO	15
6.2 TRANSPORTE.....	17
7 EXIGÊNCIAS LEGAIS	18
7.1 DOCUMENTAÇÃO	18
7.2 LICENCIAMENTO AMBIENTAL	18
7.3 LEGISLAÇÃO DE TRANSPORTE	20
7.4 SAÚDE E SEGURANÇA DO TRABALHO.....	21
8 PROCESSO PRODUTIVO	22
8.1 ROTAS DE PRODUÇÃO.....	22

8.1.1 Processo de Câmara de Chumbo	22
8.1.2 Processo de contato.....	23
8.1.3 Processo de contato único.....	23
8.1.4 Processo de contato duplo.....	24
8.2 ROTA ESCOLHIDA	25
8.2.1 Obtenção da Pirita.....	27
8.2.2 Ustulação da pirita	28
8.2.8 Purificação dos gases	28
8.2.10 Absorção do SO ₃	31
8.2.11 Armazenamento	32
8.3 FLUXOGRAMA	32
8.4 EQUIPAMENTOS	36
8.4.1 Silos de armazenamento (S-101)	36
8.4.2 Moinho (M-101)	36
8.4.3 Elutriador (E-101).....	37
8.4.4 Filtro de tambor rotativo (F-101).....	38
8.4.5 Secador rotativo (SR-101)	38
8.5.6 Torre de secagem (TS-101)	39
8.5.7 Leito fluidizado (R-101)	40
8.5.8 Purificação do gás	40
8.5.9 Reator de conversão (R-102)	41
8.5.10 Torre de absorção I e II (TA-101/102)	41
8.5.11 Tanque de diluição (TQ-101)	42
8.5.12 Tanque de armazenamento (TQ-102).....	42
8.5.13 Torre de resfriamento (TR-301)	43
8.5.14 Caixa D'água (CX-301).....	43
9. LABORATÓRIOS.....	43
9.1 LABORATÓRIO DE CONTROLE DE QUALIDADE	44

9.1.1	Análise da matéria-prima.....	44
9.1.2	Análise do produto.....	44
9.2	LABORATÓRIO DE ANÁLISE DE EFLUENTES.....	45
10.	BALANÇO DE MASSA E ENERGIA	45
10.1	BALANÇO DE MASSA	45
10.1.1	Balanço de Massa Global	45
10.1.2	Balanço de Massa por Equipamento.....	49
10.2	BALANÇO DE ENERGIA	87
10.2.1	Secador Rotativo (SR-101).....	87
10.2.2	Reator de Leito Fluidizado (R-101).....	91
10.2.3	Reator de Conversão (R-102)	92
10.2.4	Trocadores de Calor.....	94
10.2.5	Permutadores	95
10.2.6	Torres de absorção I e II	96
10.2.7	Bombas	100
10.2.8	Fornalha	103
11.	TRATAMENTO DE EFLUENTES	106
11.1	TRATAMENTO DE EFLUENTES LÍQUIDOS	107
11.2	TRATAMENTO DE EFLUENTES SÓLIDOS	109
11.3	TRATAMENTO DE EFLUENTES GASOSOS	109
12.	CONTROLE E INSTRUMENTAÇÃO	112
13.	PLANEJAMENTO DE PRODUÇÃO.....	115
14.	UTILIDADES DO PROCESSO.....	117
14.1	TUBULAÇÕES DO PROCESSO	117
14.2	INSTALAÇÕES DE ÁGUA	118
14.2.1	Instalações de água fria.....	118
14.2.2	Instalações de água quente.....	120
14.2.3	Instalações de água para poço artesiano	122

14.3 INSTALAÇÕES DE AR COMPRIMIDO	122
15. ANÁLISE ECONÔMICA	124
15.1 CUSTOS PARA IMPLANTAÇÃO DA INDÚSTRIA	124
15.1.1 Custos com preparação do terreno e edificações	124
15.1.2 Custos dos equipamentos.....	125
15.1.3 Custos com instalação dos equipamentos.....	127
15.1.3 Custos com utilidades	128
15.1.4 Custos com funcionários.....	130
15.1.6 Custos com acessórios	132
15.1.7 Custos com tubulações	133
15.1.8 Custos com equipamentos de proteção individual (EPI's).....	138
15.1.9 Custos com sistema de segurança.....	138
15.1.10 Custos com instrumentação e controle	139
15.1.12 Custos com vestiários	141
15.1.13 Custos com laboratório	141
15.1.14 Custos com Estação de Tratamento de Efluentes	142
15.1.15 Custos com Matéria Prima.....	142
15.1.16 Custos com documentação.....	142
15.1.17 Custos com depreciação e manutenção dos equipamentos.....	143
15.1.18 Custos com Transporte	143
15.1.19 Custos com insumos	144
15.1.20 Valor de venda	145
15.1.21 Financiamento.....	146
15.1.22 Lucro bruto	147
15.1.20 Lucro líquido.....	150
15.1.21 Taxa Mínima de Atratividade (TMA)	153
15.1.22 Valor presente líquido (VPL)	153
15.1.23 Taxa Interna de Retorno (TIR)	154

16. CONCLUSÃO.....	155
APÊNDICE A.1 - ELUTRIADOR (E-101)	167
APÊNDICE A.2 - FILTRO DE TAMBOR ROTATIVO (F-101)	172
APÊNDICE A.3 - LEITO FLUIDIZADO (R-101).....	173
APÊNDICE A.4 - REATOR DE CONVERSÃO (R-102).....	176
APÊNDICE A.5 - TANQUE DE DILUIÇÃO (TQ-101).....	178
APÊNDICE A.6 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO.....	178
APÊNDICE A.7 - TROCADORES DE CALOR.....	178
APÊNDICE A.8 - PERMUTADORES	180
APÊNDICE A.9 - TORRE DE ABSORÇÃO I (TA-101)	180
APÊNDICE A.10 - TORRE DE ABSORÇÃO II (TA-102)	185
APÊNDICE A.11 - TORRE DE SECAGEM (TS-101)	187
APÊNDICE A.12 - FORNALHA (FN-301)	189
APÊNDICE A.13 - TORRE DE RESFRIAMENTO	192
APÊNDICE A.14- DIMENSIONAMENTO DAS BOMBAS	196
APÊNDICE B – MEMORIAL DE CÁLCULO TUBULAÇÕES.....	198
APÊNDICE B.1 – TUBULAÇÕES DO PROCESSO.....	198
APÊNDICE B.2 – TUBULAÇÕES DE ÁGUA FRIA.....	202
B.2.1 Vestiários.....	204
B.2.2 Cozinha	204
B.2.3 Bebedouros.....	205
B.2.4 Poço artesiano	205
APÊNDICE B.3 – TUBULAÇÕES DE ÁGUA QUENTE.....	207
APÊNDICE B.4 – INSTALAÇÕES DE AR COMPRIMIDO.....	209
ANEXO A - CATÁLOGOS DOS EQUIPAMENTOS.....	210
ANEXO A.1 - CATÁLOGO DE ESTEIRAS	210
ANEXO A.2 - CATÁLOGO DOS SILOS (S-101).....	211
ANEXO A.3 - CATÁLOGO DO MOINHO (M-101)	212

ANEXO A.4 - CATÁLOGO DO FILTRO DE TAMBOR ROTATIVO (F-101)	213
ANEXO A.5 - CATÁLOGO DO SECADOR ROTATIVO (SR-101)	214
ANEXO A.6- CATÁLOGO DO LEITO FLUIDIZADO (R-101)	215
ANEXO A.7 - CATÁLOGO DO CICLONE (C-101)	216
ANEXO A.8 - CATÁLOGO DO FILTRO DE MANGAS (F-102)	217
ANEXO A.9 - CATÁLOGO DO REATOR DE CONVERSÃO (R-102)	218
ANEXO A.10 - CATÁLOGO TROCADORES DE CALOR	219
ANEXO A.11 - CATÁLOGO PERMUTADORES	220
ANEXO A.12 - CATÁLOGO COMPRESSOR	221
ANEXO A.13 - CATÁLOGO BOMBAS	222
ANEXO A.14 - CATÁLOGO FILTRO TAMBOR ROTATIVO	225
ANEXO A.15 - CATÁLOGO LAVADOR DE GASES	226
ANEXO B	228
ANEXO B.1 - CORRELAÇÃO DE QUEDA DE PRESSÃO PARA RECHEIOS RANDÔMICOS	228
ANEXO B.2 - GRÁFICO DA VISCOSIDADE DO ÁCIDO SULFÚRICO	229
ANEXO C - REGRA DA POTÊNCIA I E II	230
ANEXO D - CARTA PSICROMÉTRICA	232
ANEXO E - LAYOUT INDUSTRIAL	233
ANEXO F – VELOCIDADES RECOMENDADAS PARA TUBULAÇÕES	234
ANEXO G – DIMENSÕES NORMALIZADAS: TUBULAÇÕES DE AÇO	235
ANEXO H – VAZÕES DE ÁGUA EM PEÇAS	237
ANEXO I – COMPRIMENTO EQUIVALENTE DOS ACESSÓRIOS	238

1. INTRODUÇÃO

O ácido sulfúrico é um líquido claro e denso, sendo usado na produção de fertilizantes, na lixiviação metálica de minérios, no refino de petróleo e na fabricação de diversos produtos químicos. Em todo o mundo, cerca de 200 milhões de toneladas de ácido sulfúrico foram consumidas no ano de 2012 (KING *et al.*, 2013).

O ácido sulfúrico pode ser produzido por rotas diferentes como a partir da queima do enxofre elementar, a partir da fundição e torrefação de minerais contendo sulfeto ou ainda por meio da decomposição do catalisador de ácido sulfúrico gasto.

A matéria-prima escolhida no presente trabalho é a Pirita (FeS_2) provinda de carvão mineral. A escolha se deu pelo fato de que o carvão mineral brasileiro contém altos teores de impurezas (pirita e minerais de rochas sedimentares), sendo necessário seu beneficiamento (FILHO, 2013). De acordo com Amaral Filho (2013), estima-se que existam, aproximadamente, 300 milhões de toneladas de rejeito de carvão na região sul do país, com significativas quantidades de enxofre.

A má gestão dos resíduos de carvão gera a drenagem ácida de minas (DAM) que pode ser vista na Figura 1. Sabe-se que a poluição hídrica causada pelas drenagens ácidas é, provavelmente, o impacto mais significativo das operações de mineração, beneficiamento e rebeneficiamento (ALEXANDRE e KREBS, 1995).

Figura 1 – Módulo com disposição não controlada de rejeitos de carvão.

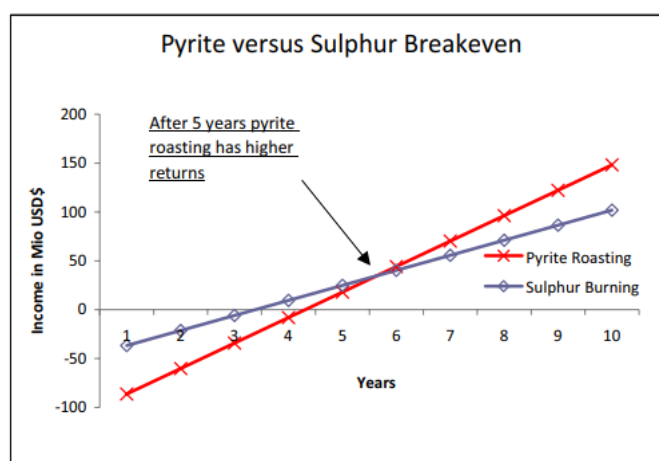


Fonte: (Weiler *et al.*, 2016).

Portanto, a produção do ácido sulfúrico a partir da pirita visa não apenas retorno financeiro, mas também reduzir o impacto causado pelos resíduos gerados devido à mineração de carvão.

Ao se realizar a comparação entre torrefação de pirita e queima de enxofre, verifica-se que a planta de produção de ácido sulfúrico a partir da queima de enxofre apresenta um investimento menor e um retorno financeiro mais rápido. Entretanto, segundo Runkel (2009), os custos de operação da planta de produção de ácido sulfúrico a partir da pirita são mais baixos, sendo assim, a partir do quinto ano o retorno começa a ser maior no segundo caso. Isso pode ser visto na Figura 2.

Figura 2 – Comparação entre a torrefação de pirita e a queima de enxofre.



Fonte: RUNKEL e STURM (2009).

Segundo Fonseca e Bacic (2008), o preço do ácido sulfúrico foi em média US\$96,83 por tonelada em 2007, para US\$448,30 por tonelada em 2008. O Ministério de Minas e Energia (2009) afirma que o rápido aumento do preço do ácido sulfúrico em 2008 se deu ao fato da existência de uma crise financeira e econômica mundial, acarretando em uma grande diminuição na oferta de enxofre e o crescimento do preço do enxofre em quinze vezes.

2. OBJETIVOS

O projeto visa a implantação de uma planta industrial no ramo produtivo de fertilizantes, mais especificamente na produção de ácido sulfúrico com concentração final de 98%, sendo a matéria-prima utilizada a pirita (FeS_2), um rejeito da produção do carvão mineral. O empreendimento tem a finalidade de atingir 21,7 % da quantidade demandada de ácido sulfúrico importada no Brasil. É estabelecido para esta análise, uma estratégia de produção com uma rota tecnológica e uma análise econômica determinando a viabilidade financeira deste projeto.

3. DEFINIÇÃO DO PRODUTO

3.1 ÁCIDO SULFÚRICO

3.1.1 Características gerais do ácido sulfúrico

De acordo com Cetesb (2017), o ácido sulfúrico é um potente ácido inorgânico, abrasivo para a maioria dos metais e altamente corrosivo para compostos orgânicos. Caracteriza-se por ser um líquido claro, incolor e inodoro, o qual, em condições normais de temperatura e pressão, apresenta um aspecto oleoso (Cetesb, 2017).

Segundo Shreve (1980), o ácido sulfúrico é o agente para a formação e sulfonação de sulfato, sendo usado com frequência por ser um ácido inorgânico bastante forte e barato. Ele é utilizado em muitas indústrias como produto intermediário. É empregado na fabricação de fertilizantes, couro e folha-de-flandres, no refino do petróleo e no tingimento de tecidos. A Tabela 1 mostra a porcentagem de uso do ácido sulfúrico em diferentes tipos de indústrias.

Tabela 1 – Uso do ácido sulfúrico em diferentes tipos de indústrias.

Tipo de indústria	Porcentagem de ácido sulfúrico
Fertilizantes	74,7
Produtos Químicos	11,1
Metalúrgica	3,4
Outros Setores	10,8

Fonte: Matérias-primas (dos Perfis do Enxofre, Fosfato e Potássio); ABIQUIM (2009).

Como mostrado na Tabela 1, o ácido sulfúrico é muito utilizado na fabricação de fertilizantes. Segundo Saab e Paula (2008), a cadeia produtiva de fertilizantes compõe-se de seis elos, sendo um deles o setor produtor de matérias-primas intermediárias, como o ácido sulfúrico, o ácido fosfórico e a amônia anidra.

O mercado de fertilizante fosfático no país é suprido quase que exclusivamente pelos produtos resultantes da reação química entre a rocha fosfática e o ácido sulfúrico ou fosfórico para obtenção do superfosfato simples ou superfosfato triplo e os fosfatos de amônio, como o fosfato Diamônico e o fosfato Monoamônico.

O ácido sulfúrico pode ser produzido a partir de enxofre elementar, quando é queimado na presença de excesso de ar seco, no chamado processo de contato. Pode também ser obtido pela ustulação das piritas (FeS_2) e pirrotitas (FeS), que são minerais que contêm entre 45% e 48% e entre 30% e 32% de enxofre contido, respectivamente. Sendo então, esse o processo empregado.

3.1.2 Análise de Mercado

O Brasil produziu, em 2005, 5.797.000 toneladas de ácido sulfúrico, ficando em sétimo lugar em relação à produção mundial de ácido sulfúrico (Saab e Paula, 2008). Mais recentemente, no ano de 2016, o país produziu em média 9,4 milhões de toneladas (VALE FERTILIZANTES, 2017). Em torno de 80% da produção de 2016 foi destinada à indústria de fertilizantes. A Tabela 2 mostra o consumo de ácido sulfúrico por aplicação.

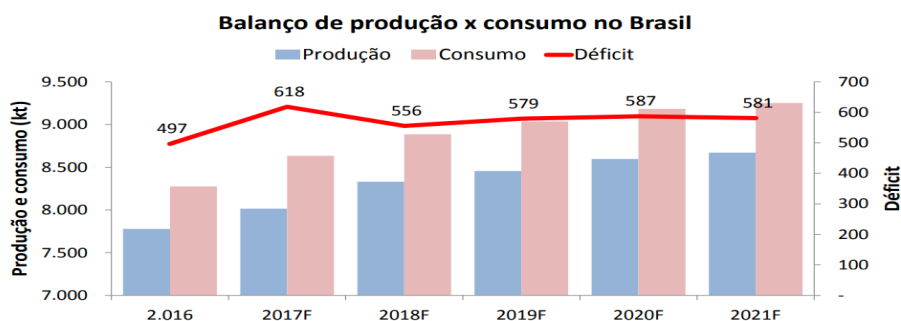
Tabela 2 – Consumo de ácido sulfúrico por aplicação.

Aplicação	Porcentagem consumida de Ácido Sulfúrico
Produção de Sulfato de Amônio	2%
Uso industrial	19%
Superfosfato Simples	28%
Produção de Ácido Fosfórico	51%

Fonte: Adaptado de Vale Fertilizantes (2017).

Percebe-se, através dos dados expostos nas Tabelas 1 e 2, que há necessidade de importação de ácido sulfúrico no Brasil, não apenas devido a sua baixa produção, mas também pela grande demanda deste produto, principalmente pela indústria de fertilizantes. Na Figura 3 é apresentada a relação entre produção e consumo de ácido sulfúrico no Brasil.

Figura 3 – Balanço de produção vs. consumo de ácido sulfúrico no Brasil.



Fonte: Vale Fertilizantes (2017).

Conforme pode ser analisado pela estimativa mostrada na Figura 3, a produção não atende ao consumo, sendo que a tendência é de reduzir aos poucos o déficit do Brasil em relação a esse produto. Contudo, há ainda um longo caminho para percorrer até o país ser autossuficiente na produção de ácido sulfúrico. Tendo em vista essa demanda de produção, propõe-se uma rota alternativa a fim de suprir melhor a demanda do mercado e ainda reduzir os rejeitos da mineração em alguns municípios do país.

Pode ser visto ainda, na Tabela 3, o consumo aparente de matérias-primas para fertilizantes de 2016 a 2018. Nela percebemos que o ácido sulfúrico é uma das matérias-primas mais consumidas para fabricação de fertilizantes, mostrando a importância da produção desse ácido.

Tabela 3 – Consumo aparente de matérias-primas para fertilizantes de 2016 a 2018.

Matéria prima	Consumo (t)		
	2016	2017	2018
Rocha fosfatada (em t de P ₂ O ₅)	2 120 721	2 253 778	2 445 47
Amônia anidra (em t de N)	877 989	793 912	680 308
Ácido sulfúrico (em t de produto)	4 060 311	4 036 633	4 393 276
Enxofre (em t de produto)	1 756 184	1 842 769	2 119 292
Ácido fosfórico (em t de P ₂ O ₅)	1 019 845	1 082 585	1 093 651

Fonte: IBGE (2019).

Segundo a Associação Nacional para Difusão de Adubos em relação ao consumo aparente de matérias-primas para fertilizantes, em 2018 a produção nacional de ácido sulfúrico para produção de fertilizantes foi de 4.005.819 toneladas, enquanto a importação do ácido foi de 387.457 toneladas.

A importação de enxofre utilizado para a produção de ácido sulfúrico foi de 2.119.292 toneladas. Percebe-se que, mesmo não sendo tão elevada a importação de ácido sulfúrico em relação ao enxofre, temos ainda uma grande dependência externa para produção de fertilizantes, já que grande parte do enxofre importado tem como objetivo produzir ácido sulfúrico como intermediário para produção de fertilizantes.

Devido a essa grande quantidade de ácido sulfúrico importado, optou-se por produzir em torno de 21,7 % da demanda de importação de ácido sulfúrico do país, ou seja, com base na Figura 3, 21,7 % de 387.457,00 toneladas por ano, desejamos então atender parte da demanda de importação.

3.2 ÓXIDO DE FERRO

O óxido de ferro é um pó avermelhado, produto da reação de oxidação do ferro, sendo que o ferro é o elemento mais abundante da Terra, responsável por 35% da massa total do planeta. Os óxidos, por sua vez, representam uma família de materiais com uma diversidade de propriedades como por exemplo as propriedades magnéticas, elétricas, físico-químicas e morfológicas, tornando-os muito importantes do ponto de vista científico e tecnológico (OLIVEIRA, 2013).

Uma das aplicações mais comuns dos óxidos de ferro é para a produção do ferro metálico. Muitos destes óxidos possuem diversas aplicações tecnológicas, tais como: utilização na leitura/escrita de superfícies magnéticas, transmissão de micro-ondas, dispositivos de mudança de fase, entre outras (ROSMANINHO, 2010).

Além disso, o óxido de ferro se destaca em processos envolvendo adsorção e catálise, pois estes têm atraído grande interesse, principalmente por causa de suas propriedades redoxes e texturais (OLIVEIRA, 2013).

3.3 SULFATO DE AMÔNIO

O Sulfato de Amônio é um sólido, com forma de grânulos ou cristais. Tem cor branca, é inodoro e é um composto inorgânico comumente usado como fertilizante (CHOU *et al.*, 2005).

Sua função como fertilizante é a reposição de nitrogênio e enxofre aos solos cultivados. A situação no mercado de fertilizantes brasileiros apresenta alto consumo e baixa capacidade de produção interna, em que a importação de Sulfato de Amônio no país em 2010 girou em torno de 1 milhão de toneladas, mostrando a importância de uma maior produção no país (COSTA; SILVA, 2012).

4 DEFINIÇÃO DA MATÉRIA-PRIMA

4.1 REJEITO PIRITOSO

O carvão mineral é, basicamente, uma rocha sedimentar rica em carbono combustível, formada a partir de determinados vegetais que sofreram soterramento em bacias originalmente pouco profundas milhões de anos atrás. Fatores como a pressão, a temperatura, a tectônica e o seu tempo de atuação, determinaram a carbonificação gradativa da matéria vegetal original, que sofreu modificações significativas com a perda O_2 e H_2O e enriquecimento em carbono (CAMPOS *et al.* 2010).

No Brasil, as maiores reservas de carvão mineral encontram-se nos estados do Rio Grande do Sul (RS), Santa Catarina (SC) e Paraná (PR) com 28,8 bilhões, 3,4 bilhões e 100 milhões de toneladas, respectivamente (PETERSON *et al.*, 2004). De acordo com a Associação Brasileira de Carvão Mineral (ABCM), a produção de carvão mineral bruto obtido diretamente da mina ou lavrado, também chamado de ROM (“*Rum Of Mine*”) nos estados do RS, SC e PR no ano de 2018 foi de 3.626.298, 6.467.265 e 390.230 toneladas, respectivamente.

O carvão mineral brasileiro, no entanto, contém altos teores de impurezas (pirita e minerais de rochas sedimentares). Assim, na maioria dos casos, são necessários métodos de concentração para alcançar os parâmetros de operação nas usinas termoeletricas a carvão no Brasil, o que causa elevados custos e consequente redução nas margens de lucros das indústrias carboníferas (JUAREZ *et al.* 2013).

O estado de Santa Catarina é o maior produtor de carvão do Brasil, sendo que a maior concentração de indústrias desse setor está na chamada bacia carbonífera catarinense, localizada na região sul do estado. De acordo com Campos *et al.* (2010), a bacia carbonífera catarinense contém uma reserva de carvão mineral da ordem de 4,3 bilhões de toneladas, correspondendo a 13% do total do país.

Desse modo, presume-se que a atividade de extração de carvão mineral nessa região ainda terá futuro em médio prazo, principalmente pelo fato de o carvão mineral

ser um combustível abundante, apesar dos danos ambientais que sua extração e uso vem causando.

A mineração do carvão gera enormes quantidades de rejeitos, que são depositados em pilhas ou barragens próximas às áreas de mineração. Estima-se que para cada tonelada de material mineralizado, apenas 400 kg de carvão mineral são obtidos, ou seja, 60% de todo o material extraído das minas é rejeitado (CAMPOS et al. 2010).

Amaral Filho (2014), estimou que no ano de 2013 cerca de 65% do carvão ROM minerado foram depositados em módulos de rejeitos. De acordo com o mesmo autor, do ano de 1925 até 2012, aproximadamente 550 milhões de toneladas de carvão ROM foram beneficiadas no Brasil, o que gerou cerca de 350 milhões de toneladas de rejeitos.

4.2 IMPACTO AMBIENTAL

Segundo Amaral Filho (2013), o carvão mineral brasileiro contém altos teores de impurezas (pirita e minerais de rochas sedimentares), sendo necessário seu beneficiamento para o uso em termoelétricas. Sendo que a prática usual no Brasil é alimentar o carvão ROM, com cerca de 65% de cinzas e 5% de enxofre, no circuito de beneficiamento (lavador). Esta operação gera 3 tipos de rejeitos: o piritoso, o xistoso e o argiloso (SIECESC, 2001).

As milhões de toneladas de rejeitos de carvão na região sul do país apresentam significativas quantidades de enxofre, sendo que um dos principais efeitos causados pela má gestão dos resíduos é a drenagem ácida de minas (DAM) (FILHO, 2013).

Sabe-se que a poluição hídrica causada pelas drenagens ácidas é provavelmente o impacto mais significativo das operações de mineração, beneficiamento e rebeneficiamento (ALEXANDRE; KREBS, 1995). A drenagem ácida ocorre devido a condições favoráveis com a presença de oxigênio e de água, que provocam oxidação do sulfeto ferroso, gerando as águas ácidas, que possuem elevada acidez e afetam o ecossistema local, podendo tornar inviável formas de vida aquáticas.

Atualmente, a técnica mais utilizada em tratamentos de efluentes industriais líquidos é o tratamento ativo da DAM, através da neutralização do efluente e precipitação dos metais. O efluente ácido é captado e enviado até um reator onde ocorre o tratamento

químico. Este tratamento consiste na elevação do pH do efluente a um valor que seja capaz de precipitar os metais presentes na DAM. Devido a formação de lodo, torna-se necessário efetuar uma etapa de separação sólido-líquido e posterior secagem do lodo e o efluente tratado é descartado ou reutilizado na própria mina (WEILER, 2016).

Contudo existem maneiras de evitar a DAM como, por exemplo, a partir do beneficiamento do carvão produzindo ácido sulfúrico com a pirita como matéria-prima. Esse processo já foi desenvolvido na região catarinense entre 1982 e 1993, pela Indústria Carboquímica Catarinense - ICC, e que atualmente se encontra desativada.

Ao beneficiar o rejeito das mineradoras, obtém-se um menor potencial de geração de acidez, devido a dessulfurização do rejeito bruto. Desse modo, há redução dos riscos de contaminação ao meio ambiente e menores são os custos das estações de tratamento, já que precisará de uma menor quantidade de neutralizantes para o tratamento da DAM. Além disso, Weiler (2016) afirma que o beneficiamento da pirita poderia reduzir em até 75% o enxofre disposto no ambiente.

5. MODELO DE NEGÓCIOS

Segundo a cartilha do Sebrae (2013) o modelo de negócios é a forma como a empresa cria, entrega e captura valor. Para isso será utilizado o *Business model canvas* (quadro de modelo de negócios), uma ferramenta descrita por Alexander Osterwalder em seu livro *Business Model Generation*.

O quadro possui nove subdivisões, sendo que cada uma delas trata de um ponto crítico de um negócio. Apresentaremos, dessa forma, o modelo de negócios para o processo produtivo de ácido sulfúrico a partir do rejeito piritoso.

5.1 COMO?

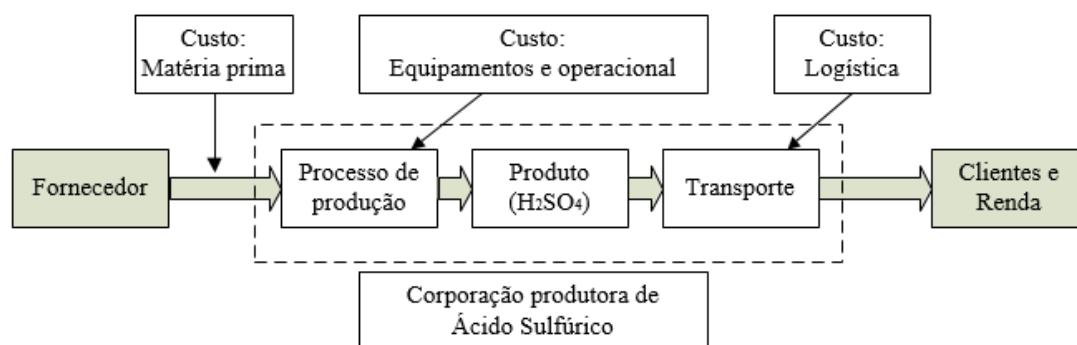
A primeira divisão do modelo de negócios escolhido engloba os parceiros-chave, atividades-chave e recursos-chave. Cada uma delas descritas detalhadamente a seguir.

A subdivisão de parceiros-chave descreve a rede de fornecedores e parceiros necessários ou altamente desejáveis para o negócio. Para esse negócio as empresas escolhidas que irão agregar valor à empresa são a Carbonífera Criciúma e a Cooperativa Criciúma.

Os concorrentes da empresa, que produzem ácido sulfúrico com diferentes matérias-primas, são a Vale Fertilizantes, uma das maiores produtoras nacionais de ácido sulfúrico a partir do enxofre, e a AngloGold, que beneficia o enxofre agregado ao minério de ouro, produzindo em torno de 240 mil toneladas de ácido sulfúrico por ano.

As atividades-chave englobam a atividade comercial e criação de valor, que vai desde a compra das matérias-primas até o beneficiamento da mesma. O esquema mostrando o modelo de negócio para a produção de ácido sulfúrico a partir da pirita pode ser visto na Figura 4.

Figura 4 – Modelo de negócio para a produção de ácido sulfúrico a partir da pirita.



Fonte: Autores (2020).

Os recursos-chave abordam os recursos mais importantes exigidos para fazer o modelo de negócio funcionar. No presente caso, os recursos exigidos são matéria-prima, equipamentos e energia, bem como mão-de-obra qualificada nas áreas de administração, de engenharia e de produção. Além do capital para investimento inicial do projeto.

5.2 O QUÊ?

O processo do fornecimento de ácido sulfúrico líquido para o mercado, com pureza de 98%, utilizando a pirita (FeS_2), um resíduo sólido proveniente da extração de carvão mineral. A pirita passa por um processo denominado ustulação, sendo que uma

planta de ustulação da pirita é formada basicamente por três seções: aquecimento do minério na presença de ar atmosférico, limpeza e arrefecimento dos gases e aproveitamento da massa gasosa formada (RUNKEL e STURM, 2009).

O processo escolhido foi o do método de contato, para produzir o ácido sulfúrico com concentração de 98%, sendo utilizado a absorção dupla, em que a conversão de dióxido de enxofre é de aproximadamente 99,7%, tendo menor liberação desse gás para a atmosfera.

O catalisador utilizado para a conversão de SO_2 em SO_3 é o Pentóxido de Vanádio (V_2O_5), pois ele atua adsorvendo as moléculas dos reagentes em sua superfície, enfraquecendo as ligações nessas moléculas e facilitando a formação do complexo ativado, diminuindo a energia de ativação e aumentando a velocidade da reação (SHREVE, 1982).

Por fim, o ácido sulfúrico é formado nas torres de absorção, sendo armazenado em tanques, em local seco, sem contato com a luz solar e à prova de incêndio.

Vale salientar que na rota escolhida há o processo de filtração do gás, posterior à etapa de ustulação, a fim de permitir a efetiva conversão de dióxido de enxofre em trióxido de enxofre sem partículas que possam prejudicar esse processo.

5.3 PARA QUEM?

Essa divisão do modelo de negócios escolhido engloba o segmento de clientes, relacionamento com clientes e canais. Cada uma delas descritas detalhadamente a seguir.

O segmento de clientes aborda os diferentes grupos que serão o foco da empresa que serão atingidos pela produção, no caso da corporação apresentada, o público alvo serão empresas produtoras de fertilizantes, como a Adubasul no município de Xaxim e a Fecoagro na cidade de Palmitos, sendo a empresa Yara Brasil Fertilizantes o público alvo. uma vez que, segundo Stipp e Casarin (2010), 70 a 80% de ácido sulfúrico é utilizado para produção de ácido fosfórico e posteriormente transformados em fertilizantes fosfatados e sulfatados.

O ácido sulfúrico é considerado um produto intermediário para produção de fertilizantes básicos, como pode ser visto na Figura 5.

Figura 5 – Cadeia de Transformação principais produtos da Indústria de Fertilizantes.



Fonte: BNDES adaptado (2006).

Já o óxido de ferro será comercializado em siderúrgicas da região em que a empresa está instalada, ou seja, no sudeste do estado de Santa Catarina. O Sulfato de Amônio será destinado a cooperativas agroindustriais da região.

O relacionamento com clientes define como a empresa se relaciona com cada segmento de cliente, sendo o principal objetivo da empresa suprir a demanda de ácido sulfúrico por uma rota que visa reduzir os impactos ambientais, devido ao uso de rejeitos para produção de ácido sulfúrico, entregando um produto de qualidade e nos prazos estabelecidos.

Por fim, os canais abordam a questão de como o cliente compra e recebe seu produto e serviço, permitindo que os clientes se tornem fidelizados à empresa. Os principais canais estabelecidos pela empresa são canais de atendimento via telefone, via web, chat online e ouvidoria.

A fim de melhor contactar clientes, iremos dispor de representantes comerciais, realizando visitas periódicas e reproduzindo a demanda dos clientes fidelizados à empresa, bem como prospecção novos clientes.

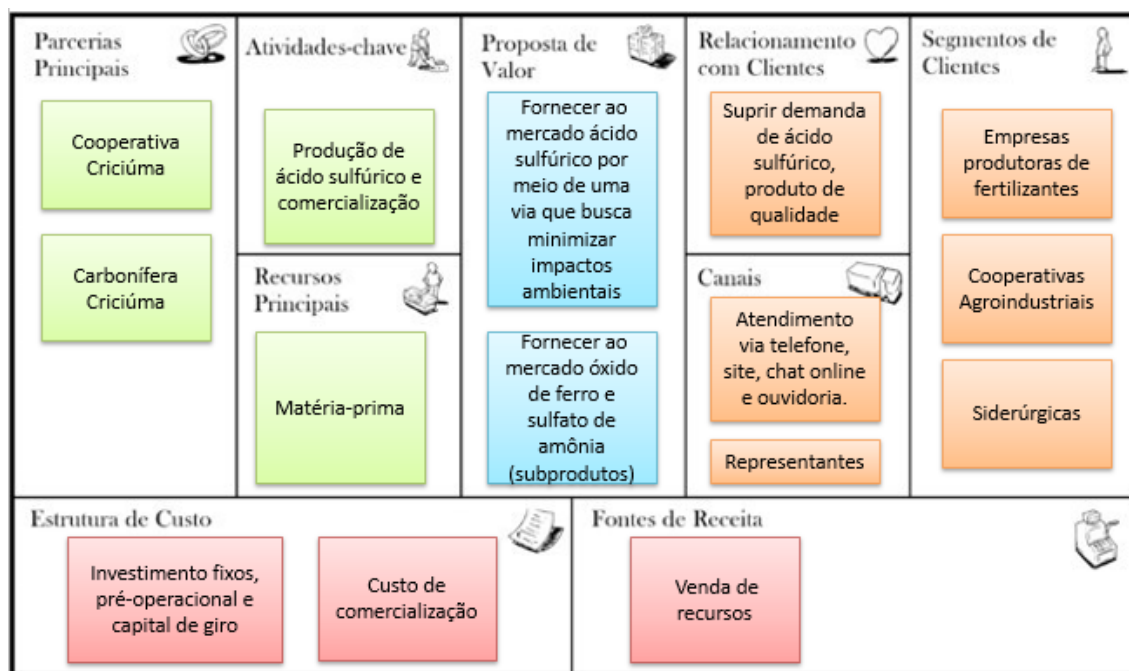
5.4 QUANTO?

Segundo Macedo *et al.* (2013), a quantidade se refere à estrutura dos custos e às fontes de receita. Sendo que as fontes de receita são as formas de obter receita por meio dos valores estabelecidos do produto, em que o valor do produto final está atrelado ao investimento total, ou seja, ao custo de capital e ao custo anual de produção.

O investimento total está relacionado a todos recursos destinados à implementação da infraestrutura. Já o custo de comercialização do produto acabado deve englobar o valor dos impostos sobre o produto, dos investimentos pré-operacionais e fixos, dos custos com mão-de-obra e depreciação dos equipamentos. A comercialização dos dois produtos, ácido sulfúrico e hematita, será a fonte de receita do processo produtivo.

Por fim, pode-se obter o modelo de negócios *Business model canvas* de forma completa para a indústria de fabricação de ácido sulfúrico a partir da pirita, como mostrado na Figura 6.

Figura 6 – Business model canvas: indústria de fabricação de ácido sulfúrico.



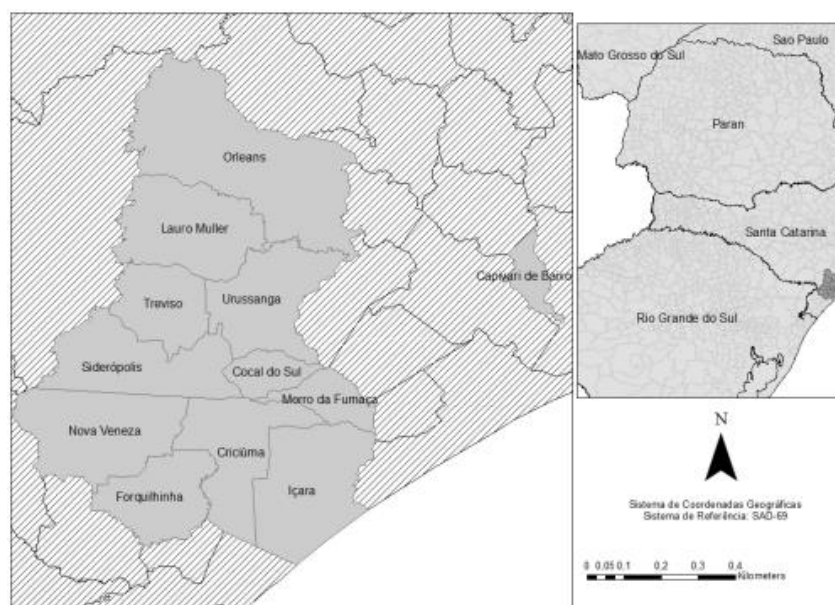
Fonte: Autores (2020).

6. LOCALIZAÇÃO

6.1 MUNICÍPIO

A unidade industrial será localizada na cidade de Forquilha, que fica no sudeste do estado de Santa Catarina, como mostrado na Figura 7, em que a população estimada para o ano de 2020, pelo último censo realizado em 2010, é de 27.211 habitantes. A cidade apresenta uma área de unidade territorial equivalente a 183,351 km².

Figura 7 – Localização geográfica do município de Forquilha.



Fonte: Castilhos (2009).

Segundo o site do município (forquilha.sc.gov.br), Forquilha possui uma economia bastante diversificada. No município, estão presentes agroindústrias de grande porte, empresas de extração e tratamento de minerais, indústrias de produtos alimentícios, metalúrgicas, indústrias químicas, indústria de vestuário, além de uma diversidade de pequenas e médias empresas que contribuem para a economia local. Sendo que a principal atividade econômica exercida no município é a extração de carvão.

São dez empresas produtoras de carvão mineral que atuam em cinco diferentes municípios da região carbonífera sul catarinense, para um total de 19 minas, quase todas subterrâneas. Sendo que a cidade de Forquilha contém três minas, como mostradas na Tabela 4.

Tabela 4 – Produção de carvão mineral bruto por empresa (Forquilha - SC) em toneladas no ano de 2007.

Empresa	Mina	Produção Bruta
Carbonífera Criciúma	Unidade Mineira Verdinho II	1.456.932

continuação

Cooperativa Criciúma	Mina Dois	6.000
Cooperativa Criciúma	Minha três	949.288

Fonte: Castilhos (2009).

Um dos fatores para a escolha do local da indústria foi a disponibilidade de matéria-prima, sendo a Carbonífera Criciúma e a Cooperativa Criciúma grandes produtoras de carvão, como mostrado na Tabela 4, possuindo grandes quantidades de rejeitos ricos em enxofre que serão utilizados como matéria-prima para a indústria.

Portanto, a indústria será localizada nas proximidades da Mina Três que, segundo Sipres (2015), os teores de metais pesados dessa unidade encontram-se abaixo dos valores de referência de qualidade documentados para solos naturais e dentro dos limites de prevenção estabelecidos pela legislação. Desse modo, percebe-se que o transporte da matéria-prima é facilitado e a pirita é passível de uso para produção de ácido sulfúrico.

Outro fator relevante relacionado à escolha do local são os incentivos fiscais, além do valor do Imposto sobre Circulação de Mercadorias e Serviços (ICMS) ser de 12% no estado. Alguns desses incentivos fiscais que foram criados pela Lei Nº 7.320, de 8 de junho de 1988 são o Programa de Desenvolvimento da Empresa Catarinense (PRODEC) - que tem o intuito de oferecer desoneração do ICMS para empresas que gerem emprego na região, que incrementem os níveis de tecnologia em SC e que gerem desconcentração econômica e espacial das atividades produtivas entre outras possibilidades. E o Fundo de Apoio ao Desenvolvimento Catarinense – FADESC, que serve como instrumento de ação da PRODEC e ainda permite a concessão de incentivos pelo FADESC, especialmente os prazos de carência e de amortização, as taxas de juros, o reajuste monetário, as garantias e outros encargos serão estabelecidos.

6.2 TRANSPORTE

A indústria ficará localizada a uma distância de cerca de 2 km da Mina Três, portanto o transporte da matéria-prima será realizado por meio rodoviário, com o uso de

caminhões próprios da Unidade Mineira à área industrial para produção de ácido sulfúrico.

Enquanto o produto será transportado de forma terceirizada, sendo os custos de transportes a cargo dos compradores, sendo o foco principal a Yara Brasil Fertilizantes, localizada no estado do Rio Grande do Sul.

7 EXIGÊNCIAS LEGAIS

7.1 DOCUMENTAÇÃO

Para abrir uma empresa é necessário realizar o Contrato Social, que contém os dados dos sócios do negócio, para posteriormente realizar o Registro na Junta Comercial e, a partir daí, realiza-se o pedido do CNPJ e recebimento do NIRE (Número de Identificação do Registro da Empresa).

O alvará de funcionamento é necessário para adquirir a licença que permite que a empresa possa exercer legalmente todas as atividades registradas, emitido pelo órgão governamental municipal.

Por fim, a realização da Inscrição Estadual irá representar o registro formal da empresa e cadastrar o negócio no ICMS (Imposto sobre Circulação de Mercadorias e Serviços), permitindo a comercialização de produtos dentro do território brasileiro.

7.2 LICENCIAMENTO AMBIENTAL

Segundo a definição na Resolução CONAMA (Conselho Nacional de Meio Ambiente) nº 03-90, poluente atmosférico é toda e qualquer forma de matéria ou energia com intensidade e em quantidade, concentração, tempo ou características em desacordo com os níveis estabelecidos em legislação.

O dióxido de enxofre é um gás tóxico e incolor, pode ser emitido por fontes naturais ou por fontes antropogênicas, sendo que a fonte antropogênica é a que mais gera emissão desse gás (CETESB, 2017). Isso ocorre devido a queima de combustíveis fósseis

que contenham enxofre em sua composição, causando diversos efeitos à saúde como o agravamento dos sintomas da asma e aumento de internações hospitalares, decorrentes de problemas respiratórios. No ambiente, podem reagir com a água na atmosfera formando chuva ácida.

O dióxido de enxofre é um produto da etapa de ustulação, desse modo, caso haja uma oxidação incompleta no conversor, há emissão desse gás, portanto é relevante estar atento às legislações de controle de emissão do dióxido de enxofre, a fim de não interferir negativamente no meio ambiente e bem estar da população.

Segundo Machado (2011), para impedir a liberação do dióxido de enxofre para a atmosfera, conforme demandas ambientais, a legislação passou a exigir que a conversão enxofre em ácido sulfúrico fosse igual ou superior a 99,5%, o que obrigou o uso de conversores de passagem dupla.

A resolução do CONAMA nº 436 de 22 de dezembro de 2011 estabelece os limites máximos de emissão de poluentes atmosféricos para fontes fixas instaladas. Segundo a resolução, é adotada a seguinte definição:

“II - Definições referentes aos poluentes que não possuem característica química definida:

d) SOx: refere-se à soma das concentrações de dióxido de enxofre (SO₂) e trióxido de enxofre (SO₃), sendo expresso como (SO₂);”

Ficam estabelecidos, no Quadro 1, os limites máximos de emissão para poluentes atmosféricos para fontes fixas existentes na produção de ácido sulfúrico.

Quadro 1– Limites máximos de emissão para fontes fixas existentes na produção de ácido sulfúrico

Unidade de produção	Fontes de emissão	SO ₂	SO ₃
Ácido Sulfúrico	Torre de absorção de H ₂ SO ₄ - Dupla absorção	2,0 kg/t de H ₂ SO ₄ a 100%	0,15 kg/t H ₂ SO ₄ a 100%

Fonte: Resolução Nº 436 (2011).

Como pode ser visto no Quadro 1, os limites máximos de dióxido de enxofre e trióxido de enxofre que podem ser emitidos de uma torre de absorção de ácido sulfúrico são de 2,00 quilogramas de dióxido de enxofre para cada tonelada de ácido sulfúrico com concentração 100% e 0,15 quilogramas de trióxido de enxofre para cada tonelada de ácido sulfúrico com a mesma concentração. A partir disso, pode-se realizar os cálculos dos equipamentos utilizados a fim de se manter dentro da legislação vigente.

7.3 LEGISLAÇÃO DE TRANSPORTE

O transporte do ácido sulfúrico é realizado de acordo com a Resolução nº 420, de 12 de fevereiro de 2004, da Agência Nacional de Transportes Terrestres (ANTT), a qual regulamenta instruções para o transporte terrestre de produtos perigosos. De acordo com a resolução, o ácido sulfúrico (com mais de 51% de ácido) é classificado na classe de risco 8 (substâncias corrosivas).

A Agência Nacional de Transportes Terrestres (ANTT) define substâncias da classe 8 (substâncias corrosivas) como:

“Substâncias da Classe 8 (substâncias corrosivas) são substâncias que, por ação química, causam severos danos quando em contato com tecidos vivos ou, em caso de vazamento, danificam ou mesmo destroem outras cargas ou o próprio veículo; podem, também, apresentar outros riscos”.

De acordo com a resolução citada anteriormente, o ácido sulfúrico (com mais de 51% de ácido) é incluído no Grupo de Embalagem II: Substâncias e preparados que apresentam risco médio. Conforme a Resolução nº 420, de 12 de fevereiro de 2004, da ANTT, o Grupo de Embalagem II:

“É atribuído a substâncias que provocam destruição completa de tecidos intactos da pele, num período de observação de até 14 dias, iniciado após período de exposição superior a três minutos mas não superior a 60 minutos”.

Para ácido sulfúrico (com mais de 51% de ácido), a resolução regulamenta uma quantidade limitada por veículo de 333 kg e embalagem interna de 1 L.

De acordo com a instrução para embalagem, são permitidos os seguintes contentores intermediários para granéis (IBC's):

- 1) Metal (31A, 31B e 31N);

2) Plástico rígido (31H1, 31H2);

3) Composto (31HZ1).

7.4 SAÚDE E SEGURANÇA DO TRABALHO

Conforme Vallero (2008), dióxido de enxofre na atmosfera é rapidamente oxidado em reações complexas envolvendo radicais livres de oxigênio, nitrogênio e hidrocarbonetos, formando trióxido de enxofre e principalmente ácido sulfúrico. Além disso, como Freitas (2012) afirma, a inalação aguda do dióxido de enxofre provoca broncoespasmo com sensação de sufocação, tosse, sibilos, dor no peito, cianose, náuseas e vômitos.

Segundo a ATSDR (1998), a inalação de gotículas de ácido sulfúrico pode diminuir a capacidade do trato respiratório na remoção de outras partículas presentes no ar e que normalmente são expelidas. Sendo que a ingestão de ácido sulfúrico causa irritação da boca e da garganta, podendo levar à erosão do estômago. Em contato com os olhos ou pele, provoca queimadura química com irritação e vermelhidão locais, chegando a ferimento ou cegueira, dependendo das concentrações.

Devido aos riscos que o SO_2 , SO_3 e H_2SO_4 oferecem, deve-se ter um rigoroso controle do sistema para produção de ácido sulfúrico, trabalhando com dispositivos de alarmes para indicar possíveis vazamentos, a fim de evitar contato e inalação.

A instrução dos colaboradores sobre como agir em casos de vazamento e como deve ser feita a manipulação correta com equipamentos de segurança como proteção respiratória com filtro contra gases ácidos e proteção contra contato acidental (luva e avental de PVC, protetor facial ou capuz de PVC), sendo armazenado e manuseado em ambiente ventilado, evitando a concentração de vapores.

A disposição e uso dos equipamentos de proteção serão de responsabilidade da indústria, sendo realizadas reuniões com os colaboradores para informar os cuidados a serem tomados e mapear os pontos críticos de contaminação.

O ácido sulfúrico não é combustível, portanto quando envolvido em fogo, deve-se utilizar meios de extinção apropriados para combatê-lo, como pó químico seco ou CO_2 nos materiais em chamas, disponibilizados dentro das instalações industriais.

8 PROCESSO PRODUTIVO

8.1 ROTAS DE PRODUÇÃO

A produção de ácido sulfúrico pode ser realizada de diferentes formas, variando a concentração desejada de ácido sulfúrico, emissões atmosféricas, uso de catalisadores, entre outros. As diferentes rotas de produção podem ser vistas nos itens 8.1.1 - 8.1.3, a partir das diferentes rotas pode-se optar pela rota descrita no item 8.1.4.

8.1.1 Processo de Câmara de Chumbo

Neste processo, o SO_2 úmido na presença de óxidos nitrogenados (catalisador ativo) é oxidado para SO_3 com o oxigênio presente no ar. O processo clássico da câmara de chumbo consiste em 3 etapas: Torre Glover, câmaras de chumbo e Torre Guy-Lussac (DKL ENGINEERING, INC., 2003).

O processo começa com SO_2 que entra no fundo de um reator chamado Torre Glover onde é lavado com vitriol nitroso, mistura de ácido sulfúrico (H_2SO_4), monóxido de nitrogênio (NO) e dióxido de nitrogênio (NO_2).

A torre Glover serve para duas funções: concentração do ácido da câmara de chumbo e remoção de óxidos de nitrogênio do líquido para o gás. A concentração do ácido da câmara (62% a 68% H_2SO_4) é conseguida pelos gases quentes que entram na torre que evaporam a água do ácido.

Parte do SO_2 é oxidado em SO_3 e dissolvido na lavagem ácida para formar ácido torre ou ácido Glover (cerca de 78% de H_2SO_4). Os óxidos de nitrogênio dissolvido são removidos do ácido e levados com o gás da torre Glover para as câmaras de chumbo (DKL ENGINEERING, INC., 2003).

Da torre Glover, uma mistura de gases (incluindo dióxido e trióxido de enxofre, óxidos de nitrogênio, nitrogênio, oxigênio e vapor) é transferida para uma câmara revestida de chumbo, onde é feito reagir com mais água. O ácido sulfúrico é formado por uma série complexa de reações, em que se condensa nas paredes e se acumula no chão da câmara. O ácido produzido nas câmaras, muitas vezes chamado de ácido de câmara ou ácido fertilizante, contém 62% a 68% de H_2SO_4 .

Depois que os gases passam pelas câmaras, eles são passados por um reator chamado Torre Gay-Lussac onde são lavados com ácido concentrado resfriado (da torre Glover). Os gases residuais que saem da torre Guy-Lussac geralmente são descarregados para a atmosfera (DKL ENGINEERING, INC., 2003). O ácido do produto a uma concentração de 78% de H_2SO_4 é extraído da corrente de ácido arrefecida que circula da torre Glover para a torre Guy-Lussac.

8.1.2 Processo de contato

No processo de contato, uma mistura de gases secos que contém de 7 a 15 % de SO_2 e de 11 a 14% de O_2 é pré-aquecida e uma vez depurada ao máximo, a mistura passa a um conversor de um ou mais leitos catalíticos, onde se forma o SO_3 à pressão de operação de 1 a 2 atmosferas.

A oxidação de SO_2 a SO_3 é realizada pela utilização de catalisadores à base de pentóxido de vanádio (V_2O_5). O catalisador é ativo apenas entre 400 e 650 °C. Acima de 650°C a eficiência catalítica diminui gradualmente e o catalisador começa a ser destruído. A durabilidade do catalisador é da ordem de 5 a 6 anos (BENDJAOUAHDOU, 2013).

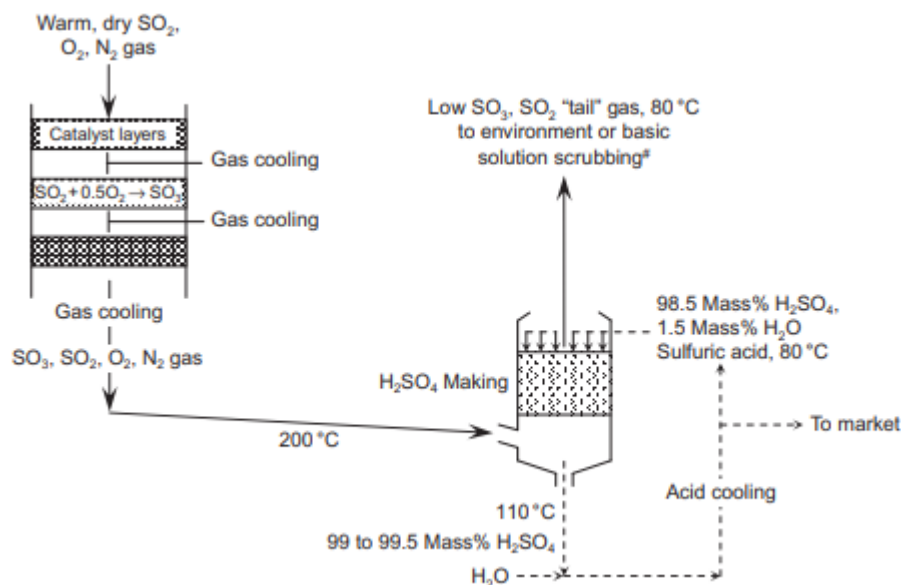
O SO_3 produzido sofre absorção com água (H_2O) ou com uma solução de ácido sulfúrico para a formação de ácido sulfúrico concentrado a 98-99%. Esta absorção é sempre realizada por um sistema de torre de absorção com recheios de cerâmica. Os gases procedentes da catálise são resfriados e atravessam a torre de absorção.

Por fim, os gases não absorvidos são purificados e eliminados à atmosfera através de uma chaminé. Como já mencionado, o processo de contato pode ser dividido em processo de contato único e processo de contato duplo.

8.1.3 Processo de contato único

No processo por contato único, Figura 8, o trióxido de enxofre é absorvido por ácido sulfúrico concentrado em uma única torre de absorção. Na torre, o trióxido de enxofre é convertido em ácido sulfúrico pela água existente no ácido absorvente. O processo de contato único é geralmente usado com um teor de SO_2 de gases de entrada de 6-15%. A eficiência de conversão é de cerca de 99% (ASHAR, 2013).

Figura 8 - Processo de produção de H_2SO_4 por contato único.



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

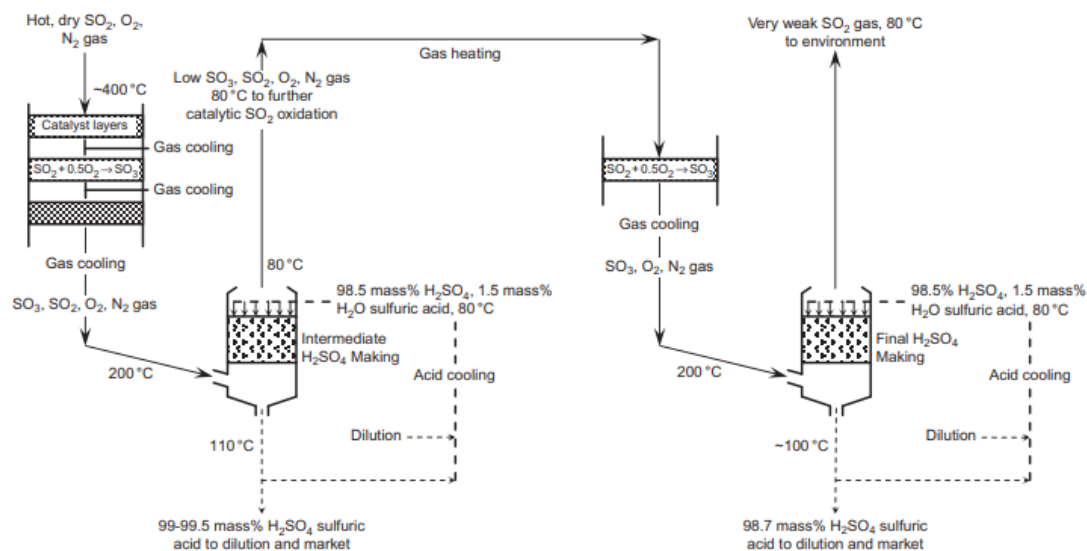
8.1.4 Processo de contato duplo

No processo de contato duplo, Figura 9, os gases SO_2 e SO_3 são passados duas vezes pelas torres de absorção para obter maior absorção, conversão de SO_2 em SO_3 e produção de ácido sulfúrico de maior qualidade.

Os gases ricos em SO_2 entram no conversor catalítico e são convertidos em SO_3 , alcançando a primeira etapa de conversão. Os gases de saída desta fase contêm SO_2 e SO_3 que são passados através da primeira torre de absorção (absorção intermediária), na qual ácido sulfúrico é escoado pelas colunas e o SO_3 reage com a água de diluição do ácido, aumentando sua concentração. Embora o SO_2 também atravessasse a torre, este não é reativo.

A corrente de gás contendo SO_2 é passada através da coluna do leito do conversor catalítico novamente, alcançando até 99,8% de conversão de SO_2 em SO_3 e os gases são novamente passados através da segunda coluna de absorção, também chamada de absorção final (ASHAR, 2013).

Figura 9 - Processo de produção de H_2SO_4 por contato duplo

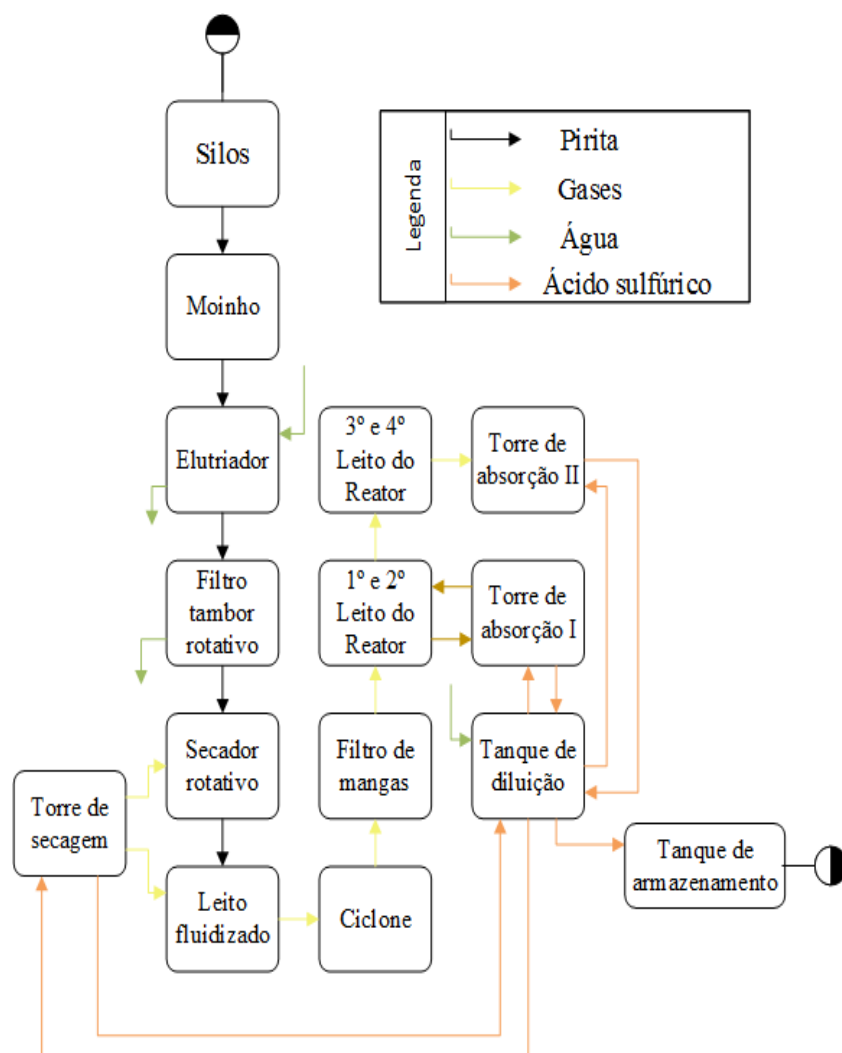


Fonte: KING *et al.* (2013).

8.2 ROTA ESCOLHIDA

A rota tecnológica escolhida está representada no fluxograma do processo, conforme Figura 10.

Figura 10 - Diagrama de blocos do processo produtivo



Fonte: Autores (2021).

A rota escolhida levou em consideração a concentração do ácido sulfúrico ao final do processo e uma menor emissão de gases nocivos ao meio ambiente. Devido a isso, optamos por receber a matéria-prima já separada da lama residual da extração do carvão, sendo obtida diretamente da mina Três, sendo a indústria estrategicamente instalada nas proximidades da mina.

A pirita deve passar por um processo de moagem, para redução da granulometria e maior rendimento na ustulação. A ustulação nada mais é do que um leito fluidizado, em

que o dissulfeto de ferro irá reagir com o oxigênio, formando óxido de ferro III e dióxido de enxofre.

O dióxido de enxofre deve então passar por um processo de filtração, a fim de remover as partículas residuais e ter um rendimento adequado para o processo. Posteriormente, há a conversão do dióxido de enxofre em trióxido de enxofre, para isso é utilizado o método de contato, que consiste na produção de ácido sulfúrico com altas concentrações, sendo necessário o uso de um catalisador de vanádio para acelerar a reação.

Conforme mencionado anteriormente, existem duas formas de realizar o método de contato, por absorção simples e por absorção dupla, a diferença entre as duas é a quantidade de dióxido de enxofre emitido para a atmosfera, sendo a segunda opção, escolhida para o projeto, a de menor emissão e, conseqüentemente, uma opção que traz menores riscos ambientais (FORTES, 2009).

Na torre de absorção é onde ocorre a conversão do trióxido de enxofre em ácido sulfúrico, isso se deve ao fato de que ao se adicionar o trióxido de enxofre em água de diluição do ácido, forma-se ácido sulfúrico com altas concentrações. Em seguida, é necessário a diluição desse ácido para a obtenção de ácido sulfúrico com concentração de 98%.

8.2.1 Obtenção da Pirita

O processo de separação dos materiais agregados ao carvão ocorre devido à diferença de densidade entre a matéria mineral e a matéria carbonosa (MÜLLER et al., 1987).

Dessa forma, para a separação do carvão das impurezas como a lama e pirita, são utilizados nas mineradoras equipamentos como jiges e mesas vibratórias. Segundo Uggioni (2016), no processo de jigagem, ar de alta pressão é soprado para a expansão, contração e separação dos materiais.

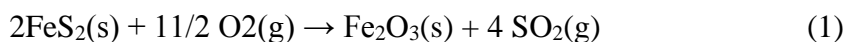
A CETEM (2001) classifica o processo de jigagem gera 3 tipos de rejeitos: R1 - rejeito piritoso; R2 - rejeito xistoso; R3 - rejeito argiloso. Sendo que, para R1, 28,3%

corresponde a pirita, essa será encaminhada para a indústria de fabricação de ácido sulfúrico, ao invés de ser armazenada nos depósitos de rejeito.

Dentro da indústria para fabricação de ácido sulfúrico é necessário realizar a moagem da matéria-prima, a fim de reduzir a granulometria e aumentar a área superficial e assim ter um rendimento adequado na próxima etapa, a ustulação da pirita.

8.2.2 Ustulação da pirita

O processo de Ustulação é realizado por um leito fluidizado, nele o dissulfeto de ferro, que estará em contato com um ambiente oxidante, devido a adição de ar, irá reagir com o oxigênio formando o óxido de ferro III (hematita) e dióxido de enxofre, conforme mostrado na Reação 1.



Uma planta de ustulação da pirita é formada basicamente por três seções: aquecimento do minério na presença de ar atmosférico, limpeza e arrefecimento dos gases e aproveitamento da massa gasosa formada (RUNKEL e STURM, 2009).

A ustulação dos sulfetos é realizada normalmente em uma temperatura abaixo do ponto de fusão da pirita e da hematita, usualmente abaixo de 1000°C; por outro lado, para que as reações se realizem com uma velocidade adequada a temperatura deve estar acima dos 500-600°C (HECK , 2015).

Segundo Weiler (2016), o teor de $\text{SO}_2(\text{g})$ gerado nos gases varia entre 6 e 14% em função da qualidade da matéria-prima (pirita), sendo necessário a purificação desse gás a fim de remover partículas indesejadas, que podem acarretar em uma diminuição na eficiência do processo.

8.2.8 Purificação dos gases

O processo de purificação dos gases provenientes da ustulação é fundamental para evitar problemas de operação e perdas de eficiência nas etapas posteriores de produção

do ácido sulfúrico. Entre os principais problemas que a presença de impurezas nos gases pode causar, pode-se citar: corrosão e incrustação nas tubulações e paredes dos equipamentos; baixo rendimento nas reações químicas até a formação do ácido sulfúrico; e redução na qualidade final do produto e maior poluição atmosférica.

As impurezas presentes na corrente gasosa da ustulação são partículas, as quais são compostas, basicamente, por cinzas e hematita (Fe_2O_3). Devido à alta temperatura e turbulência no interior do leito fluidizado, as partículas arrastadas possuem diversos diâmetros, sendo necessário mais de um equipamento para uma correta separação dessas partículas.

O sistema de purificação foi projetado de modo que se possa aproveitar o calor dos gases provenientes da ustulação, já que saem a temperatura de aproximadamente 700 °C. Desse modo, assim que sai do leito fluidizado a corrente gasosa passa por um trocador de calor resfriando até uma temperatura de aproximadamente 250 °C e aquecendo outra corrente de interesse no processo. Os equipamentos escolhidos para a purificação dos gases são: Ciclone (com a finalidade de remover partículas grosseiras) e filtro de mangas (para remoção das partículas finas com eficiência de remoção estimada em 99 %).

O ciclone é classificado como um separador tipo centrífugo, devido ao seu formato construtivo (cone-cilíndrico) e à maneira como a corrente de gases com partículas entra no equipamento, a mistura gás-partícula adquire movimento em espiral, que se estende até a base do ciclone. Em virtude da força centrífuga, as partículas maiores se deslocam em direção à parede, onde se deslocam em movimento circular até o coletor de sólidos na base do ciclone, os gases e as partículas finas seguem movimento circular ascendente até saírem pela parte superior do ciclone (CREMASCO, 2012).

O filtro de mangas, tem a forma de um saco alongado tubular, basicamente, seu princípio de funcionamento é dado pela passagem da mistura gasosa que contém partículas através de um tecido (mangas do filtro), sendo que o gás atravessa os poros do tecido e as partículas ficam retidas na sua superfície, que de tempos em tempos tem que ser retiradas para evitar uma camada muito espessa, o que dificulta a passagem do gás (aumento da perda de carga). Dependendo do mecanismo de limpeza das mangas, os filtros de manga podem ser classificados em: sacudimento mecânico, ar reverso e jato pulsante de ar comprimido.

8.2.9 Conversão do SO₂ a SO₃

A conversão, considerada o coração da planta de ácido sulfúrico, é onde os gases são resfriados entre os estágios e a conversão de SO₂ em SO₃ ocorre em um reator catalítico, dividido em quatro etapas ou leitos.

Para o processo de conversão, o catalisador mais utilizado atualmente é o composto por Vanádio, substituindo outros catalisadores que, no passado, costumavam ser usados, como o óxido de ferro e a platina, os quais apresentavam problemas, pois a platina sofre envenenamento por impurezas presentes no processo e tem alto custo (Souza, 1996).

Para esse processo utilizamos o método de contato por absorção dupla esse método tem um diferencial por produzir o ácido sulfúrico com concentrações de 98%, enquanto outros processos como o de Câmaras de Chumbo produzem ácido sulfúrico com uma concentração entre 62 e 78% (MB CONSULTORES, 1999).

No método de contato os gases precisam passar por um trocador de calor para que atinjam temperaturas menores do que saem do leito fluidizado, de maneira que a taxa de conversão do catalisador utilizado seja elevada.

O catalisador escolhido apresenta a velocidade de reação praticamente nula abaixo de 400°C e acima de 650°C a massa catalítica sofre alterações irreversíveis. Desse modo a temperatura para a conversão de dióxido de enxofre em trióxido de enxofre deve ficar entre de 400 e 600°C. Além disso, a conversão de dióxido de enxofre em trióxido de enxofre reduz com o aumento da temperatura, sendo favorável na temperatura de 400 até 550°C (SHREVE, 1980).

Segundo Wykrota (2016), o pentóxido de vanádio atua adsorvendo as moléculas dos reagentes em sua superfície, enfraquecendo as ligações nas moléculas e facilitando a formação do complexo ativado, diminuindo a energia de ativação e aumentando a velocidade da reação.

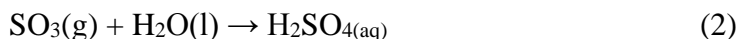
O resfriamento do processo pode ocorrer de duas formas, a direta, em que há queda de temperatura devido à injeção de um gás frio e seco no conversor; ou de forma indireta, com o trocador de calor, que pode estar dentro ou fora do conversor.

O trocador de calor utiliza água como meio de resfriamento, que faz uma troca de calor mais efetiva do que com o ar, dessa forma, optou-se pelo uso do método indireto para o resfriamento, buscando maior eficiência para o processo.

Há duas formas de contato que podem ser utilizadas: a de absorção simples, em que há uma perda de 2% de SO₂ não convertido, fazendo com que seja lançado para a atmosfera, sendo prejudicial ao meio ambiente; e a absorção dupla, em que a conversão é de aproximadamente 99,7% (SHREVE, 1980). Desse modo, foi escolhido o método de contato por absorção dupla para se obter maior rendimento no processo.

8.2.10 Absorção do SO₃

Posteriormente, há a absorção do trióxido de enxofre, que ocorre na torre de absorção, em que o SO₃ é removido do sistema pela extração com ácido sulfúrico concentrado através de uma torre recheada, como pode ser visto na Reação 2.



Para o processo de absorção não se utiliza diretamente água, pois a Reação (2) é fortemente exotérmica, desse modo, emprega-se ácido sulfúrico concentrado que contém uma pequena fração de água. A grande quantidade de ácido sulfúrico no reagente ácido absorve o calor da Reação (2), isso garante que o produto ácido formado seja líquido e relativamente frio (KING *et al.*, 2013).

O processo de absorção ocorre quando o SO₃, presente nos gases provenientes do reator catalítico, reage com a fração de água presente no ácido, formando novas moléculas de ácido sulfúrico. Os parâmetros que influenciam na eficiência são: a temperatura, a concentração do ácido utilizado, a umidade do gás absorvido e a eficiência do recheio da torre.

Para a absorção, o gás é borbulhado em torres em contracorrente com ácido sulfúrico diluído em água. Onde a água, com concentração elevada de ácido sulfúrico, é o agente absorvente (SANTOS, 2019). Além disso, segundo Campos (2011), a dissolução direta do trióxido de enxofre em água não é viável como processo industrial pois é tão

exotérmica que acarreta na geração de vapores de ácido sulfúrico. Esses vapores são difíceis de condensar, tornando-se um método que apresenta custo elevado.

Além da reação com a água, essa etapa também envolve a absorção do trióxido de enxofre pelo ácido sulfúrico, gerando o *oleum* ($\text{H}_2\text{S}_2\text{O}_7$), também conhecido como ácido sulfúrico fumegante, o qual é levado aos tanques de circulação, formando ácido sulfúrico 98% quando diluído com água, que então pode ser armazenado como produto final. Para que o processo de absorção ocorra adequadamente, se mantendo dentro dos parâmetros de projeto, tais como temperatura, pressão e eficiência, é necessário remover o calor em excesso provocado pela reação exotérmica do SO_3 com H_2O , possibilitando o aproveitamento desse calor para outras finalidades.

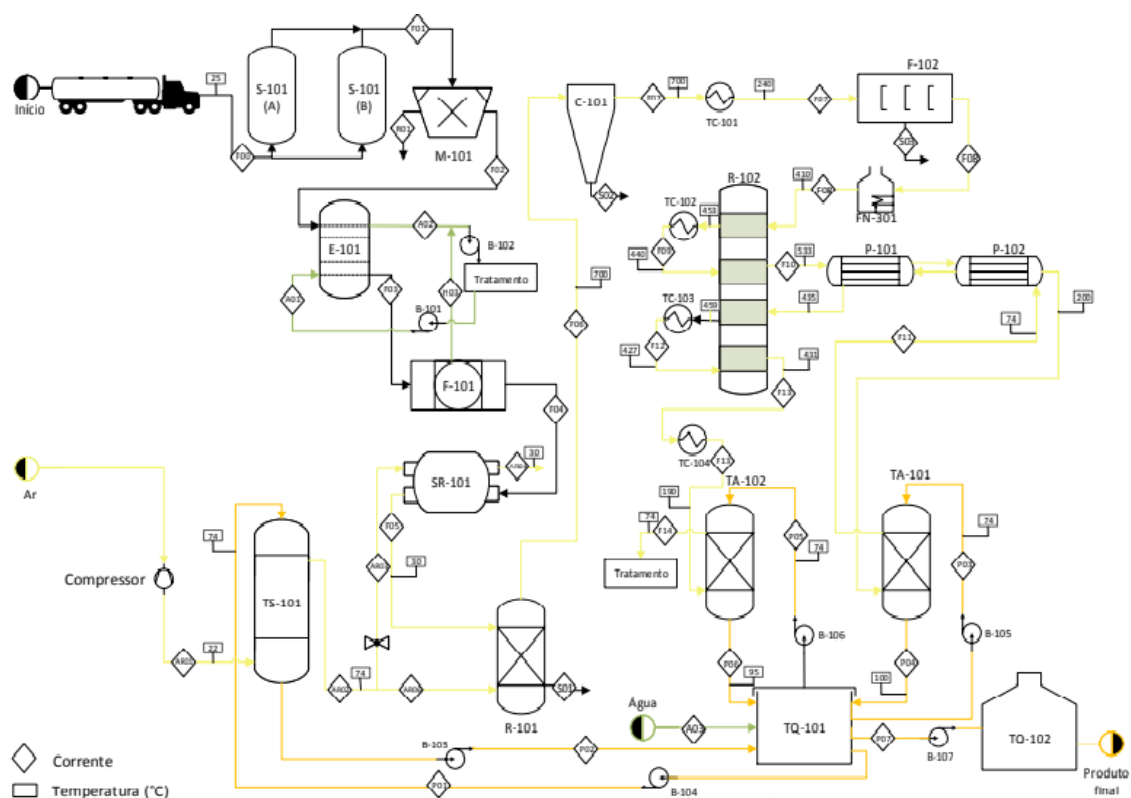
8.2.11 Armazenamento

O ácido sulfúrico produzido é armazenado em tanques de inox, em local seco, sem contato com a luz solar e à prova de incêndio. O local deve ter piso cimentado, resistente à corrosão, com dutos que permitem o escoamento, em caso de derramamento, para um reservatório de contenção (WYKROTA, 2016). O setor de qualidade do produto da empresa, realizará, constantemente, análises físico-químicas no produto final, para assim, garantir que o ácido sulfúrico 98% esteja dentro dos padrões de qualidade preestabelecidos.

8.3 FLUXOGRAMA

O fluxograma simplificado do processo pode ser visto na Figura 11 e a nomenclatura dos equipamentos na Tabela 5.

Figura 11 - Fluxograma simplificado



Fonte: Autores (2021).

Tabela 5 - Nomenclatura dos Equipamentos

Equipamento	Nomenclatura
Silo	S
Moinho	M
Elutriador	E
Filtro	F
Secador Rotativo	SR
Torre de Secagem	TS

Reator	R
Ciclone	C
Torre de Absorção	TA
Tanque	TQ
Fornalha	FN
Permutador	P
Trocador de Calor	TC

Fonte: Autores (2021).

Conforme pode ser visto no fluxograma, a matéria-prima proveniente da mineradora chega na indústria isenta de resíduos que podem interferir negativamente no processo, como a lama, sendo armazenada em silos (S-101 A/B).

O moinho (M-101) tem como objetivo reduzir a granulometria e aumentar a área superficial, fazendo com que a reação de ustulação seja mais eficiente, trazendo maior rendimento e economia.

Antes de iniciar a ustulação utiliza-se o elutriador (E-101), a fim de remover de sujidades ainda existentes. Segundo Cremasco (2014), a elutriação consiste em uma operação de separação baseada na diferença entre a velocidade média do fluido e a velocidade terminal da partícula, sendo que o funcionamento do processo de elutriação escolhido se dá partir da adição de uma corrente de água que atua como fluido de arraste.

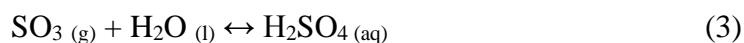
Na elutriação agrega-se umidade ao material, por isso é necessário que haja a secagem do mesmo, sendo realizada a partir do filtro rotativo (F-101) e do secador rotativo (SR-101).

A ustulação dos sulfetos é realizada em leito fluidizado (R-101), deve-se ter um controle da temperatura pois, segundo Shreve (1980), a temperatura deve estar abaixo do ponto de fusão das duas fases sólidas envolvidas, sendo que para o processo escolhido utilizou-se 700°C. Além disso, o ar utilizado para a reação no leito fluidizado é previamente secado na torre de secagem (TS-101).

Os produtos da ustulação desejados são: a hematita (Fe_2O_3), que pode ser vendido por ser uma das principais fontes de ferro, obtido pela redução sequencial da hematita pelo monóxido de carbono (Falero, E. E. T. 2016); e o dióxido de enxofre (SO_2), que continuará no processo, passando por uma etapa de filtração em um ciclone (C-101), e filtro de mangas (F-102) para retirada de partículas mais grosseiras e o restante das cinzas.

Após a limpeza, o gás passa por um processo de arrefecimento em uma fornalha (FN-301) para que possa ir para a próxima etapa de conversão de dióxido de enxofre em trióxido de enxofre. O V_2O_5 (Pentóxido de Vanádio) é muito importante na conversão de SO_2 em SO_3 pelo processo de contato pois substitui a Platina como catalisador, por ser mais barato e menos suscetível ao envenenamento por impurezas como o arsênio (LEE, 1999).

Durante a conversão no reator (R-102), ocorre aumento na temperatura do sistema, então os gases são direcionados à circulação dos trocadores de calor (TC-102/103) para resfriarem. Após a formação do trióxido de enxofre ocorre sua absorção em água, proveniente da solução aquosa de ácido sulfúrico que alimenta a torre de absorção, formando ácido sulfúrico de acordo com a Reação 3:



O conversor a quatro etapas permite que os gases liberados na conversão sejam aproveitados, passando por camadas de catalisador para conversão a SO_3 , que é removido na torre de absorção I (TA-101).

Os gases provenientes da torre de absorção I (TA-101) são reaquecidos em permutadores (P-101/102) e voltam para o reator (R-102), onde o SO_2 não convertido no estágio anterior é convertido à SO_3 .

Em seguida, os gases passam pelo resfriamento e absorção do trióxido de enxofre, na torre de absorção II (TA-102). O processo com o uso de duas torres de absorção eleva a eficiência do processo, convertendo mais de 95,5% de SO_2 em SO_3 e, posteriormente, a ácido sulfúrico, com rendimento que pode atingir 99,8% (FONSECA, 2001; SHREVE, JUNIOR, 1997).

O ácido sulfúrico, formado nas torres de absorção I e II, é denominado *óleum* ou ácido sulfúrico fumegante, sendo direcionado ao tanque de diluição (TQ-101), formando

H₂SO₄(aq) a 98%. O ácido sulfúrico produzido atravessa um sistema de serpentinas resfriadas com água para que possa, então, ser armazenado (TQ-102).

8.4 EQUIPAMENTOS

8.4.1 Silos de armazenamento (S-101)

O armazenamento da matéria-prima se trata da primeira etapa do processo e é fundamental para todas as demais etapas. Os silos de armazenamento são responsáveis por abrigar o rejeito piritoso da jigagem (RPJ) de intempéries, bem como por manter as características físicas e químicas da matéria-prima. Deve-se ressaltar que a condição de armazenamento da matéria-prima influencia diretamente na qualidade final do produto.

O RPJ, proveniente das mineradoras, chega na fábrica através de caminhões caçambas e, em seguida, é encaminhado aos silos de armazenamento. Como o processo de alimentação do moinho é contínuo, a saída de pirita ocorre durante 24 h por dia.

Desse modo, o armazenamento será feito em 2 silos com capacidade de 350 toneladas cada, desse modo o dimensionamento de cada um dos silos é dado pelo volume ocupado pelo material, ou seja, 296,522 toneladas por dia, e um valor médio de densidade do rejeito piritoso de 2,9 ton/m³ (OLIVEIRA, 2016).

Logo, obtemos um volume de 102,249 m³ em cada silo, diante disso o modelo escolhido é o SFC 4506, com 4,58 m de diâmetro e 9,952 m de altura, como mostrado no Anexo A.2.

8.4.2 Moinho (M-101)

O segundo equipamento utilizado será um moinho do tipo agitador de esferas para reduzir o tamanho das partículas que serão alimentadas no leito fluidizado. Segundo Yang (2009), as partículas devem apresentar um tamanho entre 1 a 6 milímetros.

O uso de moinhos para sólidos granulares deve levar em consideração a dureza da pirita, que é de 6,0 a 6,5 na escala de Mohs (NAVARRO, 2018). A pirita se encontra em uma posição intermediária na escala de dureza, portanto pode triturar-se eficientemente com o uso das forças normais de compressão e impacto.

A partir da análise de diferentes moinhos, optou-se pelo uso do moinho agitador de esferas, ideal para moer produtos finos, sendo realizado a seco e induzido por gravidade, onde o movimento de carga da bola, via movimento rotacional de um parafuso, fornece um mecanismo de redução de tamanho.

Além disso, os moinhos com agitação proporcionam economia de energia quando comparados aos moinhos tradicionais. Quanto mais fino for o produto, mais eficientes serão os moinhos agitados. Como nosso produto deve ter entre 1 a 6 milímetros, o equipamento traz uma eficiência relativamente elevada.

O produto da moagem é passado pelo controle de qualidade, de forma periódica, no laboratório da empresa, sendo que uma amostra é retirada e analisada em um conjunto de peneiras para a análise do tamanho das partículas obtidas, para que elas possam posteriormente ir para o leito fluidizado.

O moinho escolhido tem capacidade de operar com uma vazão de entrada e saída de aproximadamente 24,7 ton/h, conforme o item 10.1.2.2. Dessa forma, o modelo escolhido para atender as especificações do equipamento é o RGM755C, com 1,41 m de altura, 2,6 m de comprimento e 1,510 m de largura, mostrado no Anexo A.3.

8.4.3 Elutriador (E-101)

O processo de separação por elutriação atua devido a presença de partículas com diferentes diâmetros e diferentes massas específicas que apresentam distribuições de velocidades terminais distintas, sendo este um fator determinante na separação das frações de sólido no elutriador (SILVA, 2016).

O elutriador é composto por uma coluna cujo diâmetro é conhecido, em que uma amostra de partículas é alimentada próximo ao topo da coluna, e o fluido é alimento próximo da base da coluna (CREMASCO, 2014).

No processo será utilizado um elutriador contínuo, o qual é composto por um elutriador com a vazão de fluido constante. Conforme mostrado no Apêndice A.1 as dimensões do elutriador são 4 m de diâmetro e 10,6 m de altura.

8.4.4 Filtro de tambor rotativo (F-101)

Para atender a demanda do processo, é necessário utilizar um filtro de tambor rotativo para fazer a separação da parte sólida e líquida proveniente do elutriador.

Por meio do vácuo interno do equipamento, a suspensão é filtrada na parte externa do tambor rotativo, enquanto o líquido clarificado segue para o seu interior. A torta que contém os sólidos fica presa à superfície do tambor e age como meio filtrante (SPIRANDELI *et al.*, 2015).

O equipamento escolhido tem uma capacidade de 17 ton/h, com eficiência de filtração de 99,5% e suas dimensões são de 3,962 m de diâmetro e 6,096 m de comprimento, conforme o Anexo A.5 e a sua área de filtração com 73,208 m², como mostrado no Apêndice A.2.

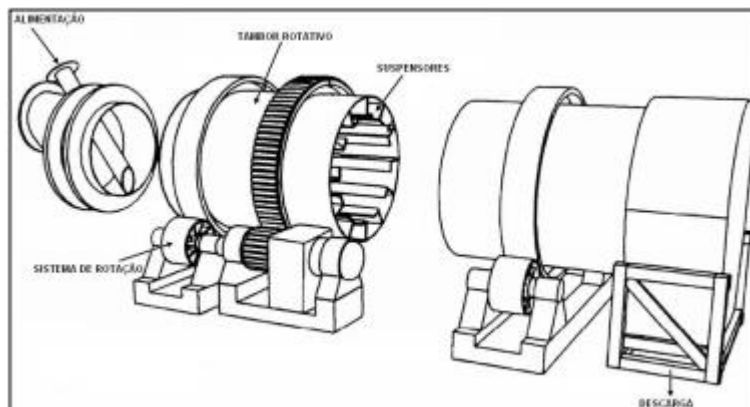
8.4.5 Secador rotativo (SR-101)

O secador rotativo é constituído por um tambor cilíndrico, composto internamente por suspensores distribuídos axialmente por toda sua extensão (PERAZZINI, 2011). O tambor é ligeiramente inclinado com relação à horizontal, girando com uma baixa rotação em torno de seu eixo longitudinal (PERAZZINI, 2011).

O equipamento possui uma ampla aplicação em indústrias farmacêuticas, de cimento, de fertilizantes e de açúcar (KELLY, 1995). Este tipo de secador tem uma ótima adequação à secagem de materiais heterogêneos de origem inorgânica e orgânica (MERZ, 1921; IGUAZ *et al.*, 2003; ADAPA *et. al.*, 2004).

A Figura 12 apresenta um esquema do secador rotativo de contato direto convencional, o qual será utilizado no processo.

Figura 12 – Secador rotativo de contato direto convencional



Fonte: (McCORMICK,1983).

O ar entrará no secador a 74°C , com uma vazão de aproximadamente 50 ton/h e com uma umidade absoluta de 0,00231 kg água/kg ar seco e sairá com uma temperatura em torno de 30°C e 0,02124 kg água/kg ar seco de umidade, conforme mostrado no item 10.1.2.5. Portanto, será utilizado um secador rotativo modelo HZ1200 da TIANLI, sendo as dimensões do equipamento são 3 m de diâmetro e 10 m de comprimento (Anexo A.6).

8.5.6 Torre de secagem (TS-101)

Uma das operações mais frequentemente utilizadas nos setores industriais é a secagem, sendo empregada no processamento de muitos materiais visando reduzir a umidade até obter o pó ou granulados (OLIVEIRA, 2010).

Portanto, o objetivo principal da Torre de secagem é a retirada de água do fluido, no caso a corrente de ar. O ar entra com um alto teor de umidade, que ao ter contato com a corrente de ácido sulfúrico há a remoção da umidade do ar. O ácido sulfúrico atua como material de absorção devido ao seu alto poder desidratante (WYKROTA, 2016).

Na torre de secagem a umidade (água) presente no ar atmosférico é absorvida pela corrente de ácido sulfúrico 98%, que representa a corrente de ar de saída com menor umidade.

Para o dimensionamento do equipamento segue a metodologia proposta por Geankoplis (2003) para torres recheadas, obtendo assim um diâmetro de 5,31 m e 13,382 m de altura, conforme mostrado no Apêndice A.11.

8.5.7 Leito fluidizado (R-101)

Segundo Yates (1983), os reatores de leito fluidizado de simples estágio para a ustulação de minérios de sulfeto, como a pirita, vem sendo utilizados desde o início da década de 50, quando a técnica foi desenvolvida de forma independente pela Dorr-Oliver, nos Estados Unidos da América, pela BASF na Alemanha e por Sumitomo no Japão.

A fim de obter uma torrefação mais eficiente e com maior controle do processo, foi escolhida uma torre de leito fluidizado circulante (LFC), ou *circulating fluidized bed* (CFB). A torre é operada a velocidades relativamente altas de gás com 3 a 6 m/s (RUNKEL e STURM, 2009). Os sólidos finos são arrastados com o gás e posteriormente reciclados. Segundo Levenspiel *et al.* (1991), esse tipo de reator é amplamente utilizado na fabricação de ácido sulfúrico a partir da pirita.

O equipamento apresenta diâmetro de 7,115 m e 7,6 metros de altura, conforme mostrado no Apêndice A.3, sendo que a temperatura da corrente de saída dos gases é de 700°C, com a alimentação de aproximadamente 8,7 ton/h de pirita e produção de 7,4 ton/h de dióxido de enxofre, conforme mostrado no item 10.1.2.7.

8.5.8 Purificação do gás

Para melhorar a eficiência do processo e evitar problemas operacionais pela presença de impurezas, os gases provenientes do leito fluidizado passam por um processo de purificação. O processo de purificação inclui dois equipamentos que retiram as partículas: ciclone e filtro de mangas.

8.5.8.1 Ciclone (C-101)

O ciclone é um dos equipamentos mais utilizados na recuperação de materiais particulados no processo e separação de partículas sólidas de uma corrente gasosa. Constitui-se de uma região cilíndrica acoplada a uma seção cônica.

A separação ocorre através da ação do campo centrífugo resultante da geometria do equipamento (LACERDA, 2007). Sendo que o ciclone utilizado apresenta uma

eficiência de 76%, com 2 metros de largura e 2 metros de profundidade conforme mostrado no Anexo A.8.

8.5.8.2 Filtro de mangas (F-102)

Os filtros de mangas são utilizados majoritariamente por possuírem fácil operação e alta eficiência, associada a uma vida útil longa, sendo então um dos equipamentos mais utilizados para remover materiais particulados do ar em indústrias (SANTINI, 2011).

Após passar pelo ciclone o material ainda necessita de um sistema de coleta mais eficiente para a remoção de partículas contidas no ar, assim o filtro de mangas se torna uma boa opção por atingir eficiências de até 99,9%, além de serem relativamente baratos e poucos sensíveis a flutuações de vazões.

Conforme o modelo escolhido no Anexo A.9 as dimensões do equipamento para suportar a vazão utilizada de aproximadamente 51,5 ton/h como mostrado no item 10.1.2.8.2, será de 2,77 m por 4 m.

8.5.9 Reator de conversão (R-102)

O conversor vertical trata-se de um vaso de pressão de aço inox com capacidade de suportar altas temperaturas e pressões. Compreende quatro leitos com catalisador do tipo pentóxido de vanádio facilitando a oxidação exotérmica, sendo que, segundo a MECS (2021), o tamanho das peças de catalisador fica em torno dos 10 mm de diâmetro e comprimento, além disso o reator utilizado apresenta 5 m de diâmetro e 8,35 m de altura, conforme mostrado no Apêndice A.4.

8.5.10 Torre de absorção I e II (TA-101/102)

As torres de absorção têm como função absorver trióxido de enxofre em ácido sulfúrico, tendo uma câmara de pulverização, em que uma parte principal de trióxido de enxofre é absorvido por um spray de ácido sulfúrico e uma zona de absorção compactada em que o trióxido de enxofre restante é absorvido em ácido sulfúrico (CAMERON, 1986).

Sendo assim, para absorver o SO_3 , a massa gasosa efluente do conversor é borbulhada nas torres recheadas, em contracorrente com ácido sulfúrico. O equipamento teve suas dimensões calculadas de forma semelhante à torre de secagem, como mostrado nos Apêndices A9 e A.10.

Desse modo, a torre de absorção I apresenta um diâmetro de 3,81 m e altura de 12,982 m, enquanto a torre de absorção II apresenta um diâmetro de 3,23 m e 12,286 m de altura.

8.5.11 Tanque de diluição (TQ-101)

Para concluir o processamento do ácido sulfúrico, é necessário utilizar um tanque de diluição até atingir 98% de concentração no produto final. O equipamento deve comportar um volume de 29,524 m³ (Apêndice A.5), sendo sua altura de 4,5 m e diâmetro de 3 m.

8.5.12 Tanque de armazenamento (TQ-102)

Quanto ao armazenamento do ácido sulfúrico 98%, será utilizado tanques de aço carbono ASTM – A – 283 adicionado de revestimento de borracha mais tijolos antiácido, colocados em local seco, bem ventilado, com piso resistente ao ataque ácido. Devem ser afastados de combustíveis ou quaisquer outros materiais com que possam reagir, além de estarem protegidos contra possíveis danos físicos e da presença de água.

Esse equipamento deve comportar a produção diária de ácido sulfúrico, ou seja, em torno de 268 toneladas, portanto serão ao todo 6 tanques de armazenamento, com capacidade total de 146,570 m³, sendo assim suas dimensões são de 5,5 m de diâmetro e 7,71 m de altura, conforme mostrado no Apêndice A.6.

O ácido sulfúrico é posteriormente distribuído em recipientes metálicos, contudo o produto pode gerar hidrogênio, criando condições propícias à ocorrência de explosões; desse modo, são utilizadas ferramentas antifaiscentes a trabalhos executados nas proximidades (VOTORANTIM, 2006).

8.5.13 Torre de resfriamento (TR-301)

A torre de resfriamento irá homogeneizar a temperatura da água proveniente dos trocadores de calor, da camisa de resfriamento do leito fluidizado e do tratamento de efluentes. Sendo que a água alimentada aos trocadores apresenta circuito fechado e há reposição de água na bacia da torre, para suprir eventuais perdas.

A vazão total de água na torre é de 286.144,49 L/h, para isso optou-se pela torre de resfriamento (TR-301) de tiragem induzida, ou seja, que possui um ventilador em sua saída e é projetada nas piores condições operacionais a fim de manter sua eficiência.

Conforme o dimensionamento da torre, apresentado no Apêndice A.12, temos 6,1 metros de diâmetro e 2,154 metros de altura.

8.5.14 Caixa D'água (CX-301)

A caixa d'água (CX-301) tem um consumo médio dos prédios auxiliares de 2187,25 L/h, sendo considerado que a reserva de água é suficiente para suprir dois dias sem abastecimento, temos que o reservatório de água deve ter aproximadamente 105 m³, sendo ela em formato cilíndrico com 3,2 metros de diâmetro e 13,05 metros de altura.

A água que abastece a caixa (CX-301) é proveniente do poço artesiano, que apresenta 110 m de profundidade e sua tubulação é feita de PVC e bomba submersa capaz de atender a demanda de água da produção e dos prédios auxiliares. Como a água não faz parte do processo, o equipamento (CX-301) não foi especificado no Fluxograma representado na Figura 11

9. LABORATÓRIOS

Para garantia da qualidade do produto final e da qualidade da matéria-prima utilizada, serão realizadas análises laboratoriais para o cumprimento das legislações relacionadas à produtos químicos e ao meio ambiente. Para isso, o projeto contará com

dois laboratórios, um deles será para análise da matéria-prima e produto final, enquanto que o outro será para a análise dos efluentes gerados no processo.

9.1 LABORATÓRIO DE CONTROLE DE QUALIDADE

Serão realizadas análises diárias e semanais para verificar a qualidade da matéria-prima e do produto produzido, com vistas a garantir a qualidade do produto e atender as exigências legais.

9.1.1 Análise da matéria-prima

O rejeito piritoso da jigagem (RPJ) proveniente das mineradoras será analisado duas vezes na semana. Será realizada uma análise para determinação do teor de cinzas, conforme NBR 16586 (ABNT, 2017), na qual está estabelecido um método de ensaio para determinar o teor de cinzas no carvão mineral. A determinação do teor de cinzas será realizada através de um forno mufla com temperatura controlável até 1200 °C.

Será realizada uma análise granulométrica por peneiramento após a moagem para verificar se as partículas presentes atingiram a granulometria desejada de 1 a 6 mm.

9.1.2 Análise do produto

Com vistas a atender as exigências legais para comercialização do ácido sulfúrico, serão realizadas análises diárias do produto. A concentração do ácido sulfúrico em cada etapa do processo será controlada através do método de titulação potenciométrica.

Será realizada a análise para determinação do teor de ferro no ácido sulfúrico, conforme metodologia apresentada na norma regulamentadora NBR 9041 (ABNT, 2010). A determinação do teor de ferro será realizada por espectrofotometria. Realiza-se a determinação de cinzas no ácido sulfúrico através do método gravimétrico, conforme a NBR 7978 (ABNT, 2010).

Diariamente será coletada uma amostra do produto para determinação do teor de cloreto pelo método potenciométrico, conforme dispõe a norma regulamentadora NBR 9225 (ABNT, 2014).

9.2 LABORATÓRIO DE ANÁLISE DE EFLUENTES

Este laboratório será destinado à análise de efluentes gerados no processo, para que atendam às exigências legais antes de serem lançados nos corpos receptores. O laboratório é credenciado ao órgão ambiental responsável, o IMA - Instituto do Meio Ambiente de Santa Catarina.

As análises realizadas devem estar em conformidade com as diretrizes dispostas pelo Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA) e Ministério do Meio Ambiente. Além disso, devem atender às condições e padrões de lançamento de efluentes dispostos na Resolução CONAMA nº 430, de 13 de maio de 2011. As análises realizadas nos efluentes gerados no processo são as seguintes:

- Método de determinação da Demanda Química de Oxigênio (DQO) através de compostos orgânicos oxidados por agentes químicos oxidantes fortes;
- Análise do potencial hidrogeniônico (pH) por potenciometria;
- Método de titulação Winkler para determinação do oxigênio dissolvido (OD);
- Método Kjeldahl para determinação do Nitrogênio Total;

10. BALANÇO DE MASSA E ENERGIA

10.1 BALANÇO DE MASSA

10.1.1 Balanço de Massa Global

Os balanços de massa serão realizados para cada equipamento, e os de energia quando necessário. Para o balanço de massa global, inicia-se calculando a corrente de saída de ácido sulfúrico (com 98% de concentração) do processo, para tanto, estimou-se que a empresa atenderá aproximadamente 20 % da demanda de ácido sulfúrico para o

setor de fertilizantes no Brasil. Segundo a Associação Nacional para Difusão de Adubos, em 2018 a demanda de importação do Brasil de ácido sulfúrico para fabricação de fertilizantes foi de 387.457,00 ton, esse dado foi utilizado como base para o dimensionamento de produção da empresa. Na Tabela 6 estão apresentadas as massas molares para realização dos balanços.

Tabela 6 - Massas molares dos componentes para realização dos balanços

Componente	Peso Molecular (kg/kmol)
FeS ₂	119,97
O ₂	32
Fe ₂ O ₃	159,69
SO ₂	64
H ₂ SO ₄	98
N ₂	28
SO ₃	80

Fonte: Autores (2020).

- Corrente de saída do processo (F_{H₂SO₄,98%})

Considerou-se que a empresa possui três turnos, operando todos os dias da semana, com 12 dias por ano para paradas de manutenção e limpeza de equipamentos, com isso, a empresa produz 219.522 kg de ácido sulfúrico diariamente durante 353 dias do ano. De acordo com a Equação 1, tem-se a produção diária de ácido sulfúrico

$$PD = \frac{387.457.000 \text{ kg} \times 20\%}{353 \text{ dias}} = 219.522,380 \frac{\text{kg}}{\text{dia}} \quad (1)$$

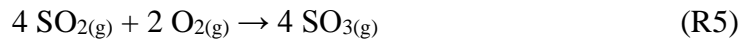
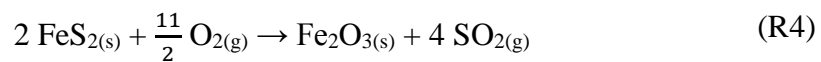
Onde PD representa a produção diária de ácido sulfúrico.

Como a indústria funciona 24 horas por dia, converte-se a produção diária em produção por hora ($F_{H_2SO_4,98\%}$), de acordo com a Equação 2, sendo assim, uma produção de 9.146,766 kg/h de ácido sulfúrico 98%.

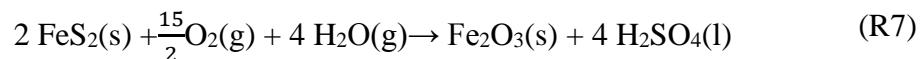
$$F_{H_2SO_4, 98\%} = \frac{219.522,380 \frac{\text{ton}}{\text{dia}}}{24 \text{ h}} \times 1 \text{ dia} = 9.146,766 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \quad (2)$$

- Vazão molar de pirita na entrada (Q_{FeS_2})

A partir da corrente de demanda por hora de produção de ácido sulfúrico 98 % ($F_{H_2SO_4,98\%}$), obteve-se a vazão mássica de matéria-prima necessária (Q_{FeS_2}). Para fins de cálculo, simplificou-se que toda a pirita contida no rejeito piritoso da jigagem (RPJ) é convertida em ácido sulfúrico (H_2SO_4) e hematita (Fe_2O_3). Desprezando-se as perdas do processo e a diluição de 2%, foi obtida a demanda de pirita ao processo para a produção de ácido sulfúrico desejada, conforme as Reações estequiométricas (R4-R7).



Simplificando as equações acima, têm-se:



Utilizando a massa molar do ácido sulfúrico, dada pela Tabela 6, considerando que a corrente de saída do processo ($F_{H_2SO_4,98\%}$) é composta por ácido sulfúrico 98% obtém-se uma vazão molar de H_2SO_4 ($Q_{H_2SO_4}$), como mostra a Equação 3:

$$Q_{H_2SO_4} = \frac{F_{H_2SO_4,98\%}}{\text{Massa Molar } H_2SO_4} = \frac{9.146,766 \text{ kg/h}}{98,079 \text{ kg/kmol}} \quad (3)$$

$$Q_{H_2SO_4} = 93,259 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

A partir da corrente $Q_{H_2SO_4}$ e da equação estequiométrica (R6), obtém-se a vazão molar de pirita necessária ao processo (Q_{FeS_2}) de 46,630 kmol/h. Obtemos, assim, um valor teórico de 5.594,201 kg/h de pirita para produção de 9.146,766 kg/h de ácido sulfúrico, desconsiderando as perdas do processo e a fração de água presente no ácido. Esse valor serve apenas como estimativa para os balanços de massa mostrados a seguir.

- **Corrente de entrada de rejeito piritoso (F_{00})**

Para o cálculo da vazão mássica da corrente de entrada do RPJ ao processo (F_{00}), considerou-se, baseado nos dados da CETEM (2001), que 28,3% do RPJ é composto por pirita. Converteu-se a vazão molar de pirita (Q_{FeS_2}) em vazão mássica e dividiu-se esse valor pela concentração de pirita no RPJ ($X_{FeS_2,01}$). Para uma maior proximidade de um processo real, estimou-se uma perda de massa global de 20 %, desse modo, deve-se acrescentar esse valor na corrente de entrada, conforme a Equação 4;

$$X_{FeS_2,00} = 28,3\% = 0,283$$

$$\text{Perda} = 20\% = 0,2$$

$$F_{00} = \frac{Q_{FeS_2}}{(1 - \text{Perda})} \times \frac{\text{Massa Molar } FeS_2}{X_{FeS_2,01}} \quad (4)$$

$$F_{00} = 24.709,369 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Desse modo, para a obtenção da quantidade desejada do produto, deverá ser alimentada ao processo uma corrente de RPJ com vazão mássica de 24.710,178 kg/h, o que corresponde a uma vazão mássica de 6.992,980 kg/h de FeS_2 (o RPJ possui 28,3 % em massa de pirita). A partir dessa vazão de entrada, realizou-se os balanços materiais para cada equipamento.

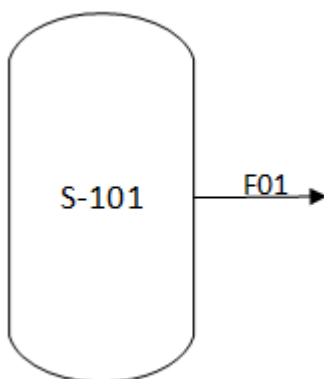
10.1.2 Balanço de Massa por Equipamento

Nos itens a seguir serão realizados os balanços de cada equipamento do processo. As correntes de cada equipamento podem ser acompanhadas no Fluxograma do processo (Item 8.3).

10.1.2.1 Silos (S-101)

O rejeito piritoso da jigagem (RPJ) das mineradoras chega na fábrica por meio de caminhões caçamba e são armazenados em silos, o qual é representado na Figura 13 e suas respectivas correntes estão na Tabela 7. De acordo com o balanço de massa global, entrará no processo uma vazão mássica de 24.709,369 kg/h de RPJ, como o processo ocorre de forma contínua, durante 24 h por dia, aproximadamente 593 toneladas de matéria-prima são consumidas diariamente.

Figura 13 - Representação do silo de armazenamento da pirita.



Fonte: Autores (2021).

Tabela 7 – Correntes e condições dos silos

Corrente	Origem	Destino	Temperatura
F00	Caminhões	Silos	Ambiente
F01	Silos	Moinho	Ambiente

Fonte: Autores (2020).

Para o armazenamento do RPJ, considerou-se 2 silos com capacidade de 300 toneladas cada, assim, enquanto os caminhões alimentam um dos silos, o outro silo alimenta o processo de forma contínua por meio de esteiras.

Para fins de cálculo, as possíveis perdas nos silos serão desprezadas. Desse modo, cada silo alimenta o processo durante 12 horas, aproximadamente, com vazão de 24.709,369 kg/h de RPJ (corrente F_{01}), sendo 6.992,751 kg/h de FeS_2 (corrente F_{01, FeS_2}).

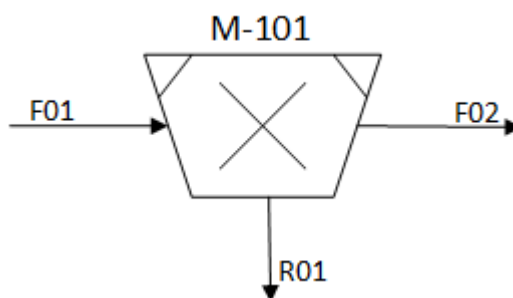
Os caminhões caçamba alimentarão os silos somente durante o dia, em um turno de 8 horas, por isso, é importante que haja sempre um silo cheio (com 300 ton de RPJ) para alimentar o processo durante a noite. O dimensionamento dos silos, bem como dos demais equipamentos estão detalhados no item 8.4.

10.1.2.2 Moinho (M-101)

O moinho agitador de esferas contínuo, representado na Figura 14, é utilizado para que as partículas presentes no concentrado piritoso tenham sua granulometria reduzida na faixa de 1 a 6 milímetros (Yang, 2009).

A corrente F_{02} representa a corrente de saída do moinho, a qual vai ser alimentada no elutriador. Para encontrar o valor da corrente F_{02} , considerou-se que o produto de saída do moinho foi de 99% da alimentação do equipamento, devido à presença de poucas perdas nesse processo. As correntes de entrada e saída são mostradas na Tabela 8.

Figura 14- Representação do moinho.



Fonte: Autores (2021).

Tabela 8 – Correntes e condições do moinho

Corrente	Origem	Destino	Temperatura
F_{01}	Silos	Moinho	Ambiente
F_{02}	Moinho	Elutriador	Ambiente
R_{01}	Moinho	Rejeito	Ambiente

Fonte: Autores (2020).

- **Corrente F_{02}**

A alimentação do moinho (F_{01}) consiste da corrente de RPJ provida dos silos de armazenagem, que ocorre por meio de esteiras. Considerando uma eficiência de 99 % no moinho, calculou-se a corrente de saída do moinho (F_{02}) representada pela Equação 5.

$$F_{02} = F_{01} \times 99 \% \quad (5)$$

$$F_{02} = 24.462,275 \frac{kg}{h}$$

Obtém-se a vazão mássica de saída da pirita pura do moinho (F_{02,FeS_2}) multiplicando F_{02} pela concentração do rejeito piritoso (28,3 %), conforme a Equação 6.

$$F_{02,FeS_2} = F_{02} \times 28,3 \% \quad (6)$$

$$F_{02,FeS_2} = 6.922,824 \frac{kg \text{ de } Fe_2S}{h}$$

As perdas desse processo ocorrem pelo transporte da matéria-prima até o moinho, sendo considerado como 1% do valor da corrente de alimentação do moinho. Portanto, a quantidade de resíduo gerada por hora no moinho (R_{01}) equivale a 247,109 kg/h, de acordo com a Equação 7.

$$\begin{aligned} R_{01} &= F_{01} \times 1\% & (7) \\ R_{01} &= 24.709,369 \times 1\% \\ R_{01} &= 247,094 \frac{kg}{h} \end{aligned}$$

A corrente R_{01} de RPJ perdida no transporte por esteiras será realimentada aos silos por máquinas retroescavadeiras, pelo menos uma vez ao dia, conforme for se acumulando debaixo das esteiras.

10.1.2.3 Elutriador (E-101)

O uso do elutriador no processo é justificado pelo fato de que o RPJ contém uma baixa concentração de pirita (28,3 %), o que vem a prejudicar o rendimento do processo de ustulação, pois causa elevados gastos energéticos e operacionais devido à alta produção de resíduos que não podem ser aproveitados comercialmente, além de provocar maior desgaste dos equipamentos.

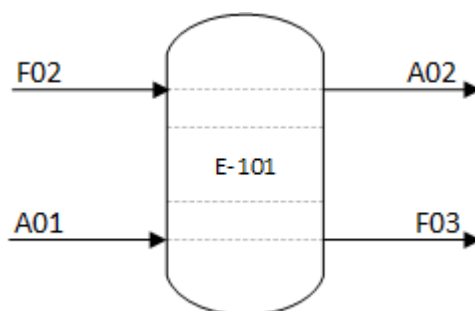
Conforme sugerido pelos estudos de Englert e Rubio (2010), que utilizaram uma velocidade de elutriação de 1,2 cm/s para a obtenção do concentrado com 86 % de pirita, com uma perda mássica da pirita de aproximadamente 30 % e uma recuperação mássica total em torno de 60 %, ou seja, do total de sólidos alimentados no elutriador 40 % sai com a corrente líquida (nesses 40 % estão inclusos 30 % do total de pirita alimentada). Considerou-se, para o presente projeto, que se tem um aumento de 28,3 % para 80 % da fração mássica de pirita na fase sólida da corrente de saída do elutriador (sem considerar a umidade não-ligada presente na corrente saída).

Outra consideração é que a vazão de saída da pirita é a mesma da entrada, ou seja, não há perda de massa de pirita pela elutriação. Apesar de grosseira, essa consideração é justificada pelo fato de que nos experimentos de Englert e Rubio em escala de bancada, obteve-se um concentrado com 86 % de pirita, valor maior que o considerado neste

projeto, além disso, será realizado um processo de melhoria contínua para o atingimento desse objetivo.

Na Figura 15, F_{02} é a corrente de RPJ provinda do moinho, F_{03} é corrente do concentrado piritoso que sai do elutriador, A_{01} é a corrente de água alimentada na base do elutriador, que fará com que as partículas de menor velocidade terminal sejam arrastadas para o topo do elutriador, saindo junto na corrente A_{02} . As correntes de entrada e saída são mostradas na Tabela 9.

Figura 15 - Representação do Elutriador.



Fonte: Autores (2021).

Tabela 9 – Correntes e condições do elutriador.

Corrente	Origem	Destino	Temperatura
F_{02}	Moinho	Elutriador	Ambiente
F_{03}	Elutriador	Filtro Rotativo	Ambiente
A_{01}	Tratamento de água	Elutriador	Ambiente
A_{02}	Elutriador	Tratamento de água	Ambiente

Fonte: Autores (2020).

Como o processo de separação por elutriação é realizado em meio aquoso, a corrente de saída do processo apresenta um alto percentual de umidade, pois as partículas sólidas que não são arrastadas pela água se depositam no fundo do elutriador na presença

de água, portanto, para fins de cálculo, considerou-se que a quantidade de água na corrente de saída contendo os sólidos (H_{01}) corresponde a 50 % da massa da corrente F_{03} , ou seja, para cada 1 kg da corrente F_{03} , 0,5 kg equivale à água não ligada ao sólido, essa umidade é cedida pela corrente de água da elutriação (A_{01})

- **Corrente F_{03}**

Como a corrente de pirita pura (F_{02,FeS_2}) não é alterada no processo de elutriação, calculou-se a vazão de saída do elutriador (F_{03}) considerando uma fração mássica de pirita de 80%, conforme dados reportados no trabalho de Englert e Rubio (2010), e uma porcentagem de água na corrente de saída (H_{01}). A corrente F_{03} é composta por 50 % de sólidos (dos quais 80 % é pirita pura) e 50 % de água cedida pela corrente A_{01} , conforme a Equação 8.

$$F_{03} = \left(\frac{F_{02,FeS_2}}{0,80}\right) + H_{01} \quad (8)$$

Como a corrente F_{03} é composta por 50 % de água, H_{01} é dado por:

$$H_{01} = 0,5 \times F_{03} \quad (9)$$

Substituindo a Equação 9 na 8, têm-se:

$$F_{03} = \left(\frac{F_{02,FeS_2}}{0,80}\right) + 0,5 \times F_{03} \quad (10)$$

$$F_{03} = 2,5 \times F_{02,FeS_2}$$

$$F_{03} = 17.307,06 \frac{kg}{h}$$

Com isso, a quantidade de água na corrente F_{03} (H_{01}) corresponde a 8.653,53 kg/h. A vazão mássica de pirita pura (Corrente F_{03,FeS_2}), permanece igual à corrente de entrada no elutriador (F_{02,FeS_2}), pois o equipamento retirou somente rejeito da corrente de entrada, F_{02} , preservando toda a pirita na corrente de saída, conforme a Equação 11:

$$F_{03,FeS_2} = F_{02,FeS_2} = 6.922,824 \frac{kg \text{ de } FeS_2}{h} \quad (11)$$

A perda de rejeito no processo de elutriação (R_{02}) é dada pela diferença entre F_{02} e F_{03} descontando a água (H_{01}), conforme a Equação 12:

$$R_{02} = F_{02} - (F_{03} - H_{01}) \quad (12)$$

$$R_{02} = 24.462,275 - (17.307,06 - 8.653,53)$$

$$R_{02} = 15.808,745 \frac{kg}{h}$$

- **Corrente A₀₁**

Nos trabalhos desenvolvidos por Englert e Rubio (2010), foi utilizado um elutriador em formato cilíndrico com diâmetro interno de 2,1 cm e comprimento de 28 cm. Alíquotas de 100 g de amostra de RPJ foram condicionadas durante 2 minutos (3 kg/h) numa elutriação com velocidade de 1,2 cm/s.

Considerando a área da seção transversal do elutriador e a velocidade de elutriação, obteve-se a vazão de água necessária na elutriação em bancada (A_{bancada}), conforme a Equação 13:

$$A_{\text{bancada}} = \frac{\pi \times (2,1 \text{ cm})^2 \times 1,2 \text{ cm/s}}{4} \quad (13)$$

$$A_{\text{bancada}} = 4,156 \frac{\text{cm}^3}{\text{s}} = 14,963 \frac{\text{L}}{\text{h}}$$

Desse modo, temos que para a elutriação de 3 kg/h de RPJ, deve ser usada uma vazão de 14,963 L/h de água na elutriação. Esse resultado foi extrapolado para a escala industrial a fim de obter a vazão volumétrica de água (A₀₁) requerida no elutriador industrial através da razão (kg de água ÷ kg de RPJ). De acordo com a Equação 14, abaixo:

$$A_{01} = \frac{14,963 \frac{\text{L água}}{\text{h}}}{3 \frac{\text{kg RPJ}}{\text{h}}} \times F_{02} \quad (14)$$

$$A_{01} = 122.007,861 \frac{\text{L}}{\text{h}}$$

Desse modo, obtém-se a vazão mássica de água alimentada na base do elutriador de 122.007,861 kg/h.

- **Corrente A₀₂**

O valor de A₀₂ corresponde à soma das correntes de água alimentada no elutriador (A₀₁) mais a quantidade de rejeito perdido (R₀₂), menos a água cedida da corrente A₀₁ para a corrente F₀₃ (H₀₁), conforme mostrado na Equação 15.

$$A_{02} = A_{01} + R_{02} - H_{01} \quad (15)$$

$$A_{02} = 129.163,076 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

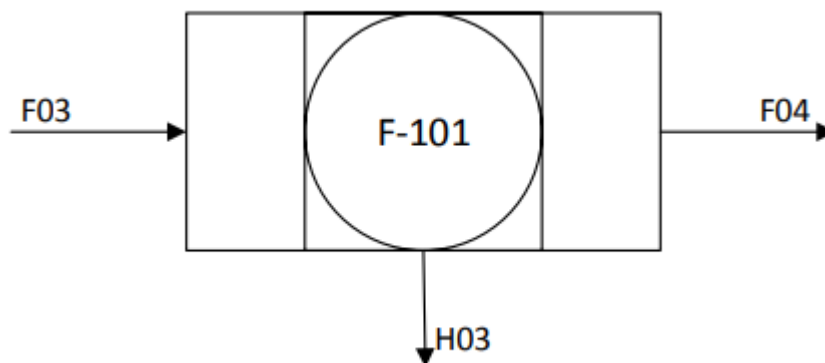
Considerando que a densidade da corrente A_{02} é equivalente à 1 kg/L, tem-se que a elutriação aquosa gera aproximadamente 129 metros cúbicos por hora de efluente, este efluente será destinado à uma estação de tratamento para que a água possa retornar ao processo.

10.1.2.4 Filtro de Tambor Rotativo contínuo (F-101)

A fim de atender a demanda do processo é necessário adicionar um filtro contínuo do tipo tambor rotativo para realizar a separação da parte sólida e líquida provindos do elutriador, sendo que o filtro apresenta 99,5% de eficiência, conforme o catálogo da Osprey Corporation. Portanto, 0,5% dos sólidos são levados com a água residual, que será posteriormente tratada e reaproveitada.

Como pode ser visto na Figura 16, a corrente de entrada é denominada F_{03} e as correntes de saída contendo água residual e concentrado piritoso filtrado são H_{03} e F_{04} , respectivamente. As correntes de entrada e saída são mostradas na Tabela 10.

Figura 16 - Representação do filtro tambor rotativo à vácuo.



Fonte: Autores (2021).

Tabela 10 – Correntes e condições do filtro de tambor rotativo a vácuo.

Corrente	Origem	Destino	Temperatura
F_{03}	Elutriador	Filtro Rotativo	Ambiente
F_{04}	Filtro Rotativo	Secador	Ambiente
H_{03}	Filtro Rotativo	Tratamento de água	Ambiente

Fonte: Autores (2020).

- **Corrente F_{04}**

Pode-se realizar o balanço de massa global, conforme a Equação 16.

$$F_{03} = F_{04} + H_{03} \quad (16)$$

Realizando o balanço de massa parcial para sólidos, temos que 50% da vazão de entrada (F_{03}) corresponde aos sólidos, conforme o item 10.1.2.3, além disso, foi considerado que 90 % corresponde ao sólido presente na corrente de saída do filtro (F_{04}), sendo 10% corresponde a umidade da torta (SILVERBLATT e DAHLSTROM, 1954). Também, conforme comentado, a eficiência do filtro é de 99,5%, desse modo, apenas 0,5% dos sólidos serão levados pela corrente contendo líquido, desse modo obtemos a vazão de H_{03} pelas Equações 16 e 17.

$$0,5 \times F_{03} = 0,90 \times F_{04} + 0,005 \times H_{03} \quad (17)$$

Resolvendo o sistema de equações algébricas lineares composto pelas equações 16 e 17, obtém-se as vazões F_{04} e H_{03} de 9.572,374 kg/h e 7.735,252 kg/h, respectivamente.

- H_{02}

Para obter a quantidade de água presente na corrente F_{04} (H_{02}) multiplica-se a vazão da mesma pela porcentagem de umidade restante da torta, sendo ela 10 %, conforme pode ser visto na Equação 18.

$$H_{02} = 0,10 \times F_{04} \quad (18)$$

$$H_{02} = 957,237 \frac{kg}{h}$$

- **Corrente F_{04,FeS_2}**

A vazão da corrente de pirita presente na corrente de saída (F_{04}) é calculada a partir da Equação 19, sendo que 80 % representa a porcentagem de pirita na corrente de sólidos.

$$F_{04,FeS_2} = (F_{04} - H_{02}) \times 80 \% \quad (19)$$

$$F_{04,FeS_2} = 6.892,110 \frac{kg}{h}$$

10.1.2.5 Secador rotativo (SR-101)

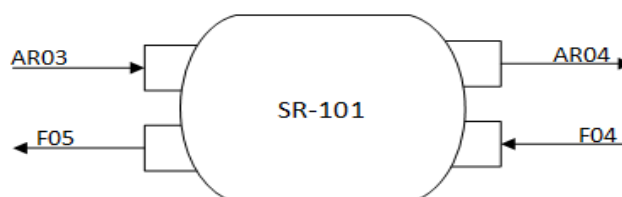
Como ainda há presença de umidade na corrente que irá para o leito fluidizado, é necessário um secador rotativo, a fim de reduzir a quantidade de umidade presente na pirita. Desse modo, não há formação de ácido sulfúrico, já que esse pode prejudicar o processo devido a sua capacidade de danificar tubulações e equipamentos.

Sabe-se que há 10 % de umidade em base úmida na corrente de pirita e deseja-se obter uma umidade (base úmida) de 1%, já que há a impossibilidade de chegar a 0% devido à presença de umidade ligada ao material.

Para isso, o ar provindo da torre de secagem I entrará com 1% de umidade relativa e temperatura de 74°C, possibilitando uma maior troca entre o sólido e o gás, além disso, o gás sairá com 70% de umidade relativa a 30°C (LEONEL, 2014).

A representação do secador rotativo é apresentada na Figura 17 e as correntes de entrada e saída são mostradas na Tabela 11.

Figura 17 – Representação do secador rotativo.



Fonte: Autores (2021).

A corrente AR_{03} representa a corrente de entrada de ar seco no secador rotativo, enquanto a corrente AR_{04} representa a corrente de saída de ar úmido do secador. F_{04} é a corrente de entrada de sólidos úmida e equivale à corrente de saída do filtro. F_{05} é a corrente de saída do sólido após o processo de secagem do mesmo.

Tabela 11 – Correntes e condições do secador rotativo

Corrente	Origem	Destino	Condições	
			Temperatura	Umidade
AR_{03}	Torre de secagem I	Secador Rotativo	74°C	1%
AR_{04}	Secador Rotativo	Atmosfera	30°C	70%
F_{04}	Filtro Rotativo	Secador Rotativo	25°C	10%
F_{05}	Secador Rotativo	Leito Fluidizado	30°C	1%

Fonte: Autores (2020).

Portanto, o balanço de massa da água no secador rotativo pode ser visto na Equação 20.

$$AR_{03} \times H_1 + F_{04} \times X_1 = AR_{04} \times H_2 + F_{05} \times X_2 \quad (20)$$

Em que os valores de H (umidade absoluta do ar em kg de água/kg de ar seco) são obtidos a partir da carta psicrométrica, enquanto X_1 se refere a umidade de entrada e X_2 é a umidade do produto em kg de água/kg de sólido seco.

A base de cálculo da umidade é dada em porcentagem, contudo para realização dos cálculos deve ser convertida para kg de água/kg de sólido seco. Desse modo, o cálculo de X_1 e X_2 pode ser visto conforme as Equações 21 e 22.

$$X_1 = \frac{0,1 \text{ kg água}}{0,9 \text{ kg s.s.}} \quad (21)$$

$$X_1 = 0,111 \frac{\text{kg água}}{\text{kg s.s.}}$$

$$X_2 = \frac{0,01 \text{ kg água}}{0,99 \text{ kg s.s.}} \quad (22)$$

$$X_2 = 0,010 \frac{\text{kg água}}{\text{kg s.s.}}$$

As umidades H_1 e H_2 foram obtidas a partir da carta psicrométrica, Anexo D, já que consideramos valor da umidade relativa de 1% para a corrente de entrada a 74°C e 70 % para a corrente de saída a 30°C. Sendo assim obtemos um valor de H_1 de 0,00231 kg água/ kg ar seco e H_2 de 0,02124 kg água/ kg ar seco.

- **Corrente F_{05}**

A corrente F_{05} pode ser obtida pelo balanço de massa parcial para os sólidos, já que a corrente de entrada apresenta 10% de umidade, sendo assim 90% de sólidos, e a corrente de saída 1% de umidade, o que equivale a 99% de sólidos, conforme pode ser visto na Equação 23.

$$0,9 \times F_{04} = 0,99 \times F_{05} \quad (23)$$

$$F_{05} = 8.702,158 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Para um balanço de massa global do secador temos que a soma das correntes de entrada deve ser igual a soma das correntes de saída, desse modo, podemos obter uma relação entre a vazão de ar de entrada e de saída, conforme a Equação 24.

$$AR_{03} + F_{04} = AR_{04} + F_{05} \quad (24)$$

$$AR_{03} = AR_{04} + 8.702,158 - 9.572,374$$

$$AR_{03} = AR_{04} - 870,216 \quad (25)$$

- **Corrente AR_{04}**

A fim de obter a quantidade de ar na saída do secador rotativo, substitui-se a Equação 25 em 26 desse modo, a Equação 24 terá apenas AR_{04} como incógnita.

$$AR_{03} \times H_1 + F_{04} \times X_1 = AR_{04} \times H_2 + F_{05} \times X_2 \quad (26)$$

$$AR_{04} = 51.436,152 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

- **Corrente AR_{03}**

A corrente de ar na entrada pode então ser obtida a partir da Equação 25.

$$AR_{03} = 51.436,152 - 870,187 \quad (27)$$

$$AR_{03} = 50.565,936 \frac{kg}{h}$$

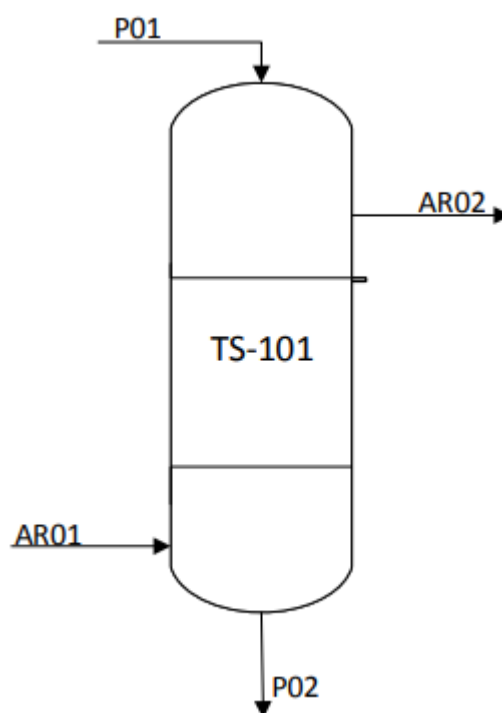
10.1.2.6 Torre de secagem (TS-101)

A fim de manter o rendimento do processo é necessária a implementação de torres de secagem, tanto na entrada do leito fluidizado, quanto na entrada do conversor, fazendo com que haja a retirada da umidade do ar e também diluição das correntes de ácido sulfúrico.

Para realização da desumidificação do ar é utilizado o próprio produto, ou seja, ácido sulfúrico com concentração mássica de 98%, que ao entrar em contato com o ar é diluído.

Uma representação da torre de secagem pode ser vista na Figura 18, onde P_{01} é a corrente de H_2SO_4 98% proveniente do tanque de diluição, AR_{01} é a corrente de ar atmosférico, P_{02} é a corrente de H_2SO_4 com concentração inicialmente desconhecida que irá para o tanque de diluição e AR_{02} o ar após secagem. As correntes de entrada e saída são mostradas na Tabela 12.

Figura 18 - Entradas e saídas da torre de secagem.



Fonte: Autores (2020).

Tabela 12 – correntes e condições da torre de secagem.

Corrente	Origem	Destino	Condições	
			Temperatura	Concentração
P ₀₁	Tanque de diluição	Torre de secagem	74°C	98% de ácido sulfúrico
AR ₀₁	Atmosfera	Torre de secagem	22°C	-
P ₀₂	Torre de secagem	Tanque de diluição	-	97,6% de ácido sulfúrico

continuação

AR ₀₂	Torre de secagem	Secador rotativo e Leito fluidizado	74°C	-
------------------	---------------------	--	------	---

Células indicadas com um hífen (-) indicam que não há necessidade dessa informação para o cálculo.
Fonte: Autores (2020).

A umidade relativa média durante um ano do ar da cidade de Forquilha, segundo o site do município, varia entre 80 e 85%, portanto utilizou-se a umidade relativa de 83% e temperatura média anual de 22°C. Desse modo ao utilizar a carta psicrométrica (Anexo D) podemos obter o valor da umidade absoluta de 0,0161 g de água/g de ar seco (H), sendo esse o valor utilizado para a umidade do ar e sabendo-se a quantidade requerida para o funcionamento ideal do leito fluidizado, obtemos a quantidade de água presente na corrente AR₀₁.

- Corrente AR_{01,ag}

A corrente AR_{01,ag} se refere à quantidade de água presente em AR₀₁, necessária para resolver o cálculo da vazão de ar em AR₀₁. Sendo calculado a partir do produto entre umidade absoluta e a quantidade de ar seco necessário para a alimentação no leito fluidizado (AR₀₆ 48.629,689 kg/h) e no secador rotativo (AR₀₃ 50.565,936 kg/h), conforme Equação 28.

$$AR_{01,ag} = H \times (AR_{06} + AR_{03}) \quad (28)$$

$$AR_{01,ag} = 1.619,626 \frac{kg}{h}$$

- Corrente AR₀₁

A vazão de ar na entrada, AR₀₁, é obtida a partir da soma da quantidade de ar seco necessário na entrada do leito fluidizado (AR₀₆ 48.629,689 kg/h) e no secador rotativo (AR₀₃ 50.565,936 kg/h) com a quantidade de água na corrente AR₀₁, conforme Equação 29.

$$AR_{01} = (AR_{06} + AR_{03}) + AR_{01,ag} \quad (29)$$

$$AR_{01} = 102.217,525 \frac{kg}{h}$$

- Corrente AR₀₂

Para o cálculo da corrente de ar de saída deve-se obter a quantidade de água na corrente de saída de ar ($AR_{02,ag}$), sendo considerado que a temperatura do ácido sulfúrico com concentração de 98% se encontra a 74°C, conforme King *et al.* (2013). Perry e Green (2008) informam que a pressão parcial da água para 74°C e concentração de 98% de ácido sulfúrico é de $0,1315 \cdot 10^{-4}$ bar.

Desse modo, pode-se calcular a fração molar de água na solução (x_{ag}) a partir da Equação 30, utilizando a pressão de vapor da água pura a temperatura de 74°C de 0,37102 bar.

$$P_{ag} = P_{ag}^o \times x_{ag} \quad (30)$$

Obtemos assim a fração molar da água da corrente AR_{02} será de $3,5440 \cdot 10^{-5}$.

Sendo assim, é possível obter a quantidade de ar que passou pela desumidificação (AR_{02}) a partir da relação entre a soma da vazão de ar seco necessária para o leito fluidizado e secador rotativo com a quantidade de água na corrente de saída de ar, conforme as Equações 31 e 32.

$$AR_{02} = (AR_{06} + AR_{03}) + AR_{02,ag} \quad (31)$$

$$AR_{02,ag} = x_{ag} \times AR_{02} \quad (32)$$

Resultando em uma vazão de ar na saída da torre (AR_{02}) de 100.601,464 kg/h.

- Corrente $Ag_{removida}$

A quantidade de água removida é então obtida a partir da subtração entre a quantidade de água na corrente de entrada de ar e a quantidade de água na corrente de saída do ar (Equação 33).

$$Ag_{removida} = AR_{01} - AR_{02} \quad (33)$$

$$Ag_{removida} = 1.616,061 \frac{kg}{h}$$

- Corrente P_{01} e P_{02}

Para o cálculo das correntes de entrada e saída do ácido sulfúrico, realiza-se o balanço de massa global e parcial para o ácido conforme mostrado na Equação 34.

$$AR_{01} + P_{01} = AR_{02} + P_{02} \quad (34)$$

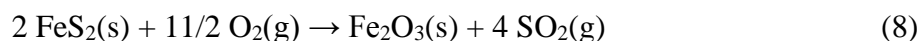
$$0,98 \times P_{01} = x_{H_2SO_4} \times P_{02}$$

Sendo que a vazão de saída estimada (P_{02}) para que a produção atinja 21,7% da quantidade importada é de 432.590,230 kg/h, desse modo a fração mássica de ácido sulfúrico na corrente P_{02} corresponde a 0,9763 e a vazão de entrada de ácido (P_{01}) equivale a 430.974,169 kg/h.

10.1.2.7 Leito Fluidizado (R-101)

Após passar pelo filtro e o secador, o concentrado piritoso reage com o oxigênio, de forma a ocorrer a reação de oxidação da pirita em atmosfera sem H_2O e temperaturas de até 900°C. Denomina-se esse processo como ustulação gerando dióxido de enxofre (SO_2) e hematita (Fe_2O_3) (WEILER, 2016).

No leito fluidizado ocorre a Reação 8.



Segundo Weiler (2016), há uma preferência no uso do leito fluidizado para a ustulação da pirita, pois esse equipamento possui maior taxa de rendimento e maior economia que os outros equipamentos. Sendo que devido ao excesso de oxigênio, não há a formação de compostos intermediários (HAHNCONCER, 2013).

Desse modo, para o cálculo do balanço de massa para o leito fluidizado, foi considerada reação completa a 700°C Nakamura *et al.* (1993), temos o balanço de massa global, dado pela Equação 35.

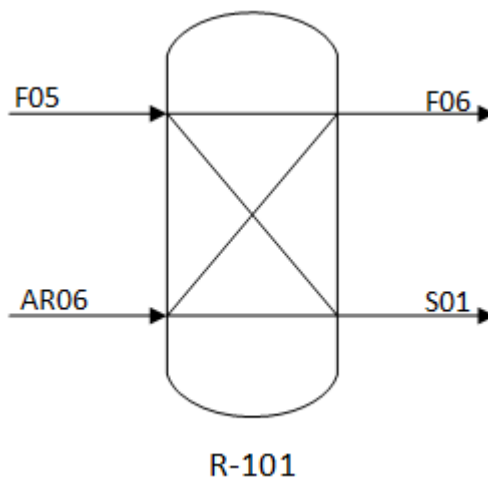
$$F_{05} + AR_{06} = F_{06} + S_{01} \quad (35)$$

Na Equação 35, F_{05} corresponde a corrente de entrada de dissulfeto de ferro (rejeito piritoso), AR_{06} corresponde a corrente de entrada de ar que reage com a pirita, F_{06} é a corrente de saída de gases, S_{01} é a corrente de saída de sólidos, sendo todas as correntes dadas em kg/h.

Além dessas correntes, sabe-se que parte dos sólidos serão arrastados no leito fluidizado pelos gases, portanto, baseando-se na distribuição granulométrica de leito fluidizado (KING *et al.*, 2013) foi considerado que 40 % das partículas sólidas do leito fluidizado são arrastadas com a corrente F_{06} , conforme demonstrado no Apêndice A.3. Desse modo, a quantidade de partículas arrastadas será denominada de P_{G01} .

A representação do leito fluidizado é apresentada na Figura 19 e as correntes de entrada e saída são mostradas na Tabela 13.

Figura 19 - Representação do Reator de Leito Fluidizado.



Fonte: Autores (2021).

Tabela 13 – Correntes e condições do reator de leito fluidizado.

Corrente	Origem	Destino	Temperatura
F ₀₅	Secador Rotativo	Leito Fluidizado	30°C
F ₀₆	Leito Fluidizado	Ciclone	700°C
AR ₀₆	Torre de secagem	Leito Fluidizado	74°C
S ₀₁	Leito Fluidizado	Armazenamento	700°C

Fonte: Autores (2020).

- Corrente F_{05,FeS2}

Sabe-se que a porcentagem de pirita obtida na corrente de entrada é de 80 % da fase sólida, conforme foi considerado na saída do elutriador, seção 10.1.2.3. No entanto, ainda há 1 % de umidade ligada ao sólido na entrada do leito fluidizado, assim, podemos obter a quantidade de pirita que irá reagir no leito (F_{05,puro}), multiplicando a corrente F₀₅

pela porcentagem do concentrado de pirita (80 %) e pelo teor de sólidos (99 %) , conforme Equação 36.

$$F_{05,FeS_2} = F_{05} \times 80 \% \times 99\% \quad (36)$$

$$F_{05,FeS_2} = 6.892,110 \frac{kg}{h}$$

- Corrente $S_{01,inerte}$

Considerou-se como sólidos inertes os materiais que não participam da reação. Sendo 20% da corrente de entrada correspondentes ao concentrado piritoso que não reage e às cinzas (POMPEO *et al.*, 2013), temos que a quantidade de sólido inerte presente na corrente S_{01} é dada pela Equação 37, onde se desconsidera a umidade ligada nos sólidos.

$$S_{01,inerte} = (1 - 0,8) \times F_{05} \quad (37)$$

$$S_{01,inerte} = 1.740,432 \frac{kg}{h}$$

- Corrente F_{06}

Para o balanço da reação dada pela Equação 39, deve-se transformar a corrente de pirita (F_{05,FeS_2}) de vazão mássica para vazão molar, de acordo com a Equação 38. Sendo as massas molares mostradas na Tabela 6.

$$Q_{05,FeS_2} = \frac{F_{05,FeS_2}}{Mm_{pirita}} \quad (38)$$

$$Q_{05,Fe_2} = 58,029 \frac{kmol}{h}$$

Desse modo, conforme a reação química, podemos obter a quantidade de O_2 necessária e a quantidade de Fe_2O_3 e SO_2 produzida. Assim, substituindo os valores, conforme a Reação 8, temos a seguinte relação:

$$58,024 \frac{kmol FeS_2}{h} + 159,566 \frac{kmol O_2}{h} \rightarrow 29,012 \frac{kmol Fe_2O_3}{h} + 116,048 \frac{kmol SO_2}{h} \quad (39)$$

A quantidade em massa de cada elemento pode ser obtida a partir da multiplicação entre a massa molar, mostrado na Tabela 6, e a quantidade obtida em kmol/h de cada elemento, como pode ser visto nas Equações (40 - 42).

$$AR_{Estequiométrico} = 159,566 \frac{kmol O_2}{h} \times 32 \frac{kg}{kmol} \quad (40)$$

$$AR_{Estequiométrico} = 5.106,117 \frac{kg}{h}$$

$$S_{01,Fe_2O_3} = 29,012 \frac{kmol Fe_2O_3}{h} \times 159,69 \frac{kg}{kmol} \quad (41)$$

$$S_{01,Fe_2O_3} = 4.632,931 \frac{kg}{h}$$

$$F_{06,SO_2} = 116,048 \frac{kmol SO_2}{h} \times 64,066 \frac{kg}{kmol} \quad (42)$$

$$F_{06,SO_2} = 7.434,739 \frac{kg}{h}$$

Obtemos, desse modo a seguinte relação de vazão mássica de cada componente da reação:

$$6.961,727 \frac{kg FeS_2}{h} + 5.106,117 \frac{kg O_2}{h} \rightarrow 4.632,931 \frac{kg Fe_2O_3}{h} + 7.434,739 \frac{kg SO_2}{h} \quad (43)$$

- Corrente AR_{06}

Para obtermos a vazão de ar de saída, é necessário um excesso da quantidade de oxigênio para garantir que a reação ocorra de forma completa, desse modo foi escolhido um excesso de 100%, pois dessa forma temperatura final se estabiliza em 700°C (BROCCHI; SOUZA,2011). Portanto, a corrente AR_{02} é calculada conforme a Equação (44).

$$AR_{06} = \left(\frac{AR_{Estequimétrico}}{21\%} \right) \times Excesso \quad (44)$$

$$AR_{06} = 48.629,689 \frac{kg}{h}$$

- Corrente S_{01}

Para obter a corrente de sólidos (S_{01}) é necessário somar os sólidos residuais com a quantidade de hematita produzida, devido a reação (S_{01,Fe_2O_3}). Considerou-se que 40 % das partículas sólidas do leito fluidizado são arrastadas com a corrente F_{06} , então restam 60 % de partículas sólidas no fundo do equipamento (Equação 45).

$$S_{01} = (S_{01,inerte} + S_{01,Fe_2O_3}) \times 60\% \quad (45)$$

$$S_{01} = 3.824,018 \frac{kg}{h}$$

- Particulados na corrente gasosa P_{G01}

A corrente F_{06} é composta por gases e partículas sólidas que são arrastadas do leito, sendo que 40% das partículas sólidas do leito fluidizado são arrastadas com a corrente F_{06} para o topo do equipamento. Dessa forma, é possível calcular P_{G01} , que é a vazão de partículas presentes na corrente F_{06} (Equação 46).

$$P_{G01} = (S_{01,inerte} + S_{01,Fe_2O_3}) \times 40\% \quad (46)$$

$$P_{G01} = 2.549,345 \frac{kg \text{ de partículas}}{h}$$

- Corrente F_{06}

A vazão da corrente de gases na saída do processo (F_{06}) é calculada a partir do balanço de massa global do leito fluidizado, conforme Equação 47.

$$F_{06} = AR_{06} + F_{05} - S_{01} \quad (47)$$

$$F_{06} = 53.507,830 \frac{kg}{h}$$

Sendo que desses 53.507,830 kg/h da corrente F_{06} , 2.549,345 kg/h corresponde a partículas que são arrastadas com o gás.

10.1.2.8 Purificação dos Gases

Com o objetivo de aumentar a eficiência do processo e evitar problemas operacionais devido a presença de impurezas, os gases provenientes do leito fluidizado passam por um processo de purificação. O processo escolhido envolve 2 equipamentos que retiram as partículas, Ciclone e Filtro de Mangas. A seguir estão descritos os balanços de massa para cada equipamento.

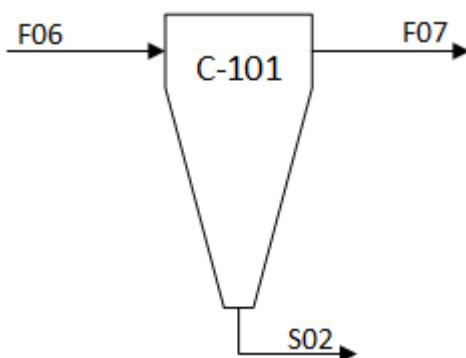
10.1.2.8.1 Ciclone (C-101)

O ciclone será utilizado para o controle da emissão de partículas provenientes do leito fluidizado. Dessa forma, a corrente de saída do leito fluidizado corresponde a corrente de entrada do ciclone (F_{06}). Baseado nos estudos reportados por Junior (2014), considerou-se uma eficiência do equipamento de 76% (JUNIOR, 2014).

Sendo F_{07} a corrente de saída de gás e S_{02} a corrente de saída de sólidos que é removida pelo ciclone. A corrente P_{G01} representa a vazão de partículas presentes na corrente F_{06} e P_{G02} a vazão de partículas presentes na corrente F_{07} .

A representação do ciclone é apresentada na Figura 20 e as correntes de entrada e saída são mostradas na Tabela 14.

Figura 20 - Representação do Ciclone.



Fonte: Autores (2021).

Tabela 14 – Correntes e condições do ciclone.

Corrente	Origem	Destino	Temperatura
F_{06}	Leito Fluidizado	Ciclone	700°C
F_{07}	Ciclone	Filtro de mangas	700°C
S_{02}	Ciclone	Armazenamento	700°C

Fonte: Autores (2020).

- S_{02}

Podemos obter a corrente de sólidos removidos do ciclone pelo produto entre eficiência do equipamento e a vazão da corrente de partículas na corrente gasosa, como pode ser visto na Equação 48.

$$S_{02} = 76\% \times P_{G01} \quad (48)$$

$$S_{02} = 1.937,502 \frac{\text{kg de particulados removidos no ciclone}}{h}$$

Assim, a quantidade de partículas que irão para o filtro de mangas (P_{G02}) é 611,843 kg/h.

- F_{07}

A corrente de saída de dióxido de enxofre pode ser obtida a partir do balanço de massa global do equipamento, conforme a Equação 49.

$$F_{07} = F_{06} - S_{02} \quad (49)$$

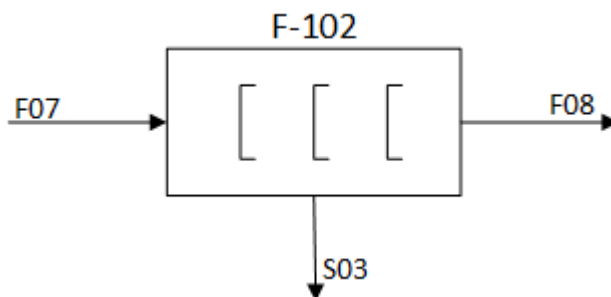
$$F_{07} = 51.570,327 \frac{\text{kg de gases}}{h}$$

Sendo que desses 51.570,327 kg/h da corrente F_{06} , 611,843 kg/h corresponde a partículas que permanecerão na corrente de gás e serão levadas ao filtro de mangas.

10.1.2.8.2 Filtro de mangas (F-102)

Estudos realizados por Barbosa e Silva (2013) mostram que a média de eficiência do filtro de mangas para material particulado é de 99,55%. A representação do filtro de mangas é apresentada na Figura 21 e as correntes de entrada e saída são mostradas na Tabela 15.

Figura 21 - Representação do filtro de mangas.



Fonte: Autores (2021).

Tabela 15 – Correntes e condições do filtro de mangas.

Corrente	Origem	Destino	Temperatura
F ₀₇	Ciclone	Filtro de mangas	240°C
F ₀₈	Filtro de mangas	Filtro de mangas	240°C
S ₀₃	Filtro de mangas	Armazenamento	240°C

Fonte: Autores (2020).

- S₀₃

Para a obtenção da corrente de saída de partículas, multiplica-se a eficiência do equipamento pela vazão de partículas presentes na corrente F₀₇ (P_{G02}), conforme a Equação 50.

$$S_{03} = 99,55\% \times P_{G02} \quad (50)$$

$$S_{03} = 609,090 \frac{kg \text{ de particulados}}{h}$$

- F₀₈

A vazão de saída do gás purificado (F₀₈) pode ser obtida pela subtração da vazão de entrada de gás (F₀₇) pela vazão de partículas removidas do filtro de mangas (S₀₃), conforme a Equação 51.

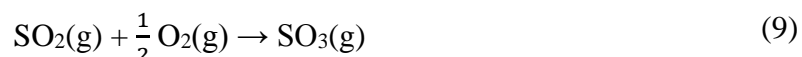
$$F_{08} = F_{07} - S_{03} \quad (51)$$

$$F_{08} = 50.961,238 \frac{kg}{h}$$

Desse resultado, vale lembrar que 0,05 % de sólidos que passam pelo filtro de mangas, equivalente à aproximadamente 2,75 kg, essa quantidade de partículas não irá afetar o restante do processo, por isso, será desconsiderada nos demais cálculos.

10.1.2.9 Reator de conversão (R-102)

A oxidação do SO₂ a SO₃ é realizada pela utilização de catalisadores à base de pentóxido de vanádio (V₂O₅), onde o catalisador é ativo entre 400 e 650° C (KING *et al.*, 2013). O reator de conversão ocorre em quatro etapas (leitos), permitindo que os gases liberados na conversão sejam aproveitados, ocorrendo a Reação 9.



As massas molares de cada elemento estão presentes na Tabela 6.

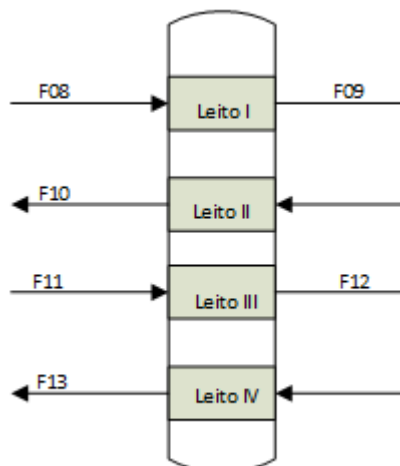
Cada etapa apresenta uma conversão equivalente, como mostrado na Tabela 16, sendo que as conversões apresentadas serão as utilizadas no processo e a representação do reator é apresentada na Figura 22.

Tabela 16 - Conversão de cada leito

Leito	Temperatura (°C)	Conversão em relação a quantidade inicial de SO ₂ (%)	Conversão em relação ao leito anterior (%)
I	410	26	-
II	440	81,6	75,1
III	435	95,7	76,6
IV	427	98,2	58,1

Fonte: SHREVE, 1982, adaptado.

Figura 22 - Representação simplificada do reator de conversão.



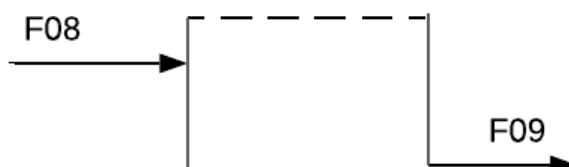
Fonte: Autores (2021).

10.1.2.9.1 Leito I

Para o presente trabalho, considerou-se que a temperatura de entrada no leito I, Figura 23, é de 420°C , sendo o balanço de energia mostrado na seção 11.3, e a conversão de 26% (SHREVE, 1982). Desse modo, é possível obter o balanço de massa para o leito I. Sendo F_{08} a corrente de entrada de gases e F_{09} a corrente de saída.

Segundo King et al. (2013), a fração de cada elemento após a purificação dos gases será de 0% de SO_3 , 14,65% de SO_2 , 11,02% de O_2 e o restante de N_2 (74,33%). Desse modo podemos obter a quantidade em massa de cada componente e por estequiometria obter a quantidade de SO_3 produzida (Equações 52 - 54).

Figura 23 - Representação do primeiro leito do reator de conversão.



Fonte: Autores (2021).

- SO₂

$$M_{SO_2} = 14,65\% \times F_{08} \quad (52)$$

$$M_{SO_2} = 7.465,821 \frac{kg}{h}$$

Em base molar divide-se pela massa molar para obter o valor de 116,653 kmol/h.

- O₂

$$M_{O_2} = 11,02\% \times F_{08} \quad (53)$$

$$M_{O_2} = 5.615,928 \frac{kg}{h}$$

Em base molar divide-se pela massa molar para obter o valor de 175,498 kmol/h.

- N₂

$$M_{N_2} = 74,33\% \times F_{08} \quad (54)$$

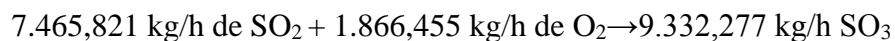
$$M_{N_2} = 37.879,488 \frac{kg}{h}$$

Em base molar divide-se pela massa molar para obter o valor de 1.352,839 kmol/h.

Desse modo, pela Reação obtemos a relação mostrada:



Reescrevendo para base mássica, temos:



Contudo, como a conversão do primeiro leito é 26%, a quantidade de SO₃ produzida será de 2.426,392 kg/h. Da mesma forma, 74% dos reagentes não vão reagir,

ou seja, 5.524,708 kg/h de SO₂ e 5.130,650 kg/h de O₂ não participarão da reação. Além disso, o nitrogênio, por ser inerte, não participa da reação, mantendo sua vazão de 37.879,488 kg/h. Portanto, podemos obter a vazão de saída do gás (F₀₉).

- F₀₉

A corrente de saída do primeiro leito do reator será dada pela soma do SO₃ produzido com a vazão de gases que não reagiram, conforme pode ser visto na Equação 55.

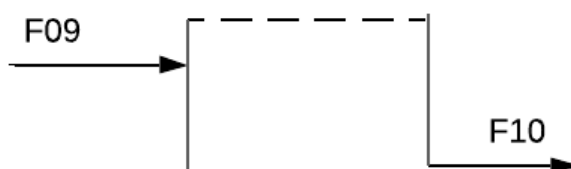
$$F_{09} = SO_{3,produzido} + O_{2,n\tilde{a}o\ reage} + SO_{2,n\tilde{a}o\ reage} + N_2 \quad (55)$$

$$F_{09} = 50.961,238 \frac{kg}{h}$$

10.1.2.9.2 Leito II

O gás passa por um processo de resfriamento antes de entrar no segundo leito, Figura 24, que apresenta uma conversão de 75,1%. Desse modo, fazendo a relação estequiométrica para o segundo leito, pode-se obter a corrente de saída do mesmo.

Figura 24 - Representação do segundo leito do reator de conversão.

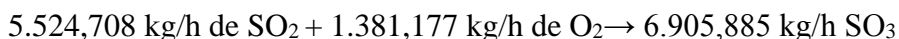


Fonte: Autores (2021).

Sendo que, pelos balanços no Leito I, a vazão de SO₂ na entrada do Leito II é de 5.524,708 kg/h e 5.130,650 kg/h de O₂. Podemos então obter a seguinte relação:



Reescrevendo para base mássica, temos:



Contudo, como a conversão do reator é 75,1%, a quantidade de SO₃ produzida será de 7.612,711 kg/h, já que se tem a quantidade produzida anteriormente (2.426,392 kg/h) mais a quantidade produzida no segundo leito. Da mesma forma, 24,9% dos reagentes não vão reagir no presente leito, ou seja, 1.375,652 kg/h de SO₂ e 4.093,386 kg/h de O₂ não participarão da reação. Além disso, o nitrogênio por ser inerte, não participa da reação, mantendo sua vazão de 37.879,488 kg/h. Portanto, podemos obter a vazão de saída do gás (F₁₀).

- F₁₀

A corrente de saída do segundo leito do reator será dada pela soma do SO₃ produzido com a vazão de gases que não reagiram, conforme pode ser visto na Equação 56.

$$F_{10} = SO_{3,produzido} + O_{2,n\tilde{a}o\ reage} + SO_{2,n\tilde{a}o\ reage} + N_2 \quad (56)$$

$$F_{10} = 50.961,238 \frac{kg}{h}$$

A corrente de saída do segundo leito (F₁₀) é destinada para a torre de absorção I que posteriormente irá para o Leito III (F₁₁).

10.1.2.9.3 Leito III

O gás passa por um processo de resfriamento e é direcionado à torre de absorção I antes de entrar no terceiro leito, Figura 25, que apresenta uma conversão de 76,6%. Desse modo, fazendo a relação estequiométrica para o terceiro leito, pode-se obter a corrente de saída do mesmo.

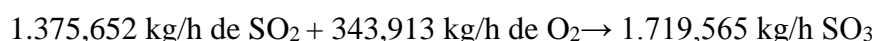
Figura 25 - Representação do terceiro leito do reator de conversão.



Sendo a vazão de SO₂ na entrada do terceiro leito dada pela saída da torre de absorção I (F₁₁) com 1.375,652 kg/h de SO₂ e 4.093,386 kg/h de O₂. Podemos então obter a seguinte relação:



Reescrevendo para base mássica, temos:



Contudo, como a conversão do terceiro leito é 76,6%, a quantidade de SO₃ produzida será de 1.317,187 kg/h, já que se tem apenas a quantidade produzida no terceiro leito, pois o trióxido de enxofre anteriormente produzido é consumido na torre de absorção I. Da mesma forma, 23,4% dos reagentes não vão reagir no presente leito, ou seja, 321,903 kg/h de SO₂ e 3.829,949 kg/h de O₂ não participarão da reação. Além disso, o nitrogênio por ser inerte, não participa da reação, mantendo sua vazão de 37.879,488 kg/h. Portanto, podemos obter a vazão de saída do gás (F₁₂).

- F₁₂

A corrente de saída do terceiro leito do reator será dado pela soma do SO₃ produzido com a vazão de gases que não reagiram, conforme pode ser visto na Equação 57.

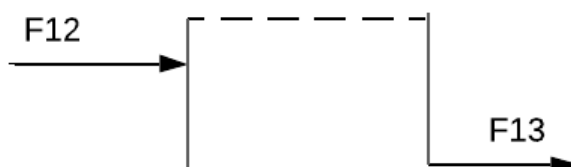
$$F_{12} = \text{SO}_{3,\text{produzido}} + \text{O}_{2,\text{não reage}} + \text{SO}_{2,\text{não reage}} + \text{N}_2 \quad (57)$$

$$F_{12} = 43.348,526 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

10.1.2.9.3 Leito IV

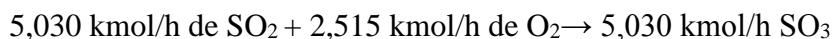
Por fim, temos que a conversão no quarto leito é de 58,1%. Desse modo, fazendo a relação estequiométrica para o quarto leito, Figura 26, pode-se obter a corrente de saída do mesmo.

Figura 26 - Representação do quarto leito do reator de conversão.

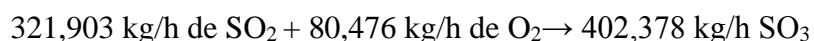


Fonte: Autores (2021).

Sendo que, pelos balanços no leito III, a vazão de SO_2 na entrada do quarto leito é de 321,903 kg/h e 3.829,949 kg/h de O_2 . Podemos então obter a seguinte relação:



Reescrevendo para base mássica, temos:



Contudo, como a conversão do reator é 58,1%, a quantidade de SO_3 produzida será de 1.550,969 kg/h, já que se tem a quantidade produzida no presente leito (402,378 kg/h) mais a quantidade produzida no Leito III. Da mesma forma, 41,9% dos reagentes não vão reagir no presente leito, ou seja, 134,877 kg/h de SO_2 e 3.783,192 kg/h de O_2 não participarão da reação. Além disso, o nitrogênio por ser inerte, não participa da reação, mantendo sua vazão de 37.879,488 kg/h. Portanto, podemos obter a vazão de saída do gás (F_{13}).

- F_{13}

A corrente de saída do quarto leito do reator será dado pela soma do SO_3 produzido com a vazão de gases que não reagiram, conforme pode ser visto na Equação 58.

$$F_{13} = SO_{3,produzido} + O_{2,n\tilde{a}o\ reage} + SO_{2,n\tilde{a}o\ reage} + N_2 \quad (58)$$

$$F_{13} = 43.348,526 \frac{kg}{h}$$

10.1.2.10 Torres de Absorção

O objetivo da torre é aumentar a concentração do ácido sulfúrico produzido ao final do processo. O método de absorção dupla consiste em absorver o SO₃ em ácido sulfúrico circulante do processo, gerando assim, um ácido sulfúrico com maior pureza.

10.1.2.10.1 Torre de absorção I (TA-101)

Segundo Santos (2006), na torre de absorção I o SO₃ formado é absorvido por uma corrente de ácido sulfúrico com concentração de 98 % que irá escoar em contra corrente. O ácido formado inicialmente é o ácido sulfúrico fumegante que posteriormente é diluído a ácido sulfúrico 98%. Conforme pode ser visto nas reações (10-12).

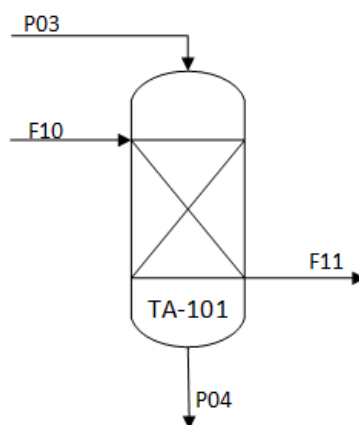


Sendo a reação global dada por:



Uma das correntes de entrada da torre de absorção I (Figura 27) é dada pela corrente de saída do segundo leito do reator (F₁₀), que é composta por 7.612,711 kg/h de SO₃, 4.093,386 kg/h de O₂, 1.375,652 kg/h de SO₂ e 37.879,488 kg/h de N₂.

Figura 27 - Representação da torre de absorção I.



Fonte: Autores (2021).

Como pode ser visto na Figura 27, a torre de absorção é composta pelas correntes de entrada de gases (F_{10}) e de ácido sulfúrico 98% (P_{03}), sendo a saída dos gases sem trióxido de enxofre (F_{11}) e de ácido sulfúrico 99% (P_{04}).

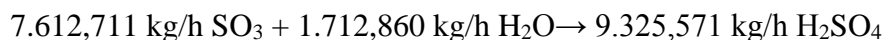
Sendo assim, é adicionado ácido sulfúrico com concentração de 98% (P_{03}), já que o ácido sulfúrico apresenta uma pequena concentração de água (2%). Não seria possível adicionar água diretamente, pois a reação de SO_3 com água produz vapor a altas temperaturas (KING *et al.*, 2013). Desse modo, as condições de entrada e saída da torre de absorção são dadas pela Tabela 17.

Tabela 17 – Condições de torre de absorção I.

Condições	Torre de absorção I	
Temperatura (°C)	Entrada do gás	200
	Saída do gás	74
	Entrada do ácido	74
	Saída do ácido	100
Composição de SO_3 na saída (%)	Saída de SO_3	0
Concentração final do ácido (%)	H_2SO_4	99

Fonte: King et al. Adaptado (2013).

Para obter a quantidade de produto e reagentes é realizada a mudança de base mássica para base molar. Obtendo assim as relações mostradas abaixo e as massas molares envolvidas no processo de absorção são vistas na Tabela 6.



- Corrente P_{03}

Como a quantidade de água necessária é o reagente limitante, foi considerado um excesso de 100% da mesma para garantir uma conversão completa de trióxido de enxofre. Além disso, o excesso de água fará com que haja deslocamento da reação, favorecendo a produção de ácido sulfúrico.

A água provém do ácido sulfúrico adicionado ao processo, então a vazão de ácido sulfúrico com concentração de 98% é dada pela Equação 59.

$$0,02 \times P_{03} = W_{01} \times Excesso \quad (59)$$

$$P_{03} = 171.286,006 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Onde P_{03} é a vazão de ácido sulfúrico na entrada da torre de absorção e W_{01} é a vazão de água requerida obtida pela estequiometria da reação.

- Corrente F_{11}

Sabendo que a corrente de saída do gás é dada pelas vazões de entrada de gases (F_{10}), menos a quantidade de trióxido de enxofre absorvido (M_{SO_3}), como mostrado na Equação 60.

$$F_{11} = F_{10} - M_{SO_3} \quad (60)$$

$$F_{11} = 43.348,526 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Conforme estudos de King *et al.* (2013), considerou-se um consumo total de trióxido de enxofre.

- Corrente P_{04}

O gás que sai da torre de absorção I irá retornar para o terceiro leito do reator a fim de aproveitar ainda a quantidade de SO_2 presente na corrente gasosa. A produção de ácido sulfúrico com concentração de 99%, ou seja, a corrente P_{04} , é dada pelo balanço de massa global, conforme a Equação 61.

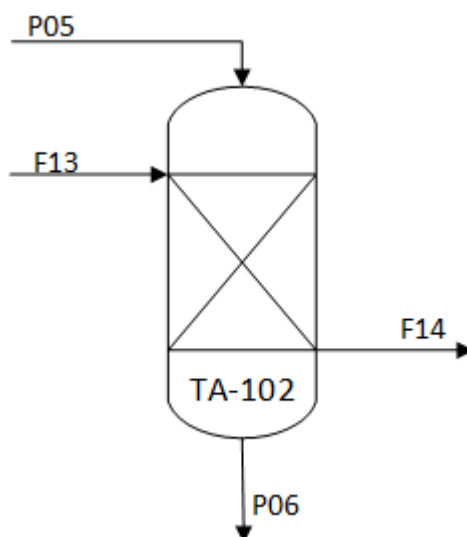
$$P_{04} = F_{10} + P_{03} - F_{11} \quad (61)$$

$$P_{04} = 178.898,717 \frac{kg}{h}$$

10.1.2.10.2 Torre de absorção II (TA-102)

A torre de absorção II apresenta o processo semelhante à torre de absorção intermediária, sendo que a corrente de entrada contendo SO_3 é a que sai do quarto leito do reator de conversão, como mostrado na Figura 28, sendo as condições mostradas na Tabela 18.

Figura 28 - Representação da torre de absorção II.



Fonte: Autores (2021).

Como pode ser visto na Figura 28, a torre de absorção é composta pelas correntes de entrada de gases (F_{13}) e de ácido sulfúrico 98% (P_{05}), sendo a saída dos gases sem trióxido de enxofre (F_{14}) e de ácido sulfúrico 98,5% (P_{06}).

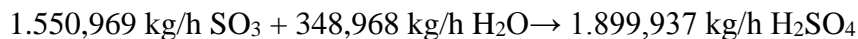
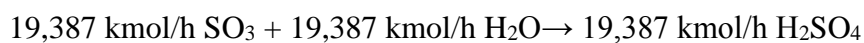
Tabela 18 – Condições de torre de absorção II.

Condições	Torre de absorção II	
Temperatura (°C)	Entrada do gás	190
	Saída do gás	74
	Entrada do ácido	74
	Saída do ácido	95
Composição de SO ₃ na saída (%)	Saída de SO ₃	0
Concentração final do ácido (%)	H ₂ SO ₄	98,5

Fonte: King, et al. Adaptado (2013).

Da mesma forma que foi realizado na torre de absorção I, para obter a quantidade de produto e reagentes é realizado a mudança de base mássica para base molar. Obtendo assim as relações mostradas em 8 e 9 e as massas molares envolvidas no processo de absorção são vistas na Tabela 6.

Sendo a corrente de entrada da torre de absorção II dada pela corrente de saída do segundo leito do reator (F_{13}), que é composta por 1.550,969 kg/h de SO₃, 3.783,192 kg/h de O₂, 134,877 kg/h de SO₂ e 37.879,488 kg/h de N₂, podendo ser calculado através das relações abaixo.



- Corrente P₀₅

Novamente, considerou-se um excesso de 100% de água para garantir a conversão completa de trióxido de enxofre. Além disso, essa água provém do ácido sulfúrico adicionado ao processo, então a vazão de ácido sulfúrico com concentração de 98% é dada pela Equação 62.

$$0,02 \times P_{05} = W_{02} \times \text{Excesso} \quad (62)$$

$$P_{05} = 34.896,798 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Onde P_{05} é a vazão de ácido sulfúrico 98% na entrada da torre de absorção e W_{02} é a vazão de água requerida obtida pela estequiometria da reação.

- Corrente F_{14}

Sabendo que a corrente de saída do gás é dada pelas vazões de entrada de gases (F_{13}), menos a quantidade de trióxido de enxofre absorvido (M_{SO_3}), como mostrado na Equação 63.

$$F_{14} = F_{13} - M_{SO_3} \quad (63)$$

$$F_{14} = 41.797,558 \frac{kg}{h}$$

- Corrente P_{06}

O gás que sai da torre de absorção II irá passar por um tratamento e posteriormente eliminado para a atmosfera. A produção de ácido sulfúrico com concentração de 98,5% (P_{06}) é dada pelo balanço de massa global, conforme a Equação 64.

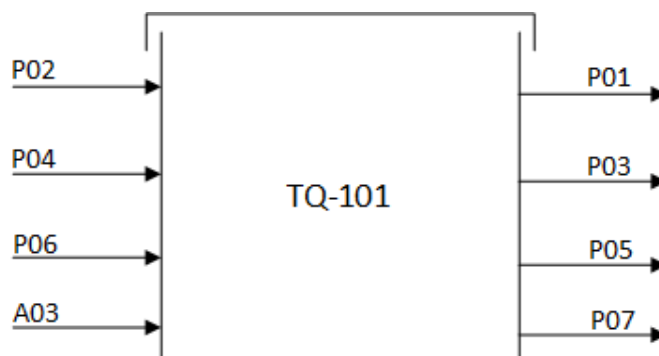
$$P_{06} = P_{05} + F_{13} - F_{14} \quad (64)$$

$$P_{06} = 36.447,767 \frac{kg}{h}$$

10.1.2.11 Tanque de diluição

A Figura 29 representa as entradas e saídas do tanque de diluição, sendo cada corrente nomeada a seguir.

Figura 29 - Tanque de diluição.



Fonte: Autores (2021).

As correntes apresentadas na Figura 29 são A₀₃ (Água), P₀₂ (H₂SO₄ 97,8% proveniente da torre de secagem), P₀₄ (H₂SO₄ 99% proveniente da torre de absorção I), P₀₆ (H₂SO₄ 98,5% proveniente da torre de absorção II), P₀₁ (H₂SO₄ 98% encaminhado a torre de secagem), P₀₃ (H₂SO₄ 98% encaminhado a torre de absorção I), P₀₅ (H₂SO₄ 98% encaminhado a torre de absorção II) e P₀₇ (H₂SO₄ 98% encaminhado para armazenamento).

A Tabela 19 mostra as correntes do tanque de diluição com suas respectivas condições.

Tabela 19 – Correntes e condições do tanque de diluição.

Corrente	Origem	Destino	Concentração
A ₀₃	Tubulação de água	Tanque de diluição	-
P ₀₂	Torre de secagem	Tanque de diluição	97,6%
P ₀₆	Torre de absorção II	Tanque de diluição	98,5%
P ₀₁	Tanque de diluição	Torre de secagem	98%
P ₀₃	Tanque de diluição	Torre de absorção I	98%
P ₀₅	Tanque de diluição	Torre de absorção II	98%
P ₀₇	Tanque de diluição	Armazenamento	98%

Células indicadas com um hífen (-) indicam que não há necessidade dessa informação para o cálculo.
Fonte: Autores (2020).

Desse modo, é possível obter a vazão mássica do produto de interesse pelo balanço de massa para o componente H_2SO_4 , como mostrado na Equação 65.

$$\begin{aligned} 0,98 \times P_{01} + 0,98 \times P_{03} + 0,98 \times P_{05} \\ = 0,976 \times P_{02} + 0,99 \times P_{04} + 0,985 \times P_{06} \\ + 0,98 \times P_{07} \end{aligned} \quad (65)$$

Substituindo valores, obtemos o valor de P_{07} de 9.616,253 kg/h. Desse modo, calcula-se a vazão de água pela Equação 66.

$$A_{03} = -P_{02} - P_{04} - P_{06} + P_{01} + P_{03} + P_{05} + P_{07} \quad (66)$$

Sendo assim, é necessária uma vazão de água de 410,008 kg/h para manter uma concentração de 98% do produto final.

10.2 BALANÇO DE ENERGIA

10.2.1 Secador Rotativo (SR-101)

Para o balanço de energia é necessário o calor específico do ar úmido (C_p), que depende da umidade absoluta do ar (H_{AR03}), também é preciso a entalpia do ar (H_a), que depende da temperatura do ar (T_{ar}), da temperatura de referência (T_R) e o calor latente de vaporização da água (λ), conforme as Equações (67-68).

$$H_a = C_p \times (T_a - T_R) + H_{AR03} \times \lambda \quad (67)$$

$$C_p = 1,005 + 1,88 \times H_{AR03} \quad (68)$$

- $H_{a,AR03}$

Para saber a entalpia do ar de entrada, foi realizado o cálculo utilizando a Equação 67, com valores mostrados na Tabela 20.

Tabela 20 – Valores usados para calcular a entalpia do ar.

Componente	Valor	Unidade
H_{AR03}	0,00231	kg água/ kg ar seco
$T_{a,AR03}$	74	°C
T_R	0	°C
Λ	2.256	kJ/kg de água

Fonte: Autores (2021).

Desse modo podemos obter os resultados, como mostrado abaixo:

$$C_p = 1,009 \text{ kJ/kg ar seco.}^\circ\text{C}$$

$$H_{a,AR03} = 79,903 \frac{\text{kJ}}{\text{kg ar seco}}$$

- $H_{a,AR04}$

Para saber a entalpia do ar de saída, foi realizado o cálculo utilizando a Equação 67 com valores mostrados na Tabela 21.

Tabela 21 – Valores usados para calcular a entalpia do ar de saída.

Componente	Valor	Unidade
H_{AR04}	0,02124	kg água/ kg ar seco
$T_{a,AR04}$	30	°C
T_R	0	°C
Λ	2,256	kJ/kg de água

Fonte: Perry et al. (1997).

Desse modo podemos obter os resultados, como mostrado abaixo:

$$C_p = 1,045 \text{ kJ/kg ar seco.}^\circ\text{C}$$

$$H_{a,AR04} = 79,265 \frac{kJ}{kg \text{ ar seco}}$$

Também é necessário o cálculo da entalpia do produto (H_p), que depende do calor específico do sólido (C_{Pp}), da temperatura do produto (T_p), temperatura de referência (T_R), da umidade do produto (x) e do calor específico da água (C_{PL}). Conforme a Equação 69.

$$H_p = C_{Pp} \times (T_p - T_R) + x \times C_{PL} \times (T_p - T_R) \quad (69)$$

- $H_{P,F04}$

Para saber a entalpia da corrente F_{04} , foi realizado o cálculo utilizando a Equação 69 com valores mostrados na Tabela 22.

Tabela 22 – Valores usados para calcular a entalpia corrente F_{04} .

Componente	Valor	Unidade
C_P	62,38	J/mol.K
$T_{p,F04}$	25	°C
T_R	0	°C
X_{F04}	0,111	kg água/kg s. s.
C_{PL}	4,187	kJ/kg.°C

Fonte: Autores (2021).

Desse modo podemos obter o valor da entalpia, como mostrado abaixo:

$$H_{p,F04} = 1.571,131 \frac{kJ}{kg \text{ sólido seco}}$$

- $H_{p,F05}$

Para saber a entalpia da corrente F_{05} , foi realizado o cálculo utilizando a Equação 69 com valores mostrados na Tabela 23.

Tabela 23 – Valores usados para calcular a entalpia corrente F_{05} .

Componente	Valor	Unidade
C_{pp}	62,38	J/mol.K
$T_{p,F05}$	30	°C
T_R	0	°C
X_{F05}	0,010	kg água/kg s. s.
C_L	4,187	kJ/kg.°C

Fonte: Autores (2021).

Desse modo podemos obter o valor da entalpia, como mostrado abaixo:

$$H_{p,F05} = 1.872,669 \frac{kJ}{kg \text{ sólido seco}}$$

Por fim, podemos realizar o balanço de energia que será dado pela Equação 70, para posteriormente calcular o valor do calor necessário no sistema em kJ (q).

$$\begin{aligned} AR_{03} \times H_{a,AR03} + F_{04} \times H_{p,F04} = \\ AR_{04} \times H_{a,AR04} + F_{05} \times H_{p,F05} + q \end{aligned} \quad (70)$$

$$q = 1.293.560,504 \text{ kJ}$$

10.2.2 Reator de Leito Fluidizado (R-101)

A fim de determinar o calor da reação, realizamos o cálculo a partir da entalpia padrão de formação das substâncias, sendo assim é feita a subtração do somatório da entalpia padrão de formação dos produtos pelo somatório da entalpia padrão de formação dos reagentes, como mostrado na Equação 71.

$$\Delta H_f = \Sigma \Delta H_{f_p} - \Sigma \Delta H_{f_r} \quad (71)$$

As entalpias de formação das substâncias envolvidas na reação são apresentadas na Tabela 24.

Tabela 24 - Entalpia de formação das substâncias envolvidas na reação.

Substância	ΔH_f° (kcal/mol)
$\text{FeS}_{2(s)}$	-38,62
$\text{Fe}_2\text{O}_{3(s)}$	-198,5
$\text{SO}_{2(g)}$	-70,94
$\text{O}_{2(g)}$	0

Fonte: Perry et al. (1997).

Sendo assim, o valor de entalpia calculado é de 202,51 kcal para um mol de pirita. Sendo que a vazão de entrada de pirita no Leito Fluidizado (R-101) é de 6.892,110 kg/h e que 20% da pirita não irá reagir, conforme mostrado no item 10.1.2.7, temos que o calor da reação é de 39.331.114,640 kJ/h.

Contudo, para atingir a temperatura requerida para o processo (700°C) o calor é calculado pela Equação 72.

$$Q = m \int_{T_o}^T C_p \times dT \quad (72)$$

Onde m é a vazão mássica de fluido de processo, no caso o ar (kg/h), C_p é o calor específico do fluido no processo dado em kJ/kg.K e T a temperatura que irá variar conforme o processo.

Como o fluido é majoritariamente o ar, temos que o calor específico do mesmo é dado pela Equação 73 e Tabela 25 (SONNTTAG, 2013).

$$Cp_i = a + b \times T + c \times T^2 + d \times T^3 \quad (73)$$

Tabela 25 - Componentes para o cálculo do calor específico do gás.

Componente	a	b	C	d
Ar	1,05	$-0,365.10^{-3}$	$0,85.10^{-6}$	$-0,39.10^{-9}$

Fonte: SONNTTAG *et al.* (2013).

Com isso, temos que a quantidade de calor necessário, calculado a partir da vazão de entrada de ar, para manter a temperatura desejada, é de $3,5.10^7$ kJ/h. Contudo como a reação libera uma maior quantidade de calor do que a quantidade exigida é preciso remover 4.363.114,64 kJ/h, ou seja, 1.211,976 kW.

A quantidade de água de resfriamento requerida na camisa de resfriamento foi calculada a partir da Equação 74, onde considerou-se a temperatura de entrada da água de 25°C ($T_{0,água}$) e de saída de 70°C ($T_{água}$) e o calor de 4.363.114,64 kJ/h.

$$m_{água} = \frac{-Q}{Cp_{água} \times (T_{0,água} - T_{água})} \quad (74)$$

Desse modo, a vazão de água requerida é de 23.195,718 kg/h.

10.2.3 Reator de Conversão (R-102)

Segundo Fogler (1986), a equação de projeto do reator de leito de recheio (PBR), sendo o pentóxido de vanádio como catalisador, é mostrado em 75.

$$F_{A0} \times \frac{dX}{dW} = -r'_A \quad (75)$$

Considerando que há ausência de queda de pressão e W sendo a massa de catalisador e F_{A0} a vazão de entrada do reagente limitante (SO_2), temos a Equação 76.

$$W = F_{A0} \times \int_0^X \frac{dX}{-r'_A} \quad (76)$$

Pelo *National Institute of Standards and Technology* (NIST), temos que a taxa de reação é dada pela Equação 77.

$$-r'_A = k \times \sqrt{\frac{1-X}{\theta_{SO_3} + X}} \times [P_{SO_2,0} \times (\frac{\theta_{O_2} - \frac{1}{2} \times X}{1 + \varepsilon \times X}) \times \frac{P}{P_0} - (\frac{\theta_{SO_3} + X}{K_p \times (1-X)})^2] \quad (77)$$

Onde:

$$K_p = \exp(\frac{42.311}{R \times T} + 11,24) \quad (78)$$

$$k = \exp(\frac{-176.008}{T} - (110,1 \times \ln(T)) + 912.8) \quad (79)$$

Sendo K_p dado em $\text{atm}^{-1/2}$ e k em $\text{lbmol}(\text{SO}_2)/\text{lb}(\text{cat}).\text{s.atm}$ e P representa a pressão parcial dos componentes em atm.

Conforme Fogler (1986), a equação do balanço de energia reator PBR em termos de vazões molares é dado pela Equação 80.

$$\frac{dT}{dW} = \frac{r'_A \times \Delta H_{Rx}(T)}{\sum F_i \times C_{p_i}} \quad (80)$$

Onde C_{p_i} é o calor específico para cada componente, T a temperatura e ΔH_{Rx} a variação da entalpia na reação. Em que C_p é necessário para o cálculo da variação da entalpia na reação (ΔH_{Rx}), conforme mostrado nas Equações (81-82).

$$\Delta C_p = \frac{c}{a} \times C_{p_{SO_3}} - \frac{b}{a} \times C_{p_{O_2}} - C_{p_{SO_2}} \quad (81)$$

$$\Delta H_{Rx}(T) = \Delta H_{Rx}(T_R) + \Delta C_p \times (T - T_R) \quad (82)$$

A Equação (82) fornece a entalpia de reação a qualquer temperatura T em termos da entalpia de reação à temperatura de referência (298 K) e do termo ΔC_p . Sendo que a , b e c representam os coeficientes da reação.

Com essas equações é possível determinar o valor da temperatura de saída para cada leito e a quantidade de catalisador necessário no reator para atingir a conversão determinada. Sendo os valores de C_p (BTU/lbmol.°R) de cada componente mostrados nas Equações (83-86), obtidos a partir das tabelas de Borgnakke e Sonntag (2009).

$$Cp_{SO_2} = 7,208 + 5,633 \times 10^{-3} \times T - 1,343 \times 10^{-6} \times T^2 \quad (83)$$

$$Cp_{O_2} = 5,731 + 2,323 \times 10^{-3} \times T - 4,886 \times 10^{-6} \times T^2 \quad (84)$$

$$Cp_{SO_3} = 8,511 + 9,517 \times 10^{-3} \times T - 2,325 \times 10^{-6} \times T^2 \quad (85)$$

$$Cp_{N_2} = 6,248 + 8,788 \times 10^{-3} \times T - 2,130 \times 10^{-6} \times T^2 \quad (86)$$

Para o primeiro leito temos uma conversão de 26% de dióxido de enxofre na vazão de entrada, em que os valores foram calculados pelo balanço de massa do item 10.1.2.9. Desse modo, obtemos a massa necessária para conversão de 26% e a temperatura de saída do leito.

Da mesma forma, realiza-se o balanço molar e de energia para os leitos II, III e IV, e assim temos os valores calculados mostrados na Tabela 26.

Tabela 26 – Massa de catalisador e temperatura de saída de cada leito.

Leito	Massa de catalisador (kg)	Temperatura de saída (°C)
I	8.114,761	453,125
II	6.985,317	533,823
III	6.350,288	459,589
IV	1.916,426	431,397

Fonte: Autores (2021).

10.2.4 Trocadores de Calor

O Trocador de calor consiste em um equipamento que realiza a transferência de calor de uma corrente para a outra, onde a temperatura de entrada da corrente quente é maior que a temperatura de entrada da corrente fria.

No processo escolhido são utilizados diferentes trocadores de calor, do tipo casco e tubo, sendo que para realização do cálculo do calor trocado é utilizado a Equação 71.

No caso da troca de calor de gases o valor de C_p varia conforme a temperatura, portanto é necessário a realização do cálculo integral, onde o C_p de cada componente é dado pela Equação 73 e conforme a Tabela 27.

Tabela 27 - Componentes para o cálculo do calor específico do gás no trocador de calor.

Componente	A	b	c	d
SO ₂	0,37	$1,05 \cdot 10^{-3}$	$-0,77 \cdot 10^{-6}$	$0,21 \cdot 10^{-9}$
SO ₃	0,34	$1,70 \cdot 10^{-3}$	$-1,50 \cdot 10^{-6}$	$0,46 \cdot 10^{-9}$
O ₂	0,88	$-0,0001 \cdot 10^{-3}$	$0,54 \cdot 10^{-6}$	$-0,33 \cdot 10^{-9}$
N ₂	1,11	$-0,48 \cdot 10^{-3}$	$0,96 \cdot 10^{-6}$	$-0,42 \cdot 10^{-9}$

Fonte: SONNTTAG *et al.* (2013).

Desse modo podemos obter a taxa de calor em cada um dos trocadores de calor a partir dos valores de vazão mássica e temperaturas calculados no item (10.1), conforme mostrado na Tabela 28.

Tabela 28 - Calor trocado nos trocadores de calor.

TC	T ₀ (K)	T (K)	Q (kW)
101	973,15	513,15	-7579,03
102	725,15	713,15	-179,84
103	732,15	700,15	-443,70
104	704,15	463,15	-3077,31

Fonte: Autores (2021).

10.2.5 Permutadores

Os permutadores de calor são usados na transferência de calor entre um fluido quente, no caso o gás da corrente F₁₀ e um fluido frio, gás da corrente F₁₁. Para o cálculo do calor trocado conforme a Equação 72 (Item 11.2). Os permutadores serão de casco e tubos, construídos de aço inoxidável, no qual a corrente F₁₀ circula pelo casco e a corrente F₁₁ circula pelos tubos.

Além disso, as correntes F_{10} e F_{11} se encontram a 533 e 74°C, respectivamente, conforme mostrado no balanço de massa do Reator de Conversão (Item 10.1.2.9) e Torre de absorção I (Item 10.1.2.10).

Desse modo, pode-se obter a taxa de calor trocado nos permutadores a partir dos valores de vazão mássica e temperaturas (Item 10.1) conforme apresentado na Tabela 28.

Tabela 29 - Calor trocado nos permutadores.

Permutador	T_0 (K)	T (K)	Q (kW)
101	806	473	
102	347	708	6719,21

Fonte: Autores (2021).

10.2.6 Torres de absorção I e II

O balanço de energia para a Torre de Absorção I, inicia pela equação geral do balanço de energia, Equação 87:

$$\frac{d}{dt} \left[M \left(\hat{U} + \frac{u^2}{2} + gh \right) \right] = \sum_k \dot{M}_k \left(H + \frac{u^2}{2} + gh \right)_k + \dot{Q} + \dot{W}_s \quad (87)$$

Algumas hipóteses são válidas para o balanço de energia nas Torres de absorção, de modo a simplificar a equação acima, tais hipóteses são:

- O equipamento opera em regime permanente, portanto, os termos em que há variação com o tempo serão nulos;
- Não há variação das energias cinéticas e potenciais das correntes;
- Não há potência de eixo envolvida no volume de controle considerado.

Com as considerações acima, a Equação do balanço de energia para Torre de absorção é simplificado à Equação 88, em que a energia resultante da soma entre as entradas e saídas de todas as correntes, somadas à um calor retirado ou adicionado ao sistema, é nula.

$$0 = \sum_k \dot{M}_k (H)_k + \dot{Q} \quad (88)$$

Nas Torres de Absorção I e II ocorre a reação entre o trióxido de enxofre e a água presente na corrente P_{03} , portanto, as Torres são reatores isotérmicos. Também, considera-se que a variação de energia das correntes inertes (todos os componentes presentes na torre e que não participam da reação) depende do calor específico médio das correntes gasosa e líquida, bem como da variação de temperatura dessas correntes. A Equação 89 pode ser reescrita conforme abaixo:

$$0 = -\Delta H_R \sum_k \dot{M}_k \left(\int_{T_0}^T c_{pm} \times dT \right)_k + \dot{Q} \quad (89)$$

Conforme Koretsky (2012), a entalpia de reação é dada pela diferença entre a entalpia de formação dos produtos pela entalpia de formação dos reagentes, de acordo com a Equação 90. Os dados de entalpia de formação utilizados na equação acima foram retirados da Tabela A.3.2 no Apêndice A do livro Koretsky (2012).

$$\Delta H = \Delta H_{f,H_2SO_4}^\circ - (\Delta H_{f,SO_3}^\circ + \Delta H_{f,H_2O}^\circ) \quad (90)$$

$$\Delta H = -813,99 \text{ kJ/mol} - [(-395,77 \text{ kJ/mol}) + (-285,83 \text{ kJ/mol})]$$

$$\Delta H = -132,39 \text{ kJ/mol}$$

Considera-se que as correntes de gases (SO_2 , O_2 e N_2) não se dissolvem na corrente líquida, apenas o SO_3 que reage com o H_2O presente na corrente de ácido sulfúrico 98% (P_{03}) liberando 132,39 kJ/mol de calor na reação, conforme a Equação 91.



$$\Delta H = -132,39 \text{ kJ/mol}$$

O calor liberado na reação ($-\Delta H_R$) pode ser calculado multiplicando a entalpia de reação pelo número de mols de SO_3 , o reagente limitante do processo, como mostra a Equação 92.

$$-\Delta H_R = n_{SO_3} \times \Delta H \quad (92)$$

$$-\Delta H_R = 95.159 \text{ mol/h} \cdot -132,39 \text{ kJ/mol}$$

$$-\Delta H_R = -1,26 \times 10^7 \text{ kJ/h}$$

O C_p médio da corrente gasosa é dado pelo C_p dos componentes (SO_2 , O_2 e N_2) multiplicado por suas respectivas frações molares (desconsiderando o SO_3 , na corrente F_{10}), considerando que o C_p seja constante em todo o processo, conforme a Equação 93.

$$C_{p_{\text{Gases}}} = X_{\text{SO}_2} \times C_{p_{\text{SO}_2}} + X_{\text{O}_2} \times C_{p_{\text{O}_2}} + X_{\text{N}_2} \times C_{p_{\text{N}_2}} \quad (93)$$

Calculou-se o C_p dos gases através da Equação 73, utilizando os dados da Tabela 27, considerando uma temperatura média entre a entrada e saída dos gases (200°C e 74°C , respectivamente), o C_p do líquido (ácido sulfúrico 98%) da Tabela A.2.2, Apêndice A do livro Koretsky (2012). Os resultados para obtidos para C_p médio das correntes de gases e do líquido são:

$$C_{p_{\text{Gases}}} = 1,034 \text{ kJ/kg.K}$$

$$C_{p_{\text{Líquido}}} = 0,33 \text{ kcal/kg.K} = 1,382 \text{ kJ/kg.K}$$

A temperatura inicial dos gases é de 473 K e a final é de 347 K , a temperatura inicial da corrente líquida é 347 K e a final é de 373 K . A vazão mássica da corrente gasosa (F_G) é $43.348,526 \text{ kg/h}$ e a vazão mássica da corrente líquida é de $171.286,006 \text{ kg/h}$ (F_L). Substituindo os dados obtidos na Equação 89, temos:

$$-\dot{Q} = -\Delta H_R - F_G \times C_{p_{\text{Gases}}} \times \Delta T_{\text{Gases}} + F_L \times C_{p_{\text{Líquido}}} \times \Delta T_{\text{Líquido}}$$

$$-\dot{Q} = -1,26 \times 10^7 \text{ kJ/h} - 5,65 \times 10^6 \text{ kJ/h} + 6,15 \times 10^6 \text{ kJ/h}$$

$$\dot{Q} = 1,21 \times 10^7 \text{ kJ/h}$$

Como a Torre de Absorção I opera isotermicamente, calor deve ser retirado do sistema a uma taxa de $1,21 \times 10^7 \text{ kJ/h}$ com o uso de uma camisa de resfriamento. Esse calor se deve à reação altamente exotérmica entre o trióxido de enxofre e a água, bem como à temperatura elevada dos gases na corrente de entrada na torre.

A quantidade de água de resfriamento requerida na camisa de resfriamento foi calculada a partir da Equação 74 (item 10.2.2), onde considerou-se a temperatura de

entrada da água de 25°C ($T_{0,água}$) e de saída de 90°C ($T_{água}$) e o calor de $1,21 \times 10^7$ kJ/h. Desse modo, a vazão de água requerida é de 64.265,987 kg/h.

Utilizando-se a mesma metodologia empregada na Torre de Absorção I, foi calculado o calor liberado na Torre de Absorção II, conforme os dados da Tabela 30.

Tabela 30 - Parâmetros usados no balanço de energia da Torre de Absorção II.

	Entrada	Saída
Temperatura dos gases	190 °C	74 °C
Temperatura do líquido	74 °C	95 °C
Vazão dos gases	41.797,558 kg/h	--
Vazão do líquido	34.896,798 kg/h	--
Cp dos gases	1,038 kJ/kg.K	--
Cp do líquido	1,382 kJ/kg.K	--

Fonte: Autores (2021).

O calor de reação é dado por:

$$-\Delta H_R = 19.387 \text{ mol/h} \cdot 132,39 \text{ kJ/mol}$$

$$-\Delta H_R = 2,57 \times 10^6 \text{ kJ/h}$$

Substituindo os demais parâmetros na Equação 88, têm-se:

$$-\dot{Q} = -\Delta H_R - F_G \times C_{p\text{Gases}} \times \Delta T_{\text{Gases}} + F_L \times C_{p\text{Líquido}} \times \Delta T_{\text{Líquido}}$$

$$-\dot{Q} = -2,57 \times 10^6 \text{ kJ/h} - 5,03 \times 10^6 \text{ kJ/h} + 1,02 \times 10^6 \text{ kJ/h}$$

$$\dot{Q} = 6,58 \times 10^6 \text{ kJ/h}$$

Desse modo, para que a Torre de Absorção II opere isotermicamente e o processo ocorra dentro da faixa de temperatura do projeto, calor deve ser removido a uma taxa de $6,58 \times 10^6$ kJ/h do sistema.

A quantidade de água de resfriamento requerida na camisa de resfriamento foi calculada a partir da Equação 73 (item 10.2.2), onde considerou-se a temperatura de entrada da água de 25°C ($T_{0,água}$) e de saída de 70°C ($T_{água}$) e o calor de $6,58 \times 10^6$ kJ/h. Desse modo, a vazão de água requerida é de 34.947,950 kg/h.

10.2.7 Bombas

As bombas, segundo a Eletrobras (2009), são máquinas que transferem energia ao líquido para transportá-lo de um ponto a outro do processo industrial. A bomba recebe energia de uma fonte motora e cede parte dessa energia ao fluido sob forma de energia de pressão, de energia cinética, ou ambas, e isso significa que ele irá aumentar a pressão e a velocidade do líquido.

Desse modo, o cálculo realizado para obtenção da potência das bombas é dado pela Equação 94.

$$g \times \Delta Z + \frac{\Delta U^2}{2} + Lwf + \eta \times Ws = 0 \quad (94)$$

Na Equação 94, “g” é a aceleração da gravidade (m/s²), Δz é a variação da altura entre sucção e recalque (m), ΔU é a variação da velocidade de escoamento do fluido (m/s), Lwf é a perda de carga na tubulação (J/kg), η é a eficiência da bomba (%) e Ws é a potência requerida pela bomba (J/kg).

$$Lwf = \frac{u^2 \times L_{tot} \times f}{2 \times D} \quad (95)$$

Através da Equação 95 determinou-se a perda de carga na tubulação (Lwf), em que L_{tot} é o comprimento de cada trecho (L) somado ao comprimento equivalente $\sum Leq$ em metros, f é o fator de atrito de Darcy-Weisbach (adimensional) e D o diâmetro da tubulação (m).

Calcula-se o fator de atrito (f) através da Equação de Haaland (96) dada por:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -1,8 \times \log \left(\frac{\frac{\varepsilon}{D}}{3,7} \right) + \frac{6,9}{Re} \quad (96)$$

Em que Re é o número de Reynolds e ε a rugosidade equivalente da parede do tubo (m).

$$W_s = \frac{-(g \times \Delta Z + L w f)}{\eta} \quad (97)$$

Com a Equação 97, é possível calcular a potência do sistema. Além disso, considerou-se que a eficiência da bomba é de 80%. O cálculo da potência necessária para a operação de cada bomba foi determinado por meio da Equação 98.

$$P = W_s \times \rho \times Q \quad (98)$$

A seguir, será apresentado o balanço de energia de uma bomba do processo para fim de demonstração dos cálculos, que será referente à bomba B-101. Os valores que serão utilizados nos cálculos demonstrados a seguir, foram retirados do dimensionamento das tubulações de processo e de água fria.

Primeiramente, foi calculado o número de Reynolds através da Equação 99.

$$Re = \frac{D \times u \times \rho}{\mu} \quad (99)$$

$$Re = \frac{0,1524 \times 1,858 \times 997}{0,009}$$

$$Re = 313.677,47$$

Em seguida, foi calculado o fator de atrito através da Equação de Haaland (1983), considerando que a rugosidade aparente do tubo (ε) foi encontrada na tabela de perda de carga desenvolvida pelo Engenheiro Químico Clovis Sawaia Tofik, se tratando de 0,015 mm para o aço inox.

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -1,8 \times \log \left(\frac{\frac{\varepsilon}{D}}{3,7} \right) + \frac{6,9}{Re}$$

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -1,8 \times \log \left(\frac{\frac{0,000015}{0,1524}}{3,7} \right) + \frac{6,9}{313.677,47}$$

$$f = 0,006497$$

Após, foi possível calcular a perda de carga da tubulação (L_{wf}) referente a bomba em questão, pela Equação de Darcy-Weisbach, considerando os valores de comprimento equivalente (L_{eq}) que está relacionado à perda de carga respectiva aos acessórios das tubulações e pode ser estimado através do Anexo I.

$$L_{wf} = \frac{u^2 \times L_{tot} \times f}{2 \times D}$$

$$L_{wf} = \frac{1,858^2 \times 99,613 \times 0,006497}{2 \times 0,1524}$$

$$L_{wf} = 7,330644$$

Logo após, pode-se calcular a potência requerida pelas bombas, assumindo como eficiência da bomba (η) o valor de 0,8 e o valor da gravidade de 9,81 m/s

$$W_s = \frac{-(g \times \Delta Z + L_{wf})}{\eta}$$

$$W_s = \frac{-(9,81 \times 4 + 7,330644)}{0,8}$$

$$W_s = 58,2133 \text{ J/kg}$$

Por fim, é possível encontrar a potência (P) em Watt multiplicando o item anterior pela vazão (Q) e massa específica (ρ).

$$P = Ws \times \rho \times Q$$

$$P = 58,213 \times 997 \times 0,034$$

$$P = 1.973,31 \text{ W}$$

O resultado final da potência da bomba B-101 é transformado em CV (multiplicando-se a potência em watt pelo fator 0,00136), resultando em 2,68 CV de potência requerida, como comercialmente não existe essa potência, optou-se pela compra de uma bomba de 3 CV do modelo THL-13 / THLI-13 da marca Thebe bombas hidráulicas LTDA. Todas as demais bombas utilizadas no processo foram calculadas do mesmo modo, os resultados estão dispostos no Apêndice A.13.

10.2.8 Fornalha

A fornalha é responsável pelo aquecimento do fluido que alimenta o reator de conversão (R-102), sendo assim, é utilizado carvão mineral como combustível para gerar calor que será transferido à corrente gasosa.

O aquecimento da corrente gasosa que irá entrar no reator é essencial para que ocorra a reação, sendo que o gás entra na fornalha a uma temperatura de aproximadamente 240°C e deve sair a uma temperatura de 410°C.

As fornalhas são constituídas por câmara de combustão, grelha, onde se apoia o combustível sólido, aberturas de entrada e saída dos componentes sólidos e gasosos, por fim, um cinzeiro, em que são depositados os resíduos de combustão (OLIVEIRA, 2012).

Segundo o Serviço Geológico do Brasil, o carvão mineral utilizado para queima na fornalha é a turfa, sendo que sua composição é de aproximadamente 65% de Carbono (C), 4% de Hidrogênio (H₂) e 31% de Oxigênio (O₂) (DNPM, 2008).

Sendo considerado uma queima completa do combustível devido ao excesso de ar destinado à fornalha, tem-se as Reações 13-14.



A partir do dado da composição do combustível utilizado e a massa molar de cada componente é possível obter a composição de alimentação do combustível, tendo como base de cálculo 1 kg de carvão, como mostrado na Tabela 31.

Tabela 31 – Composição de alimentação do combustível.

Componente	Massa (g)	Mols
Carbono (C)	650	54,118
Hidrogênio (H ₂)	40	19,844
Oxigênio (O ₂)	310	9,688

Fonte: Autores (2021).

Conforme as Reações (13-14), podemos obter o número de mols de oxigênio (nO_2) para combustão completa a partir da soma do número de mols de O_2 por kg de carvão necessário para a reação, menos a quantidade de O_2 já existente no combustível, conforme a Equação 100.

$$nO_2 = nO_{2_{\text{reação 13}}} + nO_{2_{\text{reação 14}}} - nO_{2_{\text{combustível}}} \quad (100)$$

Portanto, a quantidade de oxigênio a ser alimentada é de 54,353 mols de O_2 /kg de carvão. Contudo, a vazão de entrada se refere à quantidade de ar que entra na fornalha, em que o oxigênio corresponde apenas a 21% do valor total de ar. Sendo assim, basta dividir a quantidade de oxigênio alimentada pela porcentagem de oxigênio presente no ar para obter a quantidade de mols de ar por kg de carvão, conforme a Equação 101.

$$nAr = \frac{nO_2}{0,21} \quad (101)$$

A quantidade em mols de ar para cada kg de carvão é de 258,822 mols/kg carvão. Para garantir que não haverá falta de oxigênio, optou-se por um excesso de ar de 20% (PESKE, 2010). Desse modo, a quantidade de ar na entrada da fornalha será de 310,586

mols/kg de carvão, nas condições de temperatura ambiente e pressão atmosférica ao nível do mar (25°C e 1 atm).

A fim de obter o volume de ar necessário, utiliza-se a Lei dos Gases Ideais, sendo que o processo ocorre a pressão atmosférica, conforme mostrado (Equação 102).

$$V = \frac{n \times R \times T}{P} \quad (102)$$

Em que,

n – Número de mols de ar

R – Constante ideal dos gases (J/mol.K)

T – Temperatura (K)

P – Pressão (Pa)

V – Volume (m³)

Portanto, o volume de ar por kg de carvão será de 7,598 m³/kg carvão. Além disso, a quantidade de nitrogênio presente corresponde a 79% da quantidade total de ar, sendo ele inerte à reação. Assim, há uma vazão de 245,363 mols de N₂ por kg de carvão.

As quantidades de CO₂ e H₂O formadas são de 54,118 mols/kg de carvão e 19,844 mols/kg de carvão, respectivamente, devido a estequiometria da reação.

O cálculo da quantidade de calor necessária para aquecimento do fluido (Q) é realizado pela Equação 71, em que se tem a relação do Cp, conforme mostrado no item 11.4.

Com o valor da quantidade de calor necessária para aquecimento do fluido (4.855,733 kW), é possível obter a vazão de fluido para aquecimento a partir da Equação 103.

$$m_Q = \frac{Q}{\int_{T_0}^T C_{p_Q} \times dT} \quad (103)$$

Sendo que C_{pQ} se refere ao calor específico do fluido utilizado para aquecimento. Como o fluido de aquecimento é o ar, temos que o calor específico do mesmo é dado pela Equação 104 (SONNTTAG, 2013).

$$C_p = 1,05 - 0,365 \times 10^{-3} \times T + 0,85 \times 10^{-6} \times T^2 - 0,39 \times 10^{-9} \times T^3 \quad (104)$$

Com isso, temos que a vazão de fluido quente necessária para o aquecimento do fluido frio que entra na fornalha é de 27.134,581 kg/h.

11. TRATAMENTO DE EFLUENTES

Na unidade industrial os efluentes a serem tratados são sólidos, líquidos e gasosos, conforme mostrado no item 10.1. A vazão de efluentes a ser tratada pode ser vista na Tabela 32.

Tabela 32 - Vazão de efluentes a ser tratada.

Efluente	Vazão (kg/h)
Líquido	136.902,556
Sólido	4.287,024
Gasoso	134,877

Fonte: Autores (2021).

A água que sai do processo de elutriação e do filtro de tambor rotativo apresenta resíduos sólidos que são separados após o tratamento da água. Os sólidos são depositados nos depósitos de rejeito das carboníferas que ficam nas proximidades da indústria.

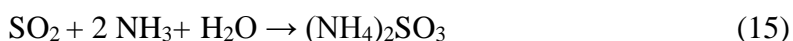
A água passa pelo processo de neutralização mediante aditivos químicos, como a adição de calcário, pois segundo Possa e Santos (2003) é o reagente mais barato, mais seguro e de mais fácil manuseio. Posteriormente, é realizada a decantação e a filtração do lodo.

Após a decantação, o precipitado sólido é filtrado em um filtro prensa e depositado em instalações adequadas, enquanto a água será reutilizada no processo, tendo um maior aproveitamento da mesma.

O sólido formado no reator de leito fluidizado é composto majoritariamente por hematita (Fe_2O_3) e cinzas, parte desse sólido é removido pelo ciclone e filtro de mangas. Esse rejeito é armazenado e posteriormente distribuído para aproveitamento da hematita, que pode ser utilizada como matéria prima para produção de coagulantes, além de ser a principal fonte de ferro para fabricação de aço (TINOCO, 2012).

O efluente gasoso é composto por uma corrente de ar contendo SO_2 , essa corrente passa pelo processo de lavagem com amônia, a fim de remover SO_2 , sendo que a taxa de remoção de dióxido de enxofre a partir desse processo é superior a 95% (BASTOS, 2010).

O processo de lavagem com amônia se dá pela dissolução dos compostos sulfurados na água, formando sulfitos de amônia, conforme a reação 15.



Por fim, com a adição de ar, há a oxidação dos sulfitos presentes na solução a sulfato de amônia, conforme a reação 16.

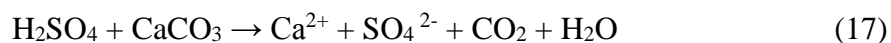


Segundo Zhu (2010), a solução de sulfato de amônia formada é então saturada e precipita em uma forma cristalina que é removida e comercializada como fertilizante, conferindo um valor de mercado elevado ao sulfato de amônia (BASTOS, 2011).

11.1 TRATAMENTO DE EFLUENTES LÍQUIDOS

Os equipamentos necessários para o tratamento de efluentes líquidos são o canal de calcário (C-201), a bacia de decantação (D-201) e o filtro prensa (F-201).

O canal de calcário, onde ocorre a neutralização, deve ter capacidade para a neutralização de todos os efluentes líquidos, conforme a reação 17.



A corrente de saída de água do elutriador a ser tratada apresenta 129,167 m³/h, enquanto a corrente de saída de água do filtro de tambor rotativo é de 7,735 m³/h, ao todo

são 136,902 m³/h que equivale a 2.281,709 L/min de água a ser tratada, conforme mostrado na seção 10.1.

Para uma diluição total do calcário e completa neutralização do ácido, são necessárias 3 horas de contato com o efluente nos canais (SOARES; TRINDADE, 2004). Além disso, segundo EPA (1999), o comprimento dos canais segue a relação mostrada na Tabela 33.

Tabela 33 - Dimensionamento de canais abertos de calcário.

Vazão (L/min)	Comprimento do canal (m)	Massa de calcário necessária (ton)
440	62	508
880	122	1.017
4.400	611	5.085

Fonte: EPA (1999), adaptado.

Desse modo, para uma vazão de 2.281,709 L/min de água, o comprimento do canal será de 317,035 m e a massa de calcário necessária de 2.636,792 ton, sendo o canal de seção retangular de um metro de profundidade e 3,5 m de largura.

As bacias de decantação devem suportar a vazão de fluido na saída dos canais de calcário, sendo que a vazão de entrada é a mesma que a saída, ou seja 136,902 m³/h. A área superficial da bacia de decantação é dimensionada a partir da velocidade de sedimentação e vazão de projeto de acordo com a Equação 105 (MATA, 2014).

$$A_{sup} = \frac{100 \times Q}{V_L} \quad (105)$$

Em que,

A_{sup} - Área superficial (m²)

Q - Vazão volumétrica (m³/s)

V_L - Velocidade superficial (cm/s)

Considerando a velocidade superficial de decantação das partículas de 0,216 cm/s (COUCEIRO; SCHETTINI, 2010), temos a área superficial da bacia de decantação de 17,606 m².

Usualmente é utilizada a relação L/B igual a 4, sendo L o comprimento da caixa e B a largura, essa relação apresenta uma melhor distribuição do fluido ao longo das bacias de decantação (MATA, 2014). Portanto, o tanque de decantação tem 3 m de largura e 8,5 m de comprimento.

Com o objetivo de manter as especificações do projeto, é realizado periodicamente a limpeza das tubulações de escoamento, permitindo com que a água flua conforme o esperado.

Por fim, temos o filtro prensa para uma maior separação dos sólidos presentes na corrente de água, o mesmo deve suportar a vazão de 5.704,273 m³/dia, sendo assim utiliza-se o modelo Flowpress 320 (Anexo A.15).

11.2 TRATAMENTO DE EFLUENTES SÓLIDOS

O efluente sólido é formado por hematita e cinzas, sendo armazenado em um tanque de armazenamento e posteriormente distribuído em sacas de 10 kg para posterior distribuição.

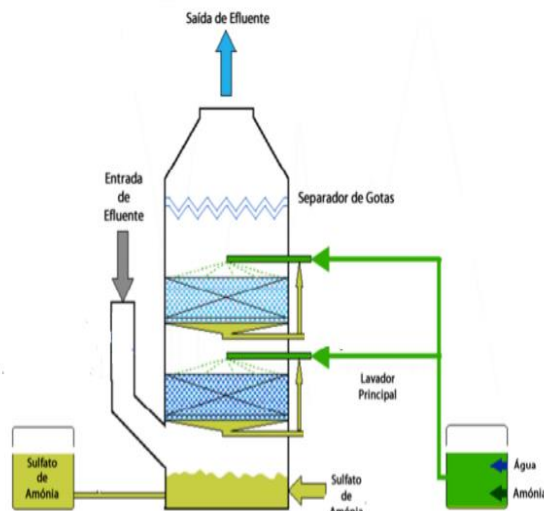
Para dimensionamento do tanque de armazenamento é levado em conta a quantidade de sólidos produzidos ao longo de oito horas, sendo assim, é realizado o armazenamento em sacas a cada oito horas. Portanto, a capacidade do tanque para armazenar a quantidade produzida de sólidos é de 34.296,18824 kg.

Sendo a densidade do sólido de 5,1 g/cm³ (DIAS, 2012), é possível obter o volume necessário para o tanque de armazenamento (T-103), sendo ele de 6,724 m³, para melhor adequação ao projeto foi escolhido um tanque de armazenamento com raio de 1,2 m e altura de 1,5 m.

11.3 TRATAMENTO DE EFLUENTES GASOSOS

O tratamento dos efluentes gasosos é realizado a partir do processo de lavagem com amônia, pelo lavador de gases (L-201), conforme mostrado na Figura 30.

Figura 30- Processo de lavagem com amônia.



Fonte: BASTOS, 2011.

A operação do lavador de gases consiste na exaustão do ar contaminado, proveniente da Torre de Absorção II, até a torre de neutralização do lavador, em que o ar entra em contato com a solução neutralizante, no caso, amônia.

Há a nebulização pelos bicos spray, a fim de aumentar a área de contato entre o ar e a solução, promovendo a reação química de neutralização. Posteriormente, o ar sai pela chaminé, passando por um retentor de gotículas e saindo para a atmosfera livre dos gases contaminantes e de umidade.

A Torre de Absorção II (TA-102) apresenta uma corrente de saída (F_{14}) que possui dióxido de enxofre dissolvido, esse deve ser tratado. Como visto pelo balanço de massa (10.1.2.10.2), a corrente de saída do reator de leito fluidizado, que irá para a torre de absorção apresenta uma vazão de 134,877 kg/h de dióxido de enxofre.

A quantidade de dióxido de enxofre que é absorvida ao passar pela torre de absorção II pode ser desconsiderada, devido a absorção do mesmo ser muito baixa, em torno de 0,1% (KING et al., 2013).

Sendo assim, o reator de lavagem com amônia realiza o tratamento de 134,877 kg de dióxido de enxofre por hora, a partir da estequiometria das reações (15-16) percebe-se que é possível obter 278,202 kg/h de sulfato de amônia, tendo um consumo de 71,713 kg/h de amônia.

Para isso, o equipamento escolhido é do modelo FK-300 da Fillkplas, conforme mostrado no Anexo A.17. Tendo assim, as dimensões de 4 m de largura, 9 metros de comprimento e 9,5 metros de altura.

12. CONTROLE E INSTRUMENTAÇÃO

O controle e a instrumentação do processo serão realizados no Reator de Leito Fluidizado (R-101), em que o controle de temperatura, de pressão; e de vazão de gás é primordial para o funcionamento do equipamento e produção desejada.

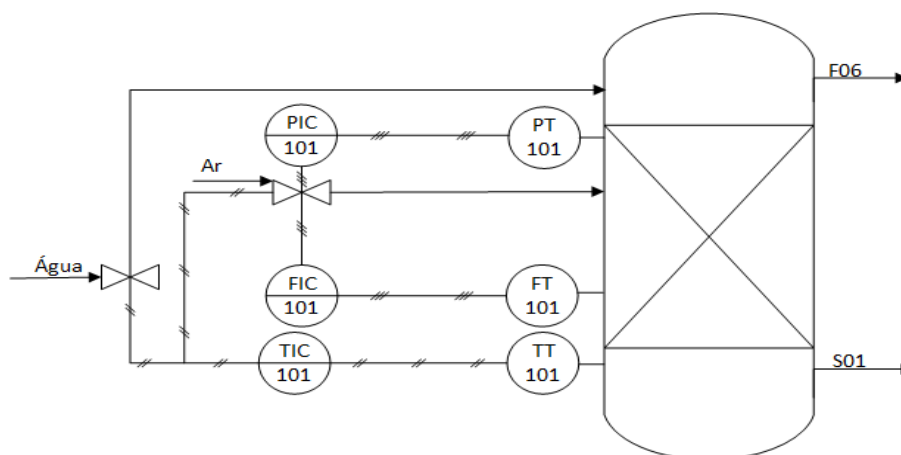
Para isso, há o fornecimento das condições de temperatura, pressão e vazão, sendo registrados os valores das variáveis fornecidas pelos sensores que se comunicam com o reator e o controlador. É imprescindível que a temperatura esteja no valor especificado para que a reação ocorra dentro do reator de forma esperada, sendo assim, a temperatura será medida por um transmissor, que fará a leitura e transportará o sinal para um controlador indicador de temperatura, esse irá mostrar a leitura do transmissor.

Segundo King *et al.* (2013), a temperatura de desenvolvimento no reator de leito fluidizado é mantida pela própria energia liberada durante a reação exotérmica, sendo assim, caso a temperatura esteja acima dos 700 °C, o controlador acionará a válvula de vazão de entrada da água na camisa de resfriamento do equipamento. Entretanto, se a temperatura estiver abaixo do limite permitido, será controlada a vazão de entrada de oxigênio no meio reacional.

Para o controle de vazão o medidor selecionado é do tipo Rotor com Lóbulos, pois ele tem aplicação geralmente para gases e apresenta uma precisão de 0,2 a 0,02 % (CTGAS, 2017). O medidor na malha com indicador local na linha tem como função enviar sinal elétrico ao controlador através de um transdutor do tipo eletrônico associado. Assim, o controlador atuará sobre a válvula de controle, de modo a controlar a vazão. O controle desta malha será do tipo feedback para garantir a vazão desejada.

Enquanto isso, a medição de pressão do equipamento é realizada a partir do medidor de pressão capacitivo, em que a pressão aplicada nos sensores faz com que se tenha uma variação da capacitância entre os mesmos e um diafragma central. A representação do controle é mostrada na Figura 31, que engloba a malha com o reator e seu respectivo controle.

Figura 31 – Malha de controle do Reator de Leito Fluidizado (R-101).



Fonte: Autores (2020).

Como pode ser visto na Figura 31, o controle da temperatura é realizado a partir do indicador de temperatura (TT-101), que envia o sinal elétrico para o controlador temperatura (TIC-101), controlando a vazão de água de entrada na camisa de resfriamento, caso a temperatura esteja acima do desejado, a válvula será aberta aumentando a vazão de água alimentada, caso contrário, haverá uma diminuição da vazão de água.

O controle de pressão ocorre de forma semelhante, contudo é utilizado o indicador de pressão (PT-101), que envia sinal elétrico para o controlador de pressão (PIC-101), ajustando a vazão de água conforme a necessidade. Por fim, o controle da vazão ocorre com o indicador de vazão (FT-101) e o controlador (FIC-101).

Outro equipamento que é importante de se ter controle é o tanque de diluição, pois a concentração e as vazões são relevantes para o funcionamento geral do processo, sendo que a quantidade de água que será alimentada no tanque de diluição depende da concentração do fluido presente no mesmo.

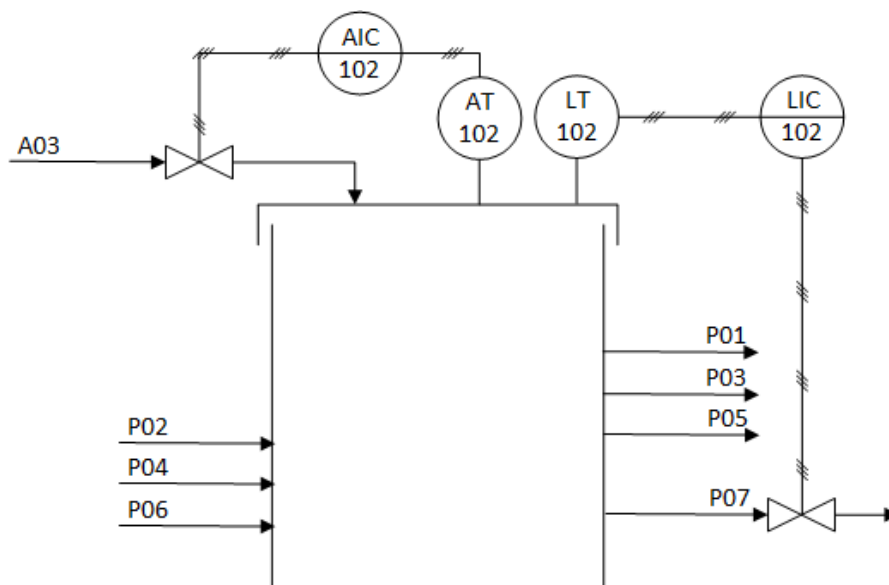
O controle de concentração se dá pelo transmissor indicador de concentração (AT-102) capaz de enviar sinal elétrico aos controladores analisadores de concentração (AIC-102). Os controladores irão controlar a vazão da água, caso a concentração esteja acima do desejado, a válvula será aberta aumentando a vazão de água alimentada, caso contrário, haverá uma diminuição da vazão de água.

É importante assegurar o nível do tanque, sendo assim, para manter o nível constante, um transmissor indicador de nível (LT-102) é utilizado para enviar sinal elétrico ao controlador de nível (LIC-102), que atua na válvula para remoção de produto

do tanque. Caso ocorra de o nível do tanque abaixar, menos produto é retirado, fazendo com que o nível seja constante.

A representação do controle é mostrada na Figura 32, que engloba a malha com o tanque e seu respectivo controle.

Figura 32 – Malha de controle do Tanque de Diluição (TQ-101).



Fonte: Autores (2020).

13. PLANEJAMENTO DE PRODUÇÃO

O processo produtivo é dividido em três turnos a fim de atender a produção desejada, além do turno comercial atendendo a parte administrativa.

14.1 FUNCIONÁRIOS

Os funcionários estão divididos em funcionários da produção e funcionários relativos à parte administrativa e recursos humanos.

14.1.1 Produção

Serão necessários para o transporte da matéria-prima dois motoristas, sendo um auxiliar para o carregamento, assim como um operador para a retroescavadeira.

Para operar os seguintes equipamentos: silos, moinho, elutriador, necessita-se de um funcionário por turno, sendo três turnos por dia. Assim como para o filtro prensa e secador rotativo.

Nas torres de absorção e na torre de secagem é necessário um operador por turno. Assim como opera-se com um funcionário em cada turno para a purificação dos gases, incluindo o ciclone e o filtro.

Na caldeira necessita-se de um operador por turno, já para os reatores catalíticos serão dois funcionários por turno em cada um dos reatores.

Para a estação de tratamento de efluentes necessita-se de um operador por turno. Essa relação pode ser vista na Tabela 34.

Tabela 34 - Número de funcionários e nível de escolaridade.

Cargo	Número de funcionários	Nível de escolaridade
Diretor Industrial	1	Ensino Superior
Gerente Industrial	1	Ensino Superior
Supervisor de produção	2	Ensino Superior

continuação

Supervisor de manutenção	1	Ensino Superior
Supervisor de logística	1	Ensino Superior
Operadores de produção	36	Ensino Médio
Analistas	4	Ensino Superior
Técnico de laboratório	7	Ensino Técnico
Técnico de Segurança do Trabalho	4	Ensino Técnico
Engenheiro de Segurança do Trabalho	1	Ensino Superior
Engenheiro de processos	2	Ensino Superior
Auxiliar de limpeza	4	Ensino Fundamental
Analista de Recursos Humanos	2	Ensino Superior
Técnico em mecânica	4	Ensino Técnico
Técnico em elétrica	4	Ensino Técnico
Porteiro	4	Ensino Médio
Cozinheiro	4	Ensino Médio
Auxiliar de cozinha	2	Ensino Fundamental
Auxiliar administrativo	3	Ensino Técnico
Auxiliar para carregamento	3	Ensino Médio
Motoristas de caminhão	3	Ensino Médio
Motoristas de retroescavadeira	3	Ensino Médio

Total de funcionários	96	Todos os níveis
-----------------------	----	-----------------

Fonte: Elaborado pelos autores (2021).

14. UTILIDADES DO PROCESSO

Utilizou-se como base a planta baixa (Anexo E) do processo como referência para o cálculo das tubulações. As tubulações se dividem em tubulações do processo, de água e de vapor.

As cores das tubulações seguem a NBR 6493, conforme mostrado no Quadro 2.

Quadro 2 – Cores das tubulações.

Tubulação	Cores
Água Fria	Verde escuro
Água Quente	Verde claro
Ácido sulfúrico	Alaranjada
Ar comprimido	Azul
Gases	Amarela
Tratamento de Efluentes	Preta

Fonte: NBR 6493 (1994).

14.1 TUBULAÇÕES DO PROCESSO

As tubulações do processo foram dimensionadas por meio da vazão de cada trecho e as velocidades recomendadas, conforme Apêndice B, sendo que o processo, em sua maioria, é contínuo. Desse modo, as vazões foram definidas através do balanço material.

A tubulação para ácido sulfúrico e gases do processo será de aço-carbono, que possui capacidade de suportar altas temperaturas, pressões e corrosão. Desse modo a velocidade recomendada para tubulações de ácido sulfúrico e gases do processo é de 1,2 m/s e 20 m/s, respectivamente.

As dimensões seguem as normas ANSI B.36.10 e ANSI B.36.19 (Anexo G). A Tabela 35 apresenta o comprimento da tubulação correspondente a cada trecho, os cálculos estão apresentados no Apêndice B.1.

Tabela 35 – Comprimento das tubulações e acessórios.

Diâmetro Comercial (pol)	Comprimento Total (m)	Acessórios		
		Curva 90°	Válvulas	Tês
2 1/2	35,300	3	6	3
3	19,735	4	2	0
6	12,889	4	2	0
14	41,311	8	2	0
20	143,655	23	9	1
30	2,850	1	1	1
Total	255,739	43	22	5

Fonte: Autores (2020).

14.2 INSTALAÇÕES DE ÁGUA

A distribuição de água para a produção de ácido sulfúrico consiste em um reservatório de água, alimentado por um poço artesiano. Este reservatório distribui água para a torre de resfriamento, que repassará a água necessária para o processo, e para os demais prédios onde a água será necessária.

14.2.1 Instalações de água fria

A água fria será utilizada no pavilhão industrial e nos prédios auxiliares e deverá apresentar temperatura em torno de 25°C. As necessidades de água fria de cada um dos equipamentos, assim como a demanda para limpeza da planta, para os laboratórios e nos prédios auxiliares estão apresentadas nas Tabelas 36-37, conforme os cálculos apresentados no Apêndice B.2.

Tabela 36 – Vazão de água para equipamentos da produção.

Equipamento	Vazão de água (L/h)
E-101	122.011,86
TQ-101	417,921
TC-101	15.708,93
TC-102	358,615
TC-103	892,175
TC-104	9.463,64
R-101	23.195,72

Fonte: Autores (2021).

Tabela 37 – Vazão de água para prédios auxiliares.

Peça	Vazão de água (L/h)
Chuveiro	562,5
Vaso Sanitário	270
Pias de Vestiário	720
Pias de Cozinha	18,75
Lavadora	27
Panelas	576
Bebedouro	8

Fonte: Autores (2021).

A vazão de água fria estimada para uso nos laboratórios, conforme a demanda por análise, é de 5 L/h, sendo assim, a demanda de água em toda a indústria é de 174.236,10 L/h. Portanto realizou-se o dimensionamento das tubulações de água fria considerando a velocidade recomendada para água de 2 m/s (Anexo F) para tubulações em aço carbono SCH 40 e seguindo a Norma ANSI B.36.10 e ANSI B.36.19 (Anexo G). Obteve-se o comprimento necessário de cada tubulação, com seu respectivo diâmetro comercial, como apresentado na Tabela 38.

Tabela 38 – Comprimento das tubulações e acessórios de água fria.

Diâmetro Comercial (pol)	Comprimento Total (m)	Acessórios		
		Curva 90°	Válvulas	Tês
1/8	4,000	2	1	0
¼	13,050	2	1	1
1/2	89,863	2	5	4
3/4	74,200	6	4	2
1 1/2	18,825	1	1	1
2	9,925	1	1	1
2 1/2	15,000	3	1	0
3	32,888	4	2	2
6	77,550	9	3	1
10	3,663	0	1	0
Total	335,300	30	20	12

Fonte: Autores (2021).

14.2.2 Instalações de água quente

A água quente é proveniente dos trocadores de calor e da camisa de resfriamento do Leito Fluidizado (R-101), considerando uma temperatura média de saída dos trocadores de calor de 35°C, e do Leito Fluidizado a temperatura de saída de água é de 70°C.

Desse modo, é necessária uma torre de resfriamento que reduza a temperatura até 25°C, considerando-se a reposição de 2% de água fria, devido a perdas na torre de resfriamento. A velocidade escolhida para as tubulações de água quente é de 3 m/s (Anexo F) e a vazão de água quente pode ser visto na Tabela 39.

Tabela 39 – Vazão de água quente.

Equipamento	Vazão de água (L/h)
TC-101	15.708,93
TC-102	358,615
TC-103	892,175
TC-104	9.463,64
R-101	23.195,72

Fonte: Autores (2021).

Para tubulações em aço carbono SCH 40 e seguindo a Norma ANSI B.36.10 e ANSI B.36.19 (Anexo G). Obteve-se o comprimento necessário de cada tubulação, com seu respectivo diâmetro comercial, como apresentado na Tabela 40.

Tabela 40 – Comprimento das tubulações e acessórios de água quente.

Diâmetro Comercial (pol)	Comprimento Total (m)	Acessórios		
		Curva 90°	Válvulas	Tês
¼	14,800	1	1	1
½	9,475	0	1	1
1 ¼	37,888	4	1	1
1 1/2	10,788	1	1	1
2	16,088	2	1	0
2 1/2	22,675	2	1	1
3	14,100	1	1	1

Fonte: Autores (2021).

14.2.3 Instalações de água para poço artesiano

O poço artesiano serve para suprir a demanda de água que é perdida na torre de resfriamento (TR-301) e a demanda dos prédios auxiliares, ou seja, 3.738,79 L/h e 2.187,25 L/h, respectivamente.

A tubulação utilizada para o transporte de água é de PVC e tem-se como velocidade recomendada 2,5 m/s, o dimensionamento das tubulações é feito conforme o Apêndice B. Obteve-se o comprimento necessário de cada tubulação, com seu respectivo diâmetro comercial, como apresentado na Tabela 41.

Tabela 41 – Comprimento das tubulações e acessórios do poço artesiano.

Diâmetro Comercial (pol)	Comprimento Total (m)	Acessórios		
		Curva 90°	Válvulas	Tês
1	106,988	5	1	0
1 ¼	158,800	2	1	1

Fonte: Autores (2021).

14.3 INSTALAÇÕES DE AR COMPRIMIDO

O ar comprimido é resultado da compressão do ar atmosférico e é aplicado em diversos processos que necessitam de força e movimento, por exemplo, em máquinas pneumáticas e para controlar a vazão de entrada do ar em equipamentos do processo.

O equipamento que requer ar comprimido no processo de fabricação de ácido sulfúrico é a torre de secagem (TS-101), sendo que a vazão de entrada na torre é de 100.792,675 kg/h.

Como a vazão da entrada da torre é elevada, utiliza-se dois compressores com a mesma vazão de entrada, sendo assim, a vazão mássica em cada um dos compressores é de 10,768 m³/s.

O diâmetro calculado para a tubulação de ar comprimido é mostrado no Apêndice B.3, sendo assim é obtido o diâmetro comercial de 3”.

Os comprimentos totais de cada tubulação, com seus respectivos diâmetros comercial, estão apresentados na Tabela 42.

Tabela 42 – Comprimento das tubulações e acessórios de ar comprimido.

Diâmetro Comercial (pol)	Comprimento Total (m)	Acessórios		
		Curva 90°	Válvulas	Tês
3	2,000	1	1	0
3	2,000	1	1	0
Total	4,000	2	2	0

Fonte: Autores (2021).

15. ANÁLISE ECONÔMICA

15.1 CUSTOS PARA IMPLANTAÇÃO DA INDÚSTRIA

15.1.1 Custos com preparação do terreno e edificações

A indústria será localizada no município de Forquilha, no estado de Santa Catarina, devido ao fato de ser próxima à carbonífera fornecedora do rejeito carbonífero utilizado como matéria-prima no processo.

Com a finalidade de determinar os custos relacionados à construção civil da fábrica, é utilizado o valor do Custo Unitário Básico (CUB) do estado catarinense, o qual é liberado mensalmente pelo Sindicato da Indústria da Construção Civil de SC (Sinduscon-SC). Utilizou-se os valores do CUB, do estado de Santa Catarina, referentes ao mês de junho de 2021, sendo eles R\$2.329,38 para a área comercial e R\$1.145,47 para a área industrial.

Na Tabela 43 estão apresentadas as edificações, suas respectivas áreas e seu custo para construção. A edificação “Administrativo” compreende a área dos três escritórios, sala de reuniões e sanitários. O custo com edificações será de R\$5.227.515,03.

Tabela 43 - Custo com a construção da fábrica.

Edificação	Área (m²)	Valor do CUB (R\$/m²)	Custo (R\$)
Administrativo	413,98	2.329,38	964333,97
Refeitório/cozinha/vestiários	536,55	2.329,38	1249837,69
ETE	260,55	1.145,47	298456,79
Almoxarifado/laboratório/ Armazenamento	720,48	1.145,47	825288,91

continuação

Área dos equipamentos	1649,63	1.145,47	1889597,67
Total			5.227.515,03

Fonte: Autores (2021).

Foi estimado para o valor total do terreno referente a planta industrial, de 5000 m² com base nos valores de loteamento disponíveis conforme o CUB referente a área industrial para o estado de Santa Catarina de R\$145,47 por m², obtendo um valor de R\$6.852.705,23.

15.1.2 Custos dos equipamentos

Estimaram-se valores para os equipamentos do processo, através de contatos com fornecedores e referências na literatura. Primeiramente, o custo dos silos foi obtido diretamente de um fornecedor do site MF Rural. O custo é de R\$80.000,00 por silo, sendo a capacidade de 10 mil e 12 mil sacas em cada equipamento.

Os valores do elutriador e do moinho de esferas foram obtidos através do site Alibaba, sendo o valor unitário igual a R\$254.470,00. Sendo a capacidade do moinho de até 50 ton/h, quanto à purificação dos gases, o valor estimado para o ciclone industrial com vazão de entrada aproximada de 51 ton/h é de R\$25.884,69. Para o filtro de mangas, com dimensões de 2,77 m e 4 m, o valor unitário estimado é de R\$6.107,28. Os demais equipamentos tiveram seus valores estimados através de orçamentos online com fabricantes disponíveis em sites, para equipamentos semelhantes.

Nos valores obtidos, está contida a taxa de importação para os produtos. A Tabela 44 apresenta os valores com o custo de aquisição dos equipamentos.

Tabela 44 - Custo com aquisição dos equipamentos.

Equipamento	Custo unitário (R\$)	Quantidade de equipamentos	Custo total (R\$)
Silos	80.000,00	2	160.000,00
Moinho	254.470,00	1	254.470,00
Elutriador	254.470,00	1	254.470,00
Filtro tambor rotativo	700.000,00	1	700.000,00
Secador rotativo	2.500.000,00	1	2.500.000,00
Torre de secagem	950.000,00	1	950.000,00
Leito Fluidizado	2.300.000,00	1	2.300.000,00
Ciclone	25.884,69	1	25.884,69
Filtro de mangas	6.107,28	1	6.107,28
Reator de conversão	8.500.000,00	1	8.500.000,00
Torre de absorção	975.000,00	2	1.950.000,00
Tanque de diluição	350.000,00	1	350.000,00
Trocador de calor	31.200,00	4	124.800,00
Permutador	14.000,00	2	28.000,00
Bombas	7.500,00	13	97.500,00
Tanque de armazenamento	1.000.000,00	6	6.000.000,00
Caldeira	1.000.000,00	1	1.000.000,00
Fornalha	1.500.000,00	1	1.500.000,00
Total	--	--	26.701.231,97

Fonte: Elaborado pelos autores (2021).

15.1.3 Custos com instalação dos equipamentos

Estimou-se um custo para a instalação dos equipamentos com base no preço dos mesmos. Sendo o valor total dos equipamentos igual a R\$26.701.231,97, a instalação dos mesmos terá um custo de R\$12.442.301,17. Com isso, o custo total com equipamentos e instalação é de R\$39.143.533,14. Na Tabela 45 estão apresentados os custos com a instalação de cada equipamento.

Tabela 45 - Custo com instalação dos equipamentos.

Equipamento	Custo total (R\$)	Custo com instalação (R\$)
Silos	160.000,00	24000
Moinho	254.470,00	38170,5
Elutriador	254.470,00	50894
Filtro tambor rotativo	700.000,00	455000
Secador rotativo	2.500.000,00	625000
Torre de secagem	950.000,00	665000
Leito Fluidizado	2.300.000,00	1380000
Ciclone	25.884,69	5176,938
Filtro de mangas	6.107,28	3969,732
Reator de conversão	8.500.000,00	5100000
Torre de absorção	1.950.000,00	1365000
Tanque de diluição	350.000,00	105000
Trocador de calor	124.800,00	37440
Permutador	28.000,00	8400

continuação

Bombas	97.500,00	29,250,00
Tanque de armazenamento	6.000.000,00	1800000
Caldeira	1.000.000,00	300000
Fornalha	1.500.000,00	450000
Total	--	12.442.301,17

Fonte: Autores (2021).

15.1.3 Custos com utilidades

Em relação aos custos gerados com utilidades, será considerado um poço artesiano o qual proverá a água utilizada na indústria, sendo assim, não possuirá gastos com água. Serão considerados apenas os valores do projeto e da instalação do poço artesiano, os quais estão apresentados na Tabela 46.

Tabela 46 - Custos com o poço artesiano.

Item	Valor (R\$)
Projeto do poço artesiano	8.000,00
Instalação do poço artesiano	37.000,00
Total	45.000,00

Fonte: Autores (2021).

As utilidades consistem no consumo de energia elétrica, sendo calculada através da energia gasta pelos equipamentos ao ano (KWh/ano) multiplicado ao custo cobrado pela companhia responsável pela energia no estado de Santa Catarina, Centrais elétricas de Santa Catarina (CELESC) disponível no site em tarifas no valor de 0,5059 \$/KWh.

A partir dos gastos referentes com a área administrativa, estimou-se um valor aproximado de R\$ 100.000,00 por ano para os custos associados ao consumo elétrico destes itens, Todos os valores estão dispostos na Tabela 47.

Tabela 47 - Custo para as utilidades.

Utilidade	Energia (KWh /dia)	Energia (KWh/ano)	Custo Total (R\$)
Leito Fluidizado	1211,976	427.827,53	216.437,95
TC - 101	7579,03	2.675.397,59	1.353.483,64
TC - 102	179,84	63.483,52	32.116,31
TC - 103	443,7	156.626,10	79.237,14
TC - 104	3077,31	1.086.290,43	549.554,33
P - 101	6719,21	2.371.881,13	1.199.934,66
P - 102	6719,21	2.371.881,13	1.199.934,66
Torres de absorção I e II	3655,56	1.290.411,11	652.818,98
Bombas	76,49187	27.001,63	13.660,12
Fornalha	4855,733	1.714.073,75	867.149,91
Administração			100.000,00
Total			6.264.327,72

Fonte: Autores (2021).

15.1.4 Custos com funcionários

Devido a demanda de pessoal da empresa, a mesma contará com um total de 96 colaboradores. Os salários foram definidos conforme a média salarial para cada função (Tabela 48). A todos os colaboradores será fornecido um Vale-Transporte no valor de 180 reais mensais, de forma a ser considerado o trajeto de ida e volta de trabalho do funcionário.

Como a indústria opera em 3 turnos, os funcionários que trabalham no terceiro turno (período compreendido entre 22h e 5h) receberão o adicional noturno correspondente a 25% sobre o salário de um funcionário que trabalha diuturnamente.

Os funcionários que trabalham no terceiro turno são: Porteiro, Técnico em Mecânica, técnico em Elétrica, Técnico de Laboratório, Técnico de Segurança do Trabalho, Auxiliar de Limpeza, Operador de Silo/Moinho/Elutriador, Operador de Filtro Prensa/ Secador Rotativo, Operador de Torre de Absorção I/II, Operador de Torre de Secagem, Operador de Purificação de Gases, Operador da Caldeira, Operador de Reator 101, Operador de Reator 102, Operador de Estação de Tratamento, Analista de controle de qualidade e Meio ambiente. Sendo assim, foi acrescido 25% sobre o salário base destes colaboradores.

Tabela 48 - Custos fixos mensais com colaboradores.

Cargo	Número de funcionários	Salários	Vale-Transporte	Total de salários
Diretor Industrial	1	R\$ 20.750,00	R\$ 180,00	R\$ 20.750,00
Gerente Industrial	1	R\$ 11.435,00	R\$ 180,00	R\$ 11.435,00
Supervisor de produção	2	R\$ 6.420,00	R\$ 180,00	R\$ 12.840,00

continuação

Supervisor de manutenção	1	R\$ 6.420,00	R\$ 180,00	R\$ 6.420,00
Supervisor de logística	1	R\$ 6.420,00	R\$ 180,00	R\$ 6.420,00
Operadores de produção	36	R\$ 1.750,00	R\$ 180,00	R\$ 66.937,50
Analistas	4	R\$ 3.400,00	R\$ 180,00	R\$ 14.450,00
Técnico de laboratório	7	R\$ 2.200,00	R\$ 180,00	R\$ 15.950,00
Técnico de Segurança do Trabalho	4	R\$ 2.200,00	R\$ 180,00	R\$ 9.350,00
Engenheiro de Segurança do Trabalho	1	R\$ 7.276,00	R\$ 180,00	R\$ 7.276,00
Engenheiro de processos	2	R\$ 7.276,00	R\$ 180,00	R\$ 14.552,00
Auxiliar de limpeza	4	R\$ 1.500,00	R\$ 180,00	R\$ 6.375,00
Nutricionista	1	R\$ 2.500,00	R\$ 180,00	R\$ 2.680,00
Analista de Recursos Humanos	2	R\$ 3.250,00	R\$ 180,00	R\$ 6.500,00
Técnico em mecânica	4	R\$ 2.200,00	R\$ 180,00	R\$ 9.350,00
Técnico em elétrica	4	R\$ 2.200,00	R\$ 180,00	R\$ 9.350,00

continuação

Porteiro	4	R\$ 1.750,00	R\$ 180,00	R\$ 7.437,50
Cozinheiro	4	R\$ 1.750,00	R\$ 180,00	R\$ 7.000,00
Auxiliar de cozinha	1	R\$ 1.500,00	R\$ 180,00	R\$ 1.680,00
Auxiliar administrativo	3	R\$ 1.800,00	R\$ 180,00	R\$ 5.400,00
Auxiliar para carregamento	3	R\$ 1.500,00	R\$ 180,00	R\$ 4.500,00
Motoristas de caminhão	3	R\$ 1.800,00	R\$ 180,00	R\$ 5.400,00
Motoristas de retroescavadeira	3	R\$ 1.800,00	R\$ 180,00	R\$ 5.400,00
Total	96			R\$ 266.623,00

Fonte: Autores (2021).

15.1.5 Custos com diversidades

Será considerado um valor total de R\$30.000,00 por mês com refeições e R\$5.000,00 em custos com contabilidade, além disso R\$3.000,00 mensais serão destinados para limpeza da indústria.

15.1.6 Custos com acessórios

Para os custos com os acessórios, referentes a todas as tubulações, estimou-se os valores presentes na Tabela 49.

O preço das válvulas foi obtido pelo fornecedor da Quality Tubos, os cotovelos joelho 90° 2.½ galvanizados foram fornecidos pela Ignis Security e os tês com saída lateral pela Filtros Curitiba.

Tabela 49 - Custos referentes aos acessórios.

Acessório	Quantidade	Custo unitário (R\$)	Custo Total (R\$)
Válvulas	49	134,38	6.584,62
Cotovelo 90°	82	58,69	140,69
Tês	14	67,2	940,8
Total	145	260,27	7.666,11

Fonte: Elaborado pelos autores (2021).

15.1.7 Custos com tubulações

Os cálculos referentes aos custos com tubulações foram realizados com base no dimensionamento das tubulações. A tubulação para ácido sulfúrico e gases do processo será de aço-carbono, visto que possui capacidade de suportar altas temperaturas, pressões e corrosão.

15.1.7.1 Custos com tubulações do processo

Na Tabela 50 estão apresentados os valores por metro das tubulações conforme seus diâmetros.

Tabela 50 - Custos com tubulações do processo.

Diâmetro (pol)	Material	Diâmetro (m)	Preço/m de tubulação (R\$)	Comprimento (m)	Preço Total (R\$)
2 ½"	Aço-carbono	0,0635	100,7	35,300	3.554,71
3"	Aço-carbono	0,0762	120,9	19,735	2.385,96
6"	Aço-carbono	0,1524	204,0	12,889	2.629,36
14"	Aço-carbono	0,3556	220,8	41,311	9.121,47
20"	Aço-carbono	0,5080	2870,0	143,655	412.289,85
30"	Aço-carbono	0,7620	3450,0	2,850	9.832,50
Total					439.813,85

Fonte: Elaborado pelos autores (2021).

15.1.7.2 Custos com tubulações de água fria

Na Tabela 51 estão apresentados os custos com tubulações de água fria.

Tabela 51 - Custos com tubulações de água fria.

Diâmetro (pol)	Material	Diâmetro (m)	Preço/m de tubulação (R\$)	Comprimento (m)	Preço Total (R\$)
1/8"	Aço-carbono	0,0032	12,25	4,00	49,00
1/4"	Aço-carbono	0,0063	14,25	13,05	185,96
1/2"	Aço-carbono	0,013	16,30	79,71	1.299,32
3/4"	Aço-carbono	0,019	20,25	74,20	1.502,55
1 1/2"	Aço-carbono	0,038	72,50	18,83	1.364,81
2"	Aço-carbono	0,051	93,25	9,93	925,51
2 1/2"	Aço-carbono	0,063	103,90	15,00	1.558,50
6"	Aço-carbono	0,15	204,00	33,91	6.918,25
10"	Aço-carbono	0,25	170,60	3,63	619,79
Total					14.423,69

Fonte: Elaborado pelos autores (2021).

15.1.7.3 Custos com tubulações de água quente

Na Tabela 52 estão apresentados os custos com tubulações de água quente.

Tabela 52 - Custos com tubulações de água quente.

Diâmetro (pol)	Material	Diâmetro (m)	Preço/m de tubulação (R\$)	Comprimento (m)	Preço Total (R\$)
1/4"	Aço-carbono	0,0063	14,25	14,8	210,90
1/2"	Aço-carbono	0,013	16,30	9,47	154,44
1 ¼"	Aço-carbono	0,032	21,30	37,88	807,01
1 ½"	Aço-carbono	0,038	72,50	10,78	782,13
2"	Aço-carbono	0,051	93,25	16,09	1.500,21
Total					3.454,69

Fonte: Elaborado pelos autores (2021).

15.1.7.4 Custos com tubulações de ar comprimido

Na Tabela 53 estão apresentados os custos com tubulações de ar comprimido.

Tabela 53 - Custos com tubulações de ar comprimido.

Diâmetro (pol)	Material	Diâmetro (m)	Preço/m de tubulação (R\$)	Comprimento (m)	Preço Total (R\$)
3"	Aço-carbono	0,0762	3450	2	241,8
3"	Aço-carbono	0,0762	3450	2	241,8
Total					483,60

Fonte: Elaborado pelos autores (2021).

15.1.7.5 Custos totais com tubulações

Na Tabela 54 estão apresentados os custos totais do processo com tubulações, sendo o custo total com as tubulações igual a 458.175,83 reais.

Tabela 54 - Custos totais com tubulações.

Tubulações	Preço (R\$)
Tubulações do processo	439.813,85
Tubulações de água fria	14.423,69
Tubulações de ar comprimido	483,60
Tubulações de água quente	3.454,69
Total	458.175,83

Fonte: Elaborado pelos autores (2021).

15.1.8 Custos com equipamentos de proteção individual (EPI's)

Os custos com equipamentos de proteção individual (EPI's) estão apresentados na Tabela 55. Para o cálculo dos EPI's, foi considerado o número de colaboradores da fábrica. Dessa forma, o custo com esses equipamentos será igual a R\$21.169,92.

Tabela 55 - Custos com equipamentos de proteção individual.

EPI	Quantidade	Valor Unitário (R\$)	Valor Total (R\$)
Botina de segurança	96	74,36	7.138,56
Protetor auricular	96	32,19	3.090,24
Luvas de proteção	96	9,99	959,04
Uniforme	96	88,35	8481,6
Óculos de proteção	96	6,49	623,04
Capacete de segurança	96	9,14	877,44
Total			21.169,92

Fonte: Autores (2021).

15.1.9 Custos com sistema de segurança

Para caso de incêndio na planta, serão adquiridos equipamentos de proteção coletiva, tais como mangueiras, chuveiro e lava-olhos e extintores. Estimou-se um custo de R\$ 9.573,54 com os equipamentos de segurança coletiva. Na Tabela 56 estão apresentados os custos com esses equipamentos.

Tabela 56 - Custos com equipamentos de segurança coletiva.

Equipamento	Quantidade	Custo Unitário (R\$)	Custo Total (R\$)
Mangueira	6	298,34	1.790,04
Extintor ABC	10	261,04	2.610,40
Chuveiro e Lava-olhos	4	1049,00	4.196,00
Lâmpada de emergência	6	124,00	744,00
Placa fotoluminescente	18	12,95	233,10
Total			9.573,54

Fonte: Autores (2021).

15.1.10 Custos com instrumentação e controle

Devido ao alto grau de instrumentação da fábrica, estimou-se um custo de R\$1.700.000,00 para instalação das válvulas, softwares e instrumentos que são necessários para o controle.

15.1.11 Custos com escritórios

Na Tabela 57 estão apresentados os custos fixos com itens necessários nos escritórios. Os escritórios estarão divididos em três salas, possuindo dois banheiros um feminino e um masculino. Os custos apresentados na Tabela 57 são custos de investimento único.

Tabela 57 - Custos com itens de escritório.

Item	Quantidade	Custo Unitário (R\$)	Custo Total (R\$)
Pia com torneira	2	143,90	287,80
Vaso sanitário	2	249,80	499,60
Porta papel higiênico	4	32,70	130,80
Suporte de papel interfolha	2	29,90	59,80
Dispenser para sabonete líquido	2	28,05	56,01
Dispenser para álcool em gel	2	28,05	56,01
Bebedouros	1	1.497,50	1.497,50
Computadores	3	2.799,00	8.397,00
Cadeiras giratórias	3	199,90	599,70
Mesa para computador	3	460,23	1.380,69
Lâmpadas	3	49,00	147,00
Telefone	3	98,00	294,00
Impressora	2	882,55	1.765,10
Armário	3	256,49	769,47
Lixeira	3	35,89	107,67
Mesa de reunião	1	550,81	550,81
Cadeiras	6	649,90	3.899,40
Quadro para informações	3	149,90	449,70
Ar condicionado	3	1.248,65	3.745,95
Total			24.694,01

Fonte: Elaborado pelos autores (2021).

15.1.12 Custos com vestiários

Os custos com os itens dos vestiários masculinos e femininos estão apresentados na Tabela 58. O custo total com itens de vestiário será de R\$ 3.529,10. Os custos apresentados na Tabela 58 são custos de investimento único.

Tabela 58 - Custos com itens de vestiário.

Item	Quantidade	Custo Unitário (R\$)	Custo Total (R\$)
Chuveiro	5	69,90	349,50
Pia com torneira	4	143,90	575,60
Vaso sanitário	8	249,80	1.998,40
Porta papel higiênico	8	32,70	261,60
Suporte de papel interfolha	4	29,90	119,60
Dispenser para sabonete líquido	4	28,05	112,20
Dispenser para álcool em gel	4	28,05	112,20
Total			3.529,10

Fonte: Elaborado pelos autores (2021).

15.1.13 Custos com laboratório

Determinou-se um custo inicial aproximado relativo aos equipamentos necessários e reagentes para a realização das análises. Os valores estão dispostos na Tabela 59.

Tabela 59 - Custos com laboratórios.

Análise	Custo Total (R\$)
Análise do teor de cinzas	60.000,00
Análise granulométrica por peneiramento	8.000,00
Análise potenciométrica	2.000,00
Análise do teor de ferro	7.000,00
Análise do teor de cloreto	5.000,00
Método de determinação da DQO	7.000,00
Método de titulação Winkler	7.000,00
Método Kjeldahl	5.000,00
Total	101.000,00

Fonte: Elaborado pelos autores (2021).

15.1.14 Custos com Estação de Tratamento de Efluentes

Todos os efluentes líquidos liberados pelo processo serão tratados para posterior reutilização, assim, terá um custo inicial para a construção da estação incluindo o que é necessário para sua instalação. Esse valor total foi estimado em R\$12.000.000,00.

15.1.15 Custos com Matéria Prima

Como a matéria prima é proveniente de rejeito carbonífero, a mesma não terá um custo de aquisição.

15.1.16 Custos com documentação

Para os custos com a documentação considerou-se 1% do investimento inicial, sendo o valor de R\$65.594.561,91 para o investimento, assim o equivalente a 1% é R\$ 655.945,62. Este custo se trata de um custo de investimento único.

15.1.17 Custos com depreciação e manutenção dos equipamentos

Os equipamentos necessitam de manutenções preventivas, bem como é necessário considerar o custo para eventuais problemas. Além disso, os mesmos sofrem depreciação ao longo dos anos. Dessa forma, estimou-se um valor aproximado de 5% para manutenção preventiva e eventuais problemas e 10% do custo total dos equipamentos para depreciação (Tabela 60).

Tabela 60 - Custo total com equipamentos.

Custo total dos equipamentos	R\$ 26.450.932,00
Custo com manutenção	R\$ 1.322.546,60
Custo com depreciação	R\$ 2.645.093,20
Total	R\$ 30.418.571,80

Fonte: Elaborado pelos autores (2021).

15.1.18 Custos com Transporte

No custo com o transporte será considerado apenas o deslocamento da matéria prima da mineradora até a planta industrial. Já o produto será transportado de forma terceirizada, sendo que este custo fica a cargo dos compradores. Sendo assim, estimou-se o custo através da quilometragem entre a Mina Três e a planta industrial, multiplicando o valor do combustível pela distância total de 2 km. Na Tabela 61 estão apresentados os custos diários, mensais e anuais com o transporte da matéria-prima.

Tabela 61 - Custos com transporte da matéria-prima.

Distância	Valor do diesel (R\$)	Custo Diário (R\$)	Custo Mensal (R\$)	Custo Anual (R\$)
4 km	3,282	13,128	393,84	4726,08

Fonte: Elaborado pelos autores (2021).

15.1.19 Custos com insumos

Os custos dos insumos foram determinados a partir de pesquisas de fornecedores de produtos em sites brasileiros. Relacionando o custo com a quantidade necessária desses insumos (Tabela 62).

Além disso, será considerado, para o tratamento de efluentes os custos com amônia e calcário. Segundo o Canal Rural (canalrural.com.br), o preço médio para a tonelada de calcário é de R\$53,60.

Tabela 62 - Custos com insumos.

Insumo	Quantidade (ton/dia)	Custo (R\$/ton)	Custo diário (R\$)	Custo mensal (R\$)	Custo anual (R\$)
Catalisador (pentóxido de vanádio)	23,37	125,73	2.937,99	88.139,95	1.037.113,39
Calcário	2.636,79	53,60	141.332,05	4.239.961,54	49.890.214,07
Carvão mineral	0,024	7.890,00	189,36	5.680,80	66.844,08

Fonte: Elaborado pelos autores (2021).

15.1.20 Valor de venda

Conforme MB Consultores (2021), o preço de venda do ácido sulfúrico relativo a janeiro de 2020 é de US\$85/ton. Considerando a cotação do dólar em R\$5,06, tem-se que o valor de venda da tonelada de ácido sulfúrico é de R\$430,10. A produção diária de ácido sulfúrico será de 219,522 toneladas. Com isso, tem-se uma receita bruta de R\$ 28.041.674,42 no primeiro ano de operação da indústria, como mostrado na Tabela 63.

Tabela 63 - Projeção de venda para o primeiro ano.

Mês	% de produção	Produção (ton)	Valor de venda (R\$)	Receita bruta (R\$)
1	40,00	2634,264	430,10	1.132.996,95
2	50,00	3292,83	430,10	1.416.246,18
3	60,00	3951,396	430,10	1.699.495,42
4	70,00	4609,962	430,10	1.982.744,66
5	80,00	5268,528	430,10	2.265.993,89
6	90,00	5927,094	430,10	2.549.243,13
7	100,00	6585,66	430,10	2.832.492,37
8	100,00	6585,66	430,10	2.832.492,37
9	100,00	6585,66	430,10	2.832.492,37

continuação

10	100,00	6585,66	430,10	2.832.492,37
11	100,00	6585,66	430,10	2.832.492,37
12	100,00	6585,66	430,10	2.832.492,37
Total				28.041.674,42

Fonte: Elaborado pelos autores (2021).

15.1.21 Financiamento

Para o financiamento serão considerados os custos fixos iniciais para a instalação da planta industrial. O valor financiado será de R\$66.250.507,53, sendo considerado 100% do valor.

A taxa de juros do financiamento será composta pelo Custo Financeiro, pela Taxa do BNDES (inclui a remuneração do BNDES e a taxa de intermediação financeira) e pela Taxa do Agente Financeiro, sendo assim, a taxa de juros é 7% ao ano (custo) + 1,5 % ao ano (BNDES) + 3% ao ano (agente financeiro), com um total de 11,5% a.a.

O financiamento será saldado em 12 anos e será realizado conforme o Sistema de Amortização Constante (Tabela SAC). Na Tabela 64 está apresentada a Tabela SAC.

Tabela 64 - Tabela SAC.

Parcela	Pagamento (R\$)	Juros (R\$)	Amortização (R\$)	Saldo devedor (R\$)
0	-	-	-	66.250.507,53
1	13.139.683,99	7.618.808,37	5.520.875,63	60.729.631,90
2	12.504.783,30	6.983.907,67	5.520.875,63	55.208.756,28
3	11.869.882,60	6.349.006,97	5.520.875,63	49.687.880,65

continuação

4	11.234.981,90	5.714.106,27	5.520.875,63	44.167.005,02
5	10.600.081,20	5.079.205,58	5.520.875,63	38.646.129,39
6	9.965.180,51	4.444.304,88	5.520.875,63	33.125.253,77
7	9.330.279,81	3.809.404,18	5.520.875,63	27.604.378,14
8	8.695.379,11	3.174.503,49	5.520.875,63	22.083.502,51
9	8.060.478,42	2.539.602,79	5.520.875,63	16.562.626,88
10	7.425.577,72	1.904.702,09	5.520.875,63	11.041.751,26
11	6.790.677,02	1.269.801,39	5.520.875,63	5.520.875,63
12	6.155.776,33	6.34.900,70	5.520.875,63	0,00
Total	115.772.761,9	49.522.254,38	66.250.507,53	

Fonte: Elaborado pelos autores (2021).

15.1.22 Lucro bruto

Para o lucro bruto será considerado os custos fixos e variáveis e o lucro bruto obtido anualmente para o período de 35 anos decorridos.

O lucro bruto é calculado descontando os custos fixos e variáveis com o acréscimo de 1% ao valor anual, conforme pode ser visto na Tabela 65.

Tabela 65 - Lucro bruto nos 35 anos de produção.

Ano	Faturamento	Custo fixo (R\$)	Custo variável (R\$)	Lucro bruto (R\$)
1	28.041.674,42	7.623.115,80	7.514.343,31	12.904.215,31
2	33.989.908,39	7.699.346,96	7.589.486,75	18.701.074,69

continuação

3	34.329.807,47	7.776.340,43	7.665.381,61	18.888.085,43
4	34.673.105,55	7.854.103,83	7.742.035,43	19.076.966,29
5	35.019.836,60	7.932.644,87	7.819.455,78	19.267.735,95
6	35.370.034,97	8.011.971,32	7.897.650,34	19.460.413,31
7	35.723.735,32	8.092.091,03	7.976.626,85	19.655.017,44
8	36.080.972,67	8.173.011,94	8.056.393,11	19.851.567,62
9	36.441.782,40	8.254.742,06	8.136.957,04	20.050.083,29
10	36.806.200,22	8.337.289,48	8.218.326,62	20.250.584,13
11	37.174.262,23	8.420.662,38	8.300.509,88	20.453.089,97
12	37.546.004,85	8.504.869,00	8.383.514,98	20.657.620,87
13	37.921.464,90	8.589.917,69	8.467.350,13	20.864.197,08
14	38.300.679,55	8.675.816,87	8.552.023,63	21.072.839,05
15	38.683.686,34	8.762.575,04	8.637.543,87	21.283.567,44

continuação

16	39.070.523,20	8.850.200,79	8.723.919,31	21.496.403,11
17	39.461.228,44	8.938.702,79	8.811.158,50	21.711.367,14
18	39.855.840,72	9.028.089,82	8.899.270,08	21.928.480,81
19	40.254.399,13	9.118.370,72	8.988.262,79	22.147.765,62
20	40.656.943,12	9.209.554,43	9.078.145,41	22.369.243,28
21	41.063.512,55	9.301.649,97	9.168.926,87	22.592.935,71
22	41.474.147,68	9.394.666,47	9.260.616,14	22.818.865,07
23	41.888.889,15	9.488.613,14	9.353.222,30	23.047.053,72
24	42.307.778,04	9.583.499,27	9.446.754,52	23.277.524,26
25	42.730.855,82	9.679.334,26	9.541.222,07	23.510.299,50
26	43.158.164,38	9.776.127,60	9.636.634,29	23.745.402,49
27	43.589.746,03	9.873.888,88	9.733.000,63	23.982.856,52
28	44.025.643,49	9.972.627,77	9.830.330,64	24.222.685,08
29	44.465.899,92	10.072.354,05	9.928.633,94	24.464.911,93

continuação

30	44.910.558,92	10.173.077,59	10.027.920,28	24.709.561,05
31	45.359.664,51	10.274.808,36	10.128.199,48	24.956.656,66
32	45.813.261,16	10.377.556,45	10.229.481,48	25.206.223,23
33	46.271.393,77	10.481.332,01	10.331.776,29	25.458.285,46
34	46.734.107,70	10.586.145,33	10.435.094,06	25.712.868,32
35	47.201.448,78	10.692.006,78	10.539.445,00	25.969.997,00

Fonte: Elaborado pelos autores (2021).

15.1.20 Lucro líquido

O valor do lucro líquido é calculado a partir do valor do lucro bruto descontado do valor do financiamento e dos impostos totais. Para os impostos serão considerados as seguintes taxas: imposto de renda (15%), contribuição social sobre o lucro líquido - CSSL (20%), imposto sobre circulação de mercadorias e serviços – ICMS (17%), PIS (1,65%) e COFINS (7,60%). Tem-se um total de 61,25% de impostos totais.

Na Tabela 66 está apresentado o lucro líquido para os 35 anos de produção, em que se observa um lucro líquido positivo a partir do décimo segundo ano de produção.

Tabela 66 - Lucro líquido nos 35 anos de produção.

Ano	Lucro bruto (R\$)	Saldo devedor (R\$)	Impostos Totais (R\$)	Lucro líquido (R\$)
1	12.904.214,31	66.250.507,53	7.903.831,26	-61.250.124,49
2	18.701.072,69	60.729.631,9	11.454.407,02	-53.482.966,24
3	18.888.082,43	55.208.756,28	11.568.950,49	-47.889.624,33
4	19.076.962,29	49.687.880,65	11.684.639,40	-42.295.557,76
5	19.267.730,95	44.167.005,02	11.801.485,21	-36.700.759,28
6	19.460.407,31	38.646.129,39	11.919.499,48	-31.105.221,56
7	19.655.010,44	33.125.253,77	12.038.693,90	-25.508.937,22
8	19.851.559,62	27.604.378,14	12.159.080,27	-19.911.898,79
9	20.050.074,29	22.083.502,51	12.280.670,50	-14.314.098,72
10	20.250.574,13	16.562.626,88	12.403.476,65	-8.715.529,41
11	20.453.078,97	11.041.751,26	12.527.510,87	-3.116.183,16
12	20.657.608,87	5.520.875,628	12.652.785,43	2.483.947,81
13	20.864.184,08	0	12.779.312,75	8.084.871,33

continuação

14	21.072.825,05	12.907.105,34	8.165.719,71
15	21.283.552,44	13.036.175,87	8.247.376,57
16	21.496.387,11	13.166.537,11	8.329.850,01
17	21.711.350,14	13.298.201,96	8.413.148,18
18	21.928.462,81	13.431.183,47	8.497.279,34
19	22.147.746,62	13.565.494,81	8.582.251,82
20	22.369.223,28	13.701.149,26	8.668.074,02
21	22.592.914,71	13.838.160,26	8.754.754,45
22	22.818.843,07	13.976.541,38	8.842.301,69
23	23.047.030,72	14.116.306,32	8.930.724,40
24	23.277.500,26	14.257.468,91	9.020.031,35
25	23.510.274,50	14.400.043,13	9.110.231,37
26	23.745.376,49	14.544.043,10	9.201.333,39
27	23.982.829,52	14.689.483,08	9.293.346,44

<i>continuação</i>			
28	24.222.657,08	14.836.377,46	9.386.279,62
29	24.464.882,93	14.984.740,80	9.480.142,14
30	24.709.531,05	15.134.587,77	9.574.943,28
31	24.956.625,66	15.285.933,22	9.670.692,44
32	25.206.191,23	15.438.792,13	9.767.399,10
33	25.458.252,46	15.593.179,63	9.865.072,83
34	25.712.834,32	15.749.111,02	9.963.723,30
35	25.969.962,00	15.906.601,73	10.063.360,28

Fonte: Elaborado pelos autores (2021).

15.1.21 Taxa Mínima de Atratividade (TMA)

A taxa referente a taxa mínima de atratividade foi determinada a partir do valor da taxa Selic (Sistema Especial de Liquidação e de Custódia para títulos federais.), sendo considerado um investimento seguro, no valor de 4,25% ao ano.

15.1.22 Valor presente líquido (VPL)

Para o cálculo do VPL foi utilizado o *software* Excel. Considerou-se a TMA de 4,25% ao ano e o lucro líquido a partir do segundo ano de produção. Com isso, obteve-se um VPL igual a -R\$61.250.124,49 o que indica que o empreendimento é economicamente inviável.

15.1.23 Taxa Interna de Retorno (TIR)

A TIR foi calculada a partir do *software* Excel. Considerou-se a TMA de 4,25% ao ano e o lucro líquido a partir do segundo ano de produção. Com isso, obteve-se uma TIR igual a -1%. Como o valor da TIR é menor que o valor da TMA, tem-se que o projeto é economicamente inviável.

16. CONCLUSÃO

O principal objetivo do presente trabalho/projeto, foi a avaliação técnica e econômica para a implementação de uma indústria de produção de ácido sulfúrico a partir de dissulfeto de ferro, pirita, que provém de rejeitos da indústria de carvão. Foram levados em consideração dois fatores fundamentais para a escolha deste tema, um é sobre a matéria prima utilizada, pirita, e o outro é sobre o produto final, ácido sulfúrico.

Em relação a matéria prima, sabe-se que o rejeito da extração do carvão mineral vem ocasionando problemas sócio-ambientais em regiões carboníferas, causados pela drenagem ácida de minas, especialmente onde este tipo de atividade já é antigo, como é o caso da região do sul do estado de Santa Catarina. Desse modo, o aproveitamento do rejeito rico em enxofre e ferro deixado pelas indústrias carboníferas apresenta uma alternativa que traz benefícios econômicos e ambientais para a região.

Já com relação ao produto final, o ácido sulfúrico é utilizado industrialmente em larga escala como produto intermediário ou matéria-prima em diferentes tipos de indústria, principalmente na indústria de fertilizantes. Devido à alta demanda do setor agrícola por fertilizantes, o Brasil é um grande importador de ácido sulfúrico, assim, a produção dessa commodity poderia atender uma parte do mercado interno brasileiro.

Com base nos fatores mencionados acima, o projeto teve como intuito suprir aproximadamente 20 % da demanda de ácido sulfúrico pelo setor de fertilizantes do país, produzindo 9.616,253 kg/hora de ácido sulfúrico 98% durante 353 dias do ano. Optou-se pela instalação da indústria na cidade de Forquilha-SC, devido a disponibilidade de matérias-primas e proximidade dos estados do RS e Paraná.

A empresa empregará diretamente 96 funcionários, sem contar trabalhadores indiretos que atuarão na construção da fábrica. No primeiro ano, a empresa apresenta um lucro bruto de R\$ 12.904.214,31, porém, o saldo devedor apresentado no mesmo ano é de R\$ 61.250.124,49.

A avaliação econômica determinou que a implantação da indústria, nas condições apresentadas nesse projeto, é economicamente inviável, pois com uma TMA de 4,25% ao ano, o VPL foi de -R\$61.250.124,49 e a TIR é de -1%. Entretanto, a indústria é atrativa do ponto de vista sócio-ambiental, pois gera emprego e renda à região, além de contribuir para a redução dos impactos negativos da mineração, podendo ser mais estudada em pesquisas futuras.

REFERÊNCIAS

ABIQUIM. **Anuário da Indústria Química Brasileira**. Associação Brasileira da Indústria Química – ABIQUIM. São Paulo, 2009.

ADAPA, P. K.; SCHOENAU, G. J.; ARINZE, E. A. Fractionation of alfafa into leaves and stems using a three pass rotary drum dryer. **Biosystems Engineering**, v. 91, n. 4, p. 455-463, 2004.

ALEXANDRE, N. Z.; KREBS, A. S. J. **Qualidade das Águas Superficiais do Município de Criciúma, SC**. Porto Alegre: CPRM. 1995. Disponível em: <http://rigeo.cprm.gov.br/xmlui/bitstream/handle/doc/8457/rel_progesc_qualidade.pdf?sequence=1&isAllowed=y>. Acesso em: 17 mai. 2020.

AMARAL FILHO, R. J. **Caracterização de um depósito de rejeitos para o gerenciamento integrado dos resíduos de mineração na região carbonífera de Santa Catarina, Brasil**. 2013. Disponível em: <https://www.scielo.br/scielo.php?pid=S0370-44672013000300012&script=sci_abstract&tlng=pt>. Acesso em: 23 ago. 2020.

ANTT - Agência Nacional de Transportes Terrestres. Disponível em: <<http://www.sbpc.org.br/upload/conteudo/320110405154556.pdf>>. Acesso em: 17 set. de 2020.

ANUÁRIO ESTATÍSTICO [do] Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística. Rio de Janeiro: IBGE. 2019. Anual. Disponível em: <https://biblioteca.ibge.gov.br/visualizacao/periodicos/20/aeb_2019.pdf>. Acesso em: 18 ago. 2020.

ASHAR, N.G.; GOLWALKAR, K.R. A Practical guide do the Manufacture of Sulfuric Acid, Oleums and Sulfonating Agents. 2013, XIII, 146 p.7, Hardcover.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 7978**: Ácido sulfúrico e óleo para uso industrial - Determinação de cinzas - Método gravimétrico. São Paulo, 2010.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 9041**: Ácido sulfúrico e óleo para uso industrial - Determinação do teor de ferro - Método de comparação visual da cor com tiocianato de amônio. São Paulo, 2010.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 9225**: Ácido sulfúrico para uso industrial - Determinação do teor de cloreto pelo método potenciométrico. São Paulo, 2014.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 16586**: Carvão mineral - Determinação do teor de cinzas. São Paulo, 2017.

ATSDR. **Toxicological profile for Sulfur Dioxide**. Atlanta, EUA. Department of Health and Human Services; 1998. Disponível em: <<https://www.atsdr.cdc.gov/toxprofiles/tp117.pdf>> Acesso em: 25 nov. 2020.

BARBOSA, M. C.; SILVA C.e L. Eficiência de um Filtro de Mangas no Tratamento de Gases Oriundos de Caldeira de Queima de Biomassa sólida. **Fórum Ambiental da Alta Paulista**. v. 9, n. 11. 2013.

BASTOS, L. **Dessulfurização de efluentes gasosos-análise e avaliação de desempenho**. 2010. Dissertação (Mestre em Engenharia de Ambiente) - Universidade de Aveiro, 2010. Disponível em: <<https://core.ac.uk/download/pdf/15568676.pdf>>. Acesso em: 20 mai. 2021.

BENDJAOUAHDOU C.; BENDJAOUAHDOU M. H. Control of the hot spot temperature in an industrial SO₂ converter. *Energy Procedia* 36 (2013) 428 – 443.

BICCA, G. B.; SECCHI, A. R.; WADA, K. **Modelagem de Trocadores de Calor Casco e Tubos**. Porto Alegre RS: Ppgeq, 2005.

BRASIL. Sindicato da Indústria de Extração de Carvão do Estado de Santa Catarina SIECESC. Projeto Conceitual para Recuperação Ambiental da Bacia Carbonífera Sul Catarinense. 2001. Relatório Técnico elaborado pela SIECESC pela portaria 33/2000 em Janeiro de 2001. Disponível em: <http://www.carvaomineral.com.br/abcm/conteudo/ma_ambiental/volume_001.pdf>. Acesso em: 18 ago. 2020.

BNDES. **A indústria de fertilizantes**. 1995. Disponível em: <https://www.bndes.gov.br/SiteBNDES/bndes/bndes_pt/Galerias/Convivencia/Publicacoes/Consulta_Expressa/Setor/Complexo_Quimico/199507_2.html>. Acesso em: 12 ago. 2020.

BORGNACKE, C.; SONNTAG, R. E. **Fundamentos da Termodinâmica**. 8. ed. EUA. Blucher, 2013.

BROCCHI, E. A.; SOUZA R. F. M. Balanço Térmico da Ustulação Oxidante de Um Concentrado de Molibdenita. 2011. Disponível em: <https://www.artigos.entmme.org/download/2011/pirometalurgia/2241%20-%20Eduardo%20de%20Albuquerque%20Brocchi_Rodrigo%20Fernandes%20Magalh%C3%A3es%20de%20Souza%20-%20BALAN%C3%87O%20T%C3%89RMICO%20DA%20USTULA%C3%87%C3%83O%20OXIDANTE%20DE%20UM%20CONCENTRADO%20DE%20MOLIBDENITA.pdf>. Acesso em: 24 mar. 2021.

CAMPOS, L. C.; ALMEIDA, J. A. de; SILVEIRA, C. B. de; GATIBONI, L. C.; ALBUQUERQUE, J. A.; MAFRA, A. L.; MIQUELLUTI, D. J.; FILHO, O. K.; SANTOS, J. C. P. Impactos no solo provocados pela mineração e depósito de rejeitos de carvão mineral, 2010. Disponível em: <[file:///C:/Users/giova/Downloads/5301-Full%20Manuscript%20\(Mandatory\)-14741-1-10-20140926.pdf](file:///C:/Users/giova/Downloads/5301-Full%20Manuscript%20(Mandatory)-14741-1-10-20140926.pdf)>. Acesso em: 24 jan. 2021.

CAMPOS, V. R. Ácido Sulfúrico. **Revista Virtual de Química**. Rio de Janeiro. 2011. v. 3 n. 3 p. 210-214.

CANAL RURAL. Preço médio do Calcário. 2012. Disponível em <<https://www.canalrural.com.br/noticias/reajustes-nos-precos-calcario-agricola-sao-esperados-partir-abril-757/>>. Acesso em: 10 jul. 2021.

CASTILHOS, Z. C.; FERNANDES, F. R. C. A bacia carbonífera sul catarinense e os impactos e passivos da atividade da indústria extrativa mineral de carvão na territorialidade. **Recursos minerais & sustentabilidade territorial**. Rio de Janeiro: CETEM/MCTI, 2011. v.1. p.361-386.

CIEC. **The Essential Chemical Industry – Sulfuric acid**. Disponível em:<<https://essentialchemicalindustry.org/chemicals/sulfuric-acid.html>>. Acesso em: 18 set. 2020.

CETEM. **Agrominerais – Enxofe**. Rio de Janeiro. 2008. Disponível em:<<http://mineralis.cetem.gov.br/bitstream/cetem/1095/1/06%20%20Agrominerais%20-%20ENXOFRE%20%28texto%20revisado%29.pdf>>. Acesso em: 22 ago. 2020.

CETEM. **Projeto Agrominerais**. Rio de Janeiro. 2010. Disponível em:<<http://mineralis.cetem.gov.br/bitstream/cetem/920/1/cap8.pdf>>. Acesso em: 22 ago. 2020.

CETEM. **Projeto conceitual para recuperação ambiental da bacia carbonífera sul catarinense**. Rio de Janeiro: CETEM/ SIECESC, 2001. Disponível em: <http://www.siecesc.com.br/pdf/conceitual_volume_i.pdf>. Acesso em: 26 nov. 2020.

CETESB. **Poluição do ar: Gerenciamento e controle de fontes**. São Paulo: nov. 2017. Disponível em: <<https://cetesb.sp.gov.br/posgraduacao/wp-content/uploads/sites/33/2017/11/Apostila-Polui%C3%A7%C3%A3o-do-Ar-Gerenciamento-e-Controle-de-Fontes.pdf>>. Acesso em: 22 abr. 2021.

CHOU, M. M.; BRUINIUS, J. A.; BENIG, V.; CHOU, S. J.; CARTY, R. H.; Producing Ammonium Sulfate from Flue Gas Desulfurization By-Products. **Energy Sources**, [S.L.], v. 27, n. 11, p. 1061-1071, ago. 2005.

CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE. Resolução 003, de 28 de junho de 1990. Dispõe sobre as diretrizes que devem ser observadas no Programa Nacional de Controle e Qualidade do Ar. Diário Oficial da União, Brasília, DF, 28 Jun. 1990. Seção 1, p. 15937-15939.

CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE. Resolução 436, de 22 de dezembro de 2011. Dispõe sobre as diretrizes que estabelece os limites máximos de emissão de poluentes atmosféricos para fontes fixas instaladas ou com pedido de licença de instalação anteriores a 02 de janeiro de 2007. Diário Oficial da União, Brasília, DF, 26 Dez. 2011. Seção 1.

COSTA, L. M. da; SILVA, M. F. de O. **A Indústria Química e o Setor de Fertilizantes**. BNDES, 2012. 50 p. Disponível em:<https://web.bndes.gov.br/bib/jspui/bitstream/1408/2025/1/A%20ind%C3%BAstria%20qu%C3%ADmica%20e%20o%20setor%20de%20fertilizantes_P_A.pdf>. Acesso em: 28 jun. 2021.

COUCEIRO, M. A. A.; SCHETTINI, C. A. F. Estudo da Dinâmica dos Sedimentos em Suspensão do Estuário do Rio Araranguá (SC): Possíveis Efeitos da Drenagem Ácida da Atividade de Mineração de Carvão. **Geociências**, v. 29, n. 2, p. 251-266, 2010.

CREMASCO, Marco A. **Operações unitárias em sistemas particulados e fluidodinâmicos**. 2. ed. São Paulo: Blucher, 2014. Disponível em: <file:///C:/Users/Usuario/Downloads/3682-18955-1-PB.pdf>. Acesso em: 14 abr. 2021.

CREMASCO, Marco A. **Vale a pena estudar Engenharia Química**. 3º ed. São Paulo: Blucher, 2014.

DEBOITA, M.; BACK, N.; **Consumo de Água em bacias sanitárias**. 2014. 15 f. TCC (Graduação) - Curso de Engenharia Civil, Universidade do Extremo Sul de Santa Catarina, Criciúma, 2014. Disponível em: <<http://repositorio.unesc.net/bitstream/1/2984/1/Michele%20Deboita%20-%20Prof%20Nestor%20Back.pdf>>. Acesso em: 21 jun. 2021.

DIAS, P. M. **O Uso da Densidade nas Estimativas de Teores de Cobre e os Impactos Observados na Reconciliação**. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Minas) - Universidade Federal do Rio Grande do Sul, RS, 2012. Disponível em: <O Uso da Densidade nas Estimativas de Teores de Cobre e os Impactos Observados na Reconciliação>. Acesso em: 23 mai. 2021.

DKL ENGINEERING, INC. Lead Chamber Process. 2003 Disponível em: <http://www.sulphuric-acid.com/techmanual/LeadChamber/Lead_Chamber.htm>. Acesso em: 08 de jun. de 2021.

DNPM. **Sumário Mineral**. v. 12. Brasília. 2010. Disponível em: <<https://www.gov.br/anm/pt-br/centrais-de-conteudo/dnpm/sumarios/sumario-mineral-2010>> Acesso em: 22 ago. 2020.

ELETROBRAS. Bombas: guia básico. Brasília, 2009. 239 p.

ENGLERT, A.; RUBIO, J. **Beneficiamento De Rejeito Piritoso Do Processamento De Carvão Mineral Por Elutriação Aquosa. Laboratório de tecnologia e mineral e ambiental**. Porto Alegre. 2010. Disponível em: <http://www.ufrgs.br/redecarvao/Sess%C3%B5es_B1_B2_B3/B1_ARTIGO_02.pdf>. Acesso em: 12 jan. 2021.

EPA. Environmental Protection Agency. **Coal Remining BMP Guidance Manual**. 1999.

EUROPEAN PATENT APPLICATION. Gordon Murray Cameron. Sulphur Trioxide Absorption Toner and Process. C01B 17/80; n. PI 86308428.1. 29 out. 86.

FALERO, E. E. T. **Simulação Experimental e Modelamento Computacional da Redução de Pelotas e Carburização de DRI em Reatores de Cuba**. 2016. Dissertação (Doutorado em Engenharia Química) - Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro, RJ, 2016.

FERNANDES, M. **Da produção à aplicação de ácidos fortes**. Universidade Federal de São Carlos. São Carlos, 2020. Disponível em: <<https://repositorio.ufscar.br/bitstream/handle/ufscar/13000/Mirella%20Fernandes%20-%20Da%20produ%C3%A7%C3%A3o%20%C3%A0%20aplica%C3%A7%C3%A3o%20de%20%C3%A1cidos%20fortes.pdf?sequence=1&isAllowed=y>>. Acesso em: 12 set. 2020.

FICHA de Informação de Produto Químico. Licenciamento. **Cetesb**, 2017. Disponível em:

<https://licenciamento.cetesb.sp.gov.br/produtos/ficha_completa1.asp?consulta=%C1CIDO%20SULF%DARICO>. Acesso em: 22 fev. 2021.

FILHO, J. R. do A.; SCHNEIDER, I. A. H.; BRUM, I. A. S. de; SAMPAIO, C. H.; MILTZAREK, G.; SCHNEIDER, C. Caracterização de um depósito de rejeitos para o gerenciamento integrado dos resíduos de mineração na região carbonífera de Santa Catarina, Brasil. **Escola de Minas**, Brasil, v. 3, p.66, Set, 2013. Disponível em:<<https://www.scielo.br/j/rem/a/YPwwxxRNWKZ7YFYRXXkWHZ8L/abstract/?lang=pt>>. Acesso em: 8 mar. 2021.

FILTROS CURITIBA. Conexão cromada em tê, com saída lateral 90°, rosca macho de 1/2", Blukit P75 - 170229. Disponível em <<https://www.filtrosctba.com.br/loja/conex-crom-90-170229>> Acesso em 28 junho 2021.

FOGLER, H. S., 1986. Elementos de Engenharia das reações químicas. **JOIN**, Rio de Janeiro, v. 4. Disponível em: <https://editorarealize.com.br/editora/anais/join/2019/TRABALHO_EV124_MD1_SA45_ID1034_23082019232146.pdf>. Acesso em: 30 mar. 2021.

FONSECA, D. S.; BACIC, I. R. Enxofre. Disponível em: <<https://www.gov.br/anm/pt-br/centrais-de-conteudo/publicacoes/serie-estatisticas-e-economia-mineral/outras-publicacoes-1/7-4-enxofre>>. Acesso em: 20 fev. 2021.

FORTES, 2009. **Processo de contato**. Disponível em: <https://pt.wikipedia.org/wiki/Processo_de_contato>. Acesso em: 8 fev. 2021.

FREITAS. **Poluição do ar como fator de risco para a saúde: uma revisão sistemática no estado de São Paulo**. 2012. Disponível em: <<https://www.scielo.br/j/ea/a/3bgQL4DTXtpQFnr7nYRQMJz/?lang=pt>>. Acesso em: 11 fev. 2021.

HAHNCONCER, P. **Obtenção dos Parâmetros Cinéticos da Reação de Decomposição e Oxidação Térmica da Pirita**. Universidade Federal de Santa Maria, 2013. Disponível em: <<https://repositorio.ufsc.br/handle/123456789/107360>>. Acesso em: 14 dez. 2020.

HECK, N. C. Ustulação: apostila. Porto Alegre. Metalurgia Extrativa dos Metais Não Ferrosos II, 6 p. 2015. Disponível em: <https://ead06.proj.ufsm.br/pluginfile.php/2919073/mod_resource/content/1/Manual_de_Dissertacoes_e_Teses-2015.pdf>. Acesso em: 26 nov. 2020.

IGNIS SECURITY. Curva Cotovelo Joelho 90° Galvanizado Ff Bsp 2.1/2. Disponível em: <https://produto.mercadolivre.com.br/MLB-1229460897-curva-cotovelo-jelho-90-galvanizado-ff-bsp-212-JM#position=4&search_layout=stack&type=item&tracking_id=d90f27aa-3ce7-4bd9-8990-ab2043e7624a>. Acesso 28 jun. 2021.

IGUAZ, A *et al.* Mathematical modeling and simulation for the drying process of vegetable wholesale by-products in a rotary dryer. **Journal of Food Engineering**, v. 59, n. 2, p. 151-160, 2003.

JUNIOR, J. C. **Avaliação de Desempenho de Um Ciclone Stairmand Adaptado com Bicos Injetores de Água**. 2014. Disponível em: <<https://repositorio.ufscar.br/bitstream/handle/ufscar/4144/6116.pdf?sequence=1&isAllowed=y>>. Acesso em: 12 mar. 2021.

KELLY, J. J. Rotary drying. In: MUJUNDAR, A. S. **Handbook of industrial drying**. New York: Marcell Dekker Inc., 1995, p. 161 - 183.

KING, M. J.; DAVENPORT, W. G.; MOATS, M. S. **Sulfuric Acid Manufacture: Analysis, Control and Optimization**. 2. ed. EUA: Elsevier, 2013.

LACERDA, A. F.; **Estudo dos Efeitos das Variáveis Geométricas no Desempenho de Ciclones Convencionais e Filtrantes**. 2007. 100 f. Tese (Doutorado) - Curso de Engenharia Química, Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia, 2007. Disponível em: <<https://repositorio.ufu.br/bitstream/123456789/15085/1/AFLacerdaDISS1PRT.pdf>>. Acesso em: 12 ago. 2020.

LEONEL, E. **Análise da Eficiência Energética e Otimização de Secadores Rotativos**. Universidade Federal de São Carlos. São Carlos, 2014. Disponível em: <<https://repositorio.ufscar.br/bitstream/handle/ufscar/4141/6056.pdf?sequence=1&isAllowed=y>>. Acesso em: 16 dez. 2020.

KUNII, D.; LEVENSPIEL, O. **Fluidization engineering**. v. 2, p. 491. Boston: Butterworth-Heinemann. Disponível em: <<http://repositorio.unesc.net/bitstream/1/5030/1/Thamiris%20Biava%20Uggioni.pdf>>. Acesso em: 3 mar. 2021.

MACEDO, M. A.; LEZANA, A. G. R.; FILHO, N. C.; CAMILLO, M. G. D. Bussines Model Canvas: a construção do modelo de negócio de uma empresa de móveis. Out. 2013. Disponível em: <<https://www.aedb.br/seget/arquivos/artigos13/59618733.pdf>>. Acesso em: 5 mar. 2021.

MACHADO, A. S. C. Da gênese ao ensino da química verde. **Química Nova**, v. 34, n. 3, p. 535-543. 2011.

MACINTYRE, A. J. **Instalações Hidráulicas: prediais e industriais**, 4ª ed., Rio de Janeiro, 2012.

MALONEY, J. O. **PERRY'S Chemical Engineers' Handbook**. 8 ed. EUA: The McGraw-Hill Companies, Inc., 2008.

MALDANER, D. E. **Dimensionamento de Uma Rede de Ar Comprimido Industrial**. 2016. 47 f. TCC (Graduação) - Curso de Engenharia Mecânica, Faculdade Horizontina, Horizontina, 2016. Disponível em: <https://www.fahor.com.br/images/Documentos/Biblioteca/TFCs/Eng_Mecanica/2016/Djonatan_Eduardo_Maldaner.pdf>. Acesso em: 03 jul. 2021.

MATA, C. E. D. **Dimensionamento de Sistema de Drenagem Aplicado a uma Mina de Extração de Areia**. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia de Minas) - Universidade Federal de Alfenas, MG, SC, 2014. Disponível em: <<https://www.unifal-mg.edu.br/engenhariademinas/sites/default/files/anexos/Dimensionamento%20de%20sistema%20de%20drenagem%20aplicado%20a%20uma%20mina%20de%20extra%C3%A7%C3%A3o%20de%20areia%20-%20Carlos%20da%20Mata.pdf>>. Acesso em: 23 mai. 2021.

MECS. DuPont Clean Technologies. **Sulfuric Acid and Environmental Technologies**. Chesterfield, USA. 2020.

MERZ, R. G. Direct heat rotary drying apparatus. **The Journal of Industrial and Engineering Chemistry**, v. 13, n. 5, p. 449-452, 1992.

MB CONSULTORES LTDA. **Processos de Fabricação de Ácido Sulfúrico**: apostila. 106 p. 1999. Disponível em: <<http://h2so4.com.br/downloads/Download/Tecnologia/MBC/MB%20CONSULTORES%20-%20Manual%20de%20Acido%20Sulfurico%20.pdf>>. Acesso em: 26 mar. 2020.

MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA. **Desenvolvimento de estudos para elaboração do plano duodecenal (2010 - 2030) de Geologia, Mineração e Transformação Mineral**. 2009. Disponível em: <http://www.mme.gov.br/documents/36108/448620/P29_RT54_Perfil_do_Enxofre.pdf/a3eda594-5b77-23e5-bcf4-f2277e194a60?version=1.0>. Acesso em: 13 mai. 2020.

MORTEAN, M. V. V. **Trocadores de calor compactos soldados por difusão: fabricação e modelagem**. 2014. Dissertação (Doutorado em Engenharia Mecânica) - Universidade Federal de Santa Catarina, SC, 2017.

MÜLLER, A. A. **Perfil analítico do carvão**. 2. ed Porto Alegre: Departamento Nac. de Produção Mineral, 1987.

MUNICÍPIO DE FORQUILHINHA. Aspectos geográficos. Forquilha, 2014. Disponível em: <<https://www.forquilha.sc.gov.br/cms/pagina/ver/codMapaItem/52193>>. Acesso em: 10 ago. 2020.

NAKAMURA, H.; SATO, S.; HARA, Y. **The oxidation of pyrite**. v. 37. p. 253-263 Mai. 1994. Disponível em: <<https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/0304389493E0095J?via%3Dihub>>. Acesso em: 18 fev. 2021.

NAVARRO, G. R. B. e ZANARDO, A. **Tabela para determinação de minerais**: Material didático do curso de Geologia, 10 p. 2018. UNESP.

OSPNEY CORPORATION. **Filtro de Tambor Rotativo**. Paulo Borba, 2020. Disponível em: <<http://www.ospreyfilters.com/wp-content/uploads/2015/03/StandardDrumFilter-Portuguese.pdf>>. Acesso em: 20 jan. 2021.

OLIVEIRA, L. C. A.; FABRIS, J. D.; PEREIRA, M. C. Óxidos de ferro e suas aplicações em processos catalíticos: uma revisão. **Química Nova**, Brasil, v. 1, p. 36, fev. 2013. Disponível em: <<https://www.scielo.br/j/qn/a/TGq5yqgBn6vsCxqJYHmnQsN/?format=html>>. Acesso em: 19 jan. 2021.

OLIVEIRA, O. W.; PETROVICK, P. R. Secagem por aspersão (spray drying) de extratos vegetais: bases e aplicações. **Química Nova**, Brasil, v. 4, p. 20, set. 2010. Disponível em: <<https://www.scielo.br/j/rbfar/a/ZFWSgs7N57hZ8fYc5yqcJDv/?lang=pt>>. Acesso em: 20 fev. 2021.

PERAZZINI, H. **Secagem de resíduos cítricos em secador rotativo**. 2011. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Federal de São Carlos, SP, 2011.

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

PERRY, R. H.; GREEN, D. W. **Chemical Engineers' Handbook**, 8th ed., New York, USA: Mc Graw Hill, 2008.

PETERSON, M. **Produção de sulfato ferroso a partir da pirita: desenvolvimento sustentável**. 2007. Dissertação (Doutorado em Engenharia Química) - Universidade Federal de Santa Catarina, SC, 2008. Disponível em: <<https://repositorio.ufsc.br/xmlui/bitstream/handle/123456789/91664/258457.pdf?sequence=1&isAllowed=y>>. Acesso em: 30 jan. 2021.

POMPEO, A. A.; PAIVA, M. P.; RUBIO, J.; **Depiritização de Rejeitos da Jigagem de Carvão Mineral (SC) por Elutriação Aquosa e Flotação com Microbolhas**. XXV - Encontro Nacional de Tratamento de Minérios e Metalurgia Extrativa & VIII Meeting of the Southern Hemisphere on Mineral Technology, Goiânia - GO, 20 a 24 de Outubro 2013. Disponível em: [https://www.artigos.entmme.org/download/2013/tratamento_de_efluentes_e_reciclagem-environment_recycling_and_waste_processing/2457%20-%20POMPEO,%20A.A.-%20DEPIRITIZA%C3%87%C3%83O%20DE%20REJEITOS%20DA%20JIGAGEM%20DE%20CARV%C3%83O%20MINERAL%20\(SC\)%20POR%20ELUTRIA%C3%87%C3%83O%20AQUOSA%20E%20FLOTA%C3%87%C3%83O%20COM%20MICRO.pdf](https://www.artigos.entmme.org/download/2013/tratamento_de_efluentes_e_reciclagem-environment_recycling_and_waste_processing/2457%20-%20POMPEO,%20A.A.-%20DEPIRITIZA%C3%87%C3%83O%20DE%20REJEITOS%20DA%20JIGAGEM%20DE%20CARV%C3%83O%20MINERAL%20(SC)%20POR%20ELUTRIA%C3%87%C3%83O%20AQUOSA%20E%20FLOTA%C3%87%C3%83O%20COM%20MICRO.pdf)>. Acesso em: 16 out. 2020.

POSSA, M. V.; SANTOS M. D. C. Tratamento de Drenagem Ácida de Mina por Processo de Neutralização Controlada. **Seminário Brasil**, dez. 2003. Disponível em: <<https://cetem.gov.br/images/congressos/2003/CAC00740003.pdf>>. Acesso em: 20 mai. 2021.

QUALITY TUBOS. Válvula Esfera Passagem Plena em Latão F/F de 1.1/2". Disponível em: <https://www.lojaqualitytubos.com.br/valvula-esfera-passagem-plena-em-latao-1-1-2-p999917?utm_source=google&utm_medium=upc&utm_campaign=qualitytubos&gclid=Cj0KCQjw5uWGBhCTARIsAL70sLJootzlkG0q9mSBigrdwZCsdynL_VA2xzMNjWmCYDceZOIz9JS3gaAiidEALw_wcB>. Acesso em 28 junho de 2021.

RIBEIRO, Antonio Clélio. **Curso de Tubulações Industriais**. Lorena: Faculdade de Engenharia Química de Lorena, 2010. 25 p. Disponível em: <<http://ftp.demec.ufpr.br/disciplinas/TM141/Conte%FAdos/aula01.pdf>>. Acesso em: 17 jun. 2021.

RIBEIRO, C. M. C. **Comparação de metodos de calculo termo-hidraulico para trocadores de calor casco e tubo, sem mudança de fase**. 1984. 220f. Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia de Campinas, Campinas, SP. Disponível em: <<http://www.repositorio.unicamp.br/handle/REPOSIP/263292>>. Acesso em: 13 janeiro. 2021>. Acesso em: 16 nov. 2020.

ROSMANINHO, M. G. **Sistemas Redox Reversíveis Fe^o/Óxido de Ferro para a Produção de Hidrogênio**. 2010. 217 f. Tese (Doutorado) - Curso de Engenharia Química, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2010.

RUNKEL, M.; STURM, P. Pyrite roasting, an alternative to sulphur burning. **The Journal of The Southern African Institute of Mining and Metallurgy**, v. 109, n. 8, p. 491-496, Ago, 2009. Disponível em: <<https://www.saimm.co.za/Journal/v109n08p491.pdf>>. Acesso em: 13 mai. 2020.

SAAB, A. A.; PAULA, R. A. O mercado de fertilizantes no Brasil: diagnósticos e propostas de políticas. **Revista de Política Agrícola**. v. 17, n. 2, p 5-24. Abr, 2008. Disponível em: <<https://seer.sede.embrapa.br/index.php/RPA/article/view/404/355>>. Acesso em: 13 mai. 2021.

SANTINI, J. **Filtro de mangas para o controle de emissões atmosféricas de material particulado gerados no beneficiamento de mármore e granitos**. 2011. Dissertação (Graduação em Engenharia Ambiental) - Universidade de Passo Fundo, RS, 2011.

SANTOS, A. G. **Simulação e avaliação econômica da produção de ácido sulfúrico via processo de contato**. 2019. 52 p. Dissertação (Trabalho de Conclusão de Curso em Engenharia Química)- Universidade Federal de Uberlândia. Uberlândia. 2019. Disponível em: <<https://repositorio.ufu.br/bitstream/123456789/28840/1/SimulacaoAvaliacaoEconomic a.pdf>>. Acesso em: 28 nov. 2020.

SEBRAE. **O quadro de modelos de negócio**. Serviço Brasileiro de Apoio às Micro e Pequenas Empresas – SEBRAE. Brasília, DF, 2013.

SHREVE, R. N. Chemical Process Industries. **Guanabara Koogan**, Brasil, v. 4. McGraw-Hill, EUA, Fev. 1982. Disponível em: <https://www.academia.edu/37541634/Ind%C3%BAstrias_dv_Processos_Qu%C3%ADricos>. Acesso em: 30 mar. 2021.

SIECESC. **Projeto conceitual para recuperação ambiental da bacia carbonífera sul catarinense**. 2001. Disponível em: <http://www.siecesc.com.br/pdf/conceitual_volume_i.pdf>. Acesso em: 2 mar. 2021.

SILVA, E. R. **Análise experimental e numérica do sistema de separação via elutriação de sedimento de dragagem**. 2016. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Federal do Rio Grande, RS, 2016.

SILVEIRA. **Revista do Instituto Laticínios Cândido Tostes**, Juiz de Fora, v. 68, n. 391, p. 51-58, mar./abr., 2013. Disponível em: <<https://rilct.emnuvens.com.br/rilct/article/view/21/24#>>. Acesso em: 20 fev. 2021.

SILVERBLATT, C.E.; DAHLSTROM, D.A. **Moisture content of a fine-coal filter cake: effect of viscosity and surface tension**. *Industrial and Engineering Chemistry*, v. 46, n. 6, p. 1201-7, June 1954.

SILVERIO, L.; SOUZA, T. C.; ZULKIEVICZ, V.; VILELA, V. M. **Produção de ácido sulfúrico**. Centro Estadual de Educação Profissional de Curitiba - CEEP. Curitiba, 2016.

SIPRES, F.; SOARES, P. G.; CASTILHOS, Z. C. Caracterização de rejeito de mineração de carvão para revegetação de áreas degradadas. **Jornada de Iniciação Científica**, 23. Rio de Janeiro: CETEM/MCT, 2015. Disponível em: <<http://mineralis.cetem.gov.br/handle/cetem/1791>>. Acesso em: 13 mai. 2020.

SIQUEIRA, C. O.; BORGIO, M. C. S.; MADUREIRA, M. V.; BARROS, R. C. **Enxofre e Ácido Sulfúrico: Características, Mercado e Processos Produtivos**. Universidade Federal de São Carlos, 2009.

SOARES, P. S. M.; TRINDADE P. B. E. **Tecnologia de Sistemas Passivos para o Tratamento de Drenagem Ácida de Minas**. CETEM, v. 30, p. 31. 2004.

SOUSA, M. B. de.; **Otimização do Sistema de Conversão de uma Fábrica de Ácido Sulfúrico**. 1996. 122 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 1996. Disponível em: <http://repositorio.unicamp.br/bitstream/REPOSIP/266426/1/Sousa_MarceloBatistade_M.pdf>. Acesso em: 30 mai. 2020.

SPIRANDELI *et al.* **Filtro de tambor rotativo**. Disponível em: <<http://www.ospreyfilters.com/wp-content/uploads/2015/03/StandardDrumFilter-Portuguese.pdf>>. Acesso em: 14 abr. 2021.

STIPP, S. R.; CASARIN, V. A Importância do Enxofre na Agricultura Brasileira. **Informações Agrônomicas**. n. 129, p. 14-20, Mar, 2010. Disponível em: <https://edisciplinas.usp.br/pluginfile.php/5297955/mod_resource/content/1/9%20Aula%20LSO-526%20Fertilizantes%20com%20enxofre%20-%20material%20de%20leitura.pdf>. Acesso em: 16 mai. 2020.

TINOCO, E. E. **Comportamento do Fósforo em Escórias Sintéticas e no Pellet Feed para Redução Direta**. 2012. Dissertação (Trabalho de Pós-Graduação em Engenharia de Materiais e Processos Químicos) - PUC-Rio. 2012. Disponível em: <<https://www.maxwell.vrac.puc-rio.br/colecao.php?strSecao=resultado&nrSeq=19251@1>>. Acesso em: 16 mai. 2021.

UGGIONI T. B. **Obtenção de bissulfito de sódio a partir do concentrado piritoso proveniente do beneficiamento do carvão mineral**. 2016. 75 p. Dissertação (Trabalho de Conclusão de Curso em Engenharia Química)- Universidade do Extremo Sul

Catarinense. Criciúma. 2016. Disponível em: <<http://repositorio.unesc.net/handle/1/5030>>. Acesso em: 16 abr. 2020.

VALE FERTILIZANTES. **Perspectivas do Mercado de Ácido Sulfúrico na visão da Vale Fertilizantes**. Congresso Brasileiro de Ácido sulfúrico. Out, 2017. Disponível em: <<http://h2so4.com.br/downloads/COBRAS-2017/COBRAS%202017%20-%20Vale%20Fertilizantes%20-%20Perspectivas%20do%20mercado%20de%20C3%A1cido%20sulf%3%BArico..pdf>>. Acesso em: 18 mai. 2020.

VALLERO, D. A. **Fundamentals of Air Pollution**. 4. ed. EUA: Elsevier, 2008.

VOTORANTIM, 2016. **Ficha de Informação de Segurança de Produto Químico – FISPQ**. p. 3. Disponível em: <<http://webapp.expressonepomuceno.com.br/qualidade/FISPQs/FISPQs/A/acido%20sulfurico%2098%20porcento.pdf>>. Acesso em: 20 abr. 2021.

WEILER, J.; AMARAL FILHO, J. R.; SCHNEIDER, I. A. H. Processamento de rejeito de carvão visando a redução de custos no tratamento da drenagem ácida de minas — estudo de caso na Região Carbonífera de Santa Catarina. **Eng Sanit Ambient**, v. 21, n. 2, p. 337-345, Abr, 2016. Disponível em: <https://www.scielo.br/scielo.php?script=sci_abstract&pid=S1413-41522016000200337&lng=en&nrm=iso&tlng=pt>. Acesso em: 25 mar. 2020.

WEILER, J. **Benefícios Ambientais da Recuperação da Pirita na Mineração de Carvão em SC**. 2016. 106 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Minas, Metalúrgica e Materiais)- Universidade Federal do Rio Grande do Sul. Porto alegre, 2016. Disponível em: <<https://www.lume.ufrgs.br/bitstream/handle/10183/141197/000991865.pdf?sequence=1>>. Acesso em: 25 mar. 2020.

WEILER, J. **Tecnologias mais limpas na mineração de carvão: Minimização da geração da drenagem ácida de minas pelo método de isolamento de Sulfetos**. 2014. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, RS, 2014.

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

YANG, C. et al. Trace element transformations and partitioning during the roasting of pyrite ores in the sulfuric acid industry. **Journal Of Hazardous Materials**. v. 167. p. 835-845, Pr China, 2009.

YATES, J. G. **Fundamentals of fluidized-bed chemical processes**. London: Butterworths, p. 221. 1983.

ZHU, Q. **Non-calcium desulphurisation technologies**. IEA Clean Coal Centre, p. 8. 2010.

APÊNDICE A - CÁLCULOS DIMENSIONAMENTO

APÊNDICE A.1 - ELUTRIADOR (E-101)

O dimensionamento do elutriador, assim como os balanços de massa e de energia, baseou-se nos estudos em bancada de Englert e Rubio (2013), onde os autores utilizaram uma coluna cilíndrica de vidro com uma saída lateral superior para saída do material disperso e uma placa de vidro sinterizado (“frit”) na parte inferior para retenção do material sedimentado (leito).

Aplicou-se uma extrapolação das dimensões do elutriador de bancada para a escala industrial, baseando-se nas correntes de alimentação da pirita bruta, provinda do moinho, e da água de elutriação (F_{02} e A_{01} , respectivamente) obtidas no balanço material. A área da seção transversal do elutriador foi calculada com base na vazão e velocidade de escoamento, ambas já conhecidas, como o elutriador tem formato cilíndrico, determina-se o diâmetro

A altura do elutriador foi calculada por regressão linear, com base na vazão de água e volume do elutriador de bancada, multiplicando o resultado pelo tempo de residência de uma partícula (altura da coluna de bancada dividida pela velocidade de escoamento). Na Tabela 67, estão dispostos os parâmetros de dimensionamento do elutriador em escala de bancada e de escala industrial.

Tabela 67 - Parâmetros de dimensionamento do elutriador por extrapolação.

Parâmetro	Bancada	Industrial
Velocidade de Elutriação	43,2 m/h	43,2 m/h
Vazão de água de elutriação	$14,963 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{h}$	$122,012 \text{ m}^3/\text{h}$
Área da seção transversal	$3,46 \times 10^{-4} \text{ m}^2$	$2,824 \text{ m}^2$
Diâmetro interno	0,021 m	1,896 m
Altura da coluna	0,28 m	6,53 m
Volume da coluna	$9,7 \times 10^{-5} \text{ m}^3$	$18,45 \text{ m}^3$

Fonte: Autores (2021).

É importante observar que o diâmetro das partículas possuem muita influência nos parâmetros da elutriação, em seus trabalhos de Englert e Rubio (2013) estudaram partículas com diâmetro menor do que $100 \mu m$, enquanto que no projeto o diâmetro das partículas são de 1 à 2 mm, portanto, deve-se calcular uma nova velocidade terminal das partículas, a qual deve apresentar valor maior do que 1,2 cm/s. Optou-se por refazer o dimensionamento do elutriador baseado na fluidodinâmica das partículas.

Primeiramente, utilizou-se a metodologia empregada por Cremasco (2012), onde a velocidade terminal de uma partícula (v_T) é calculada pela Equação 106, aplicada a uma partícula isolada, perfeitamente esférica e exposta a um fluido sob regime de Stokes.

$$v_T = \frac{(\rho_p - \rho) \times d_p^2 \times g}{18 \cdot \mu} \quad (106)$$

Onde:

ρ_p é a massa específica da partícula (kg/m^3)

ρ é a massa específica da água (kg/m^3)

d_p é o diâmetro da partícula (m)

g é a aceleração gravitacional (m/s^2) e

μ é a viscosidade dinâmica da água ($kg/m.s$)

De acordo com Oliveira (2016), pode-se considerar como $2.900 kg/m^3$ o valor médio para massa específica do rejeito piritoso (RPJ). Para obter valores da massa específica e da viscosidade dinâmica da água, utilizou-se as Tabela A.2-3 e A.1-4 do livro de Geankoplis (2018) para a temperatura de $25^\circ C$, por fim a aceleração gravitacional foi considerada como $9,81 m/s^2$.

Como o rejeito piritoso é composto de 28 % em massa de pirita e a massa específica da pirita pura é de aproximadamente $5.000 kg/m^3$ (OLIVEIRA, 2015), pode ser obtida a massa específica do Rejeito (sem pirita) a partir da Equação 107. Também foi considerado que o diâmetro médio das partículas alimentadas no elutriador é de 1 mm.

$$\rho_{p, rejeito} = \frac{\rho_{RPJ} - (x_{pirita} \times \rho_{pirita})}{1 - x_{pirita}} \quad (107)$$

Em que:

$\rho_{p,rejeito}$ é a massa específica do rejeito sem pirita

ρ_{RPJ} é a massa específica do Rejeito Piritoso da Jigagem

ρ_{pirita} é a massa específica da pirita pura

x_{pirita} é a fração mássica de pirita no RPJ

A Tabela 68 mostra os parâmetros utilizados para os cálculos e os resultados da velocidade terminal das partículas de pirita ($v_{T,pirita}$) e das partículas de rejeito ($v_{T,rejeito}$). A velocidade de escoamento do fluido (V_F) é de 1,2 m/s.

Tabela 68 - Parâmetros utilizados para os cálculos.

Parâmetro	Valor
$\rho_{p,RPJ}(\text{kg/m}^3)$	2900
$\rho_{p,pirita}(\text{kg/m}^3)$	5000
$\rho_{p,rejeito}(\text{kg/m}^3)$	2083,3
x_{pirita}	0,28
$\rho(\text{kg/m}^3)$	997,08
$g (\text{m/s}^2)$	9,81
$d_p (\text{m})$	0,001

continuação

$\mu(\text{kg/m.s})$	0,0009
$v_{T,\text{rejeito}}(\text{m/s})$	0,164
$v_{T,\text{pirita}}(\text{m/s})$	2,42
$V_F(\text{m/s})$	1,2

Fonte: Autores (2021).

Para que uma partícula seja arrastada pelo fluido, sua velocidade terminal deve ser inferior à velocidade de escoamento desse fluido ($V_T < V_F$), desse modo, conforme os resultados acima, para o diâmetro médio das partículas de 1 mm, todas as partículas de pirita irão decantar e todas as partículas de rejeito serão arrastadas pela corrente de água.

A faixa granulométrica das partículas provenientes do moinho é de 1 à 2 mm, desse modo, as partículas de rejeito com diâmetro maior irão sedimentar juntamente com as partículas de pirita, pela equação da velocidade terminal (Equação 107) é obtido o diâmetro das partículas de rejeito em que $V_T = V_F$, no valor de 1,35 mm.

As partículas de rejeito com diâmetro maior que 1,35 mm, portanto, serão coletadas no fundo do elutriador, por isso, a corrente de saída do elutriador não contém pirita pura. De modo semelhante, para que as partículas de pirita não sejam arrastadas pela corrente de água, o diâmetro mínimo das partículas é de 0,7 mm, daí vem a necessidade de um rígido controle granulométrico do moinho, para que o diâmetro das partículas fique entre 0,7 e 1,35 mm.

Pelo balanço de massa, cerca de 90 % das partículas de rejeito são arrastadas, ou seja, apenas 10 % das partículas possuem diâmetro maior do que 1,35 mm. Como os limites estabelecidos no moinho são de 1 mm e 2 mm, calcula-se o diâmetro médio do RPJ conforme a Equação 108:

$$d_{p,médio} = 10 \% \times 2mm + 90 \% \times 1mm = 1,1 \text{ mm} \quad (108)$$

Sabendo-se a vazão de água utilizada na elutriação (corrente A_{01} que foi determinada no balanço de massa) e considerando o regime de Stokes no processo, a área da seção transversal do elutriador é determinada pela Equação 109, conforme Cremasco (2012).

$$d_{p,médio} = \left[\frac{18\mu Q}{(\rho_p - \rho)g \times \text{Área}} \right]^{1/2} \quad (109)$$

Isolando a área (A) e substituindo na Equação 109 os valores da vazão de 122 m³/h, do diâmetro médio de 1,1 mm, densidade da partícula de 2.083,3 kg/m³, densidade do fluido de 997,1 kg/m³ e aceleração gravitacional de 9,81 m/s², desse modo, a área de seção transversal do elutriador é de 0,043 m², como o elutriador é em formato cilíndrico, o diâmetro obtido pelos cálculos é de 0,234 m. O diâmetro calculado, na prática, é muito pequeno.

Como os cálculos foram realizados baseados em considerações especiais (regime de Stokes, partícula perfeitamente esférica e isolada), o diâmetro do elutriador obtido é uma aproximação, desse modo, optou-se por realizar novamente os cálculos, dessa vez utilizando as Equações de Coelho e Massarani (1996), as quais foram obtidas no Quadro 7.2 do livro de Cremasco (2012).

Os cálculos são baseados no número de Reynolds da partícula (isolada e esférica) em função da velocidade terminal e no coeficiente de arraste da partícula, conforme as Equações (110-112), abaixo:

$$Re = \frac{\rho \times d_p \times V_T}{\mu} \quad (110)$$

Em que Re é dado por:

$$Re = \left[\left(\frac{C_D Re^2}{24} \right)^{-n} + \left(\frac{C_D Re^2}{0,43} \right)^{-n/2} \right]^{1/n} \quad (111)$$

Onde C_D é o coeficiente de arraste da partícula e “n” é adimensional com valor de 0,95. A relação " $C_D Re^2$ " é dada por:

$$C_D Re^2 = \frac{4}{3} \frac{\rho (\rho_p - \rho) \times g \times d_p^3}{\mu^2} \quad (112)$$

Desse modo, isolando v_T na Equação 110 e resolvendo as equações 111 e 112, obtém-se uma velocidade terminal da partícula de rejeito no valor de $7,02 \times 10^{-3} \text{ m/s}$, considerando diâmetro médio das partículas como 1,1 mm.

Como a vazão é função da área da seção transversal do elutriador e da velocidade de escoamento da água (considerando como a velocidade terminal das partículas de rejeito), conhecendo a vazão e a velocidade terminal, encontrou-se uma área de seção transversal no valor de $4,83 \text{ m}^2$, fornecendo um diâmetro interno do elutriador de 2,48 m. Temos assim as dimensões definidas para o elutriador, conforme a Tabela 69.

Tabela 69 - Dimensões definidas para o elutriador.

Dimensões	Industrial
Diâmetro interno da coluna	2,48 m
Altura da coluna	10,6 m

Fonte: Autores (2021).

O material necessário para evitar problemas com corrosão é feito em aço inoxidável e vitrificado (revestido em vidro internamente).

APÊNDICE A.2 - FILTRO DE TAMBOR ROTATIVO (F-101)

A fim de obter a área de filtração é realizado o cálculo da filtração contínua a pressão constante, conforme a Equação 113. O tambor está 33% submerso e há uma queda de pressão de 67 kPa, em que a resistência do meio filtrante pode ser desprezada e o tempo de ciclo de filtração é de 250 s (GEANKOPLIS, 2003).

Como a demanda de pirita na saída do filtro rotativo é de 9.572,374 kg/h e a densidade da pirita é de 5.000 kg/m³, o volume de pirita a ser removido por hora é de 1,914 m³. Contudo, como o tempo de ciclo de filtração é de 250 segundos, a cada ciclo é necessário obter 0,133 m³ de filtrado por ciclo de filtração.

$$A = \left[\frac{\mu \times \alpha \times c \times V^2}{2 \times t \times \Delta P} \right]^{0,5} \quad (113)$$

Onde,

μ - viscosidade do fluido (Pa.s)

α - resistência específica da torta

ΔP - queda de pressão (kPa)

c - concentração de sólidos na alimentação (kg/m³)

V - volume (m³)

Para o cálculo do tempo de filtração é necessário realizar o produto entre fração do filtro submerso (f) pelo tempo de ciclo, conforme a Equação 114.

$$t = f \times t_c \quad (114)$$

Sendo assim, o tempo de filtração será de 82,5 segundos. Além disso, a função para o cálculo da resistência específica da torta é dada pela Equação 115 (CETEM, 2018).

$$\alpha = 1,29 \times 10^{09} \times \Delta P^{0,3} \quad (115)$$

Portanto, a resistência específica é de 3,617.10¹⁰ m/kg, enquanto a concentração dos sólidos na alimentação é dada pela quantidade em massa de sólidos pelo volume total da vazão de entrada, resultando em 500 kg/m³. Desse modo, a área de filtração será de 73,208 m².

APÊNDICE A.3 - LEITO FLUIDIZADO (R-101)

Para o cálculo da altura do reator de leito fluidizado, baseando-se no tempo de residência do carvão para se tornar gás de síntese reportado por Mota (2013), utilizou-se o tempo de 50 segundos. Realizando-se o cálculo conforme a Equação 116.

$$L = \frac{\tau \times Q}{\frac{\pi}{4} \times d^2} \quad (116)$$

Onde,

τ - tempo de residência (s)

Q - vazão volumétrica total que entra no reator (m³/s)

d - diâmetro do reator (m)

Sendo que, para obter o diâmetro do reator é utilizado a relação de Souza (2010), com base na área da seção transversal, conforme a Equação 117.

$$F = 6 \times 10^{-7} \times S \times P \quad (117)$$

Onde,

F - vazão mássica de sólido (kg/s)

S - Área da seção transversal (m²)

P - Pressão absoluta (Pa)

Desse modo, como a vazão de entrada de sólidos é de 8.702,158 kg/h, ou seja, 2,417 kg/s, temos que a área de seção transversal é de 39,761 m², sendo assim o diâmetro da coluna será de 7,115 metros.

Assim, é possível obter o comprimento (L) do reator, sendo que a vazão volumétrica total é dado pela soma da vazão volumétrica de ar e de sólidos, resultando em 12,325 m³/s, sendo assim, o comprimento do leito será de 15,5 m.

- **Arraste de partículas no Leito fluidizado**

No reator de leito fluidizado ocorre, simultaneamente, a reação e a quebra das partículas de pirita e de rejeito devido à alta temperatura e à turbulência do escoamento do ar no interior do leito, desse modo, é difícil saber com exatidão qual o diâmetro das

partículas dentro do leito. Porém é possível estipular esse diâmetro, baseando-se na fluidodinâmica das partículas e nas condições de entrada do ar no reator

Utilizando a metodologia de Coelho e Massarani (1996), dadas no livro de Cremasco (2012), pelas Equações 118, 119 e 120 e os dados dos parâmetros da Tabela 70 para o Leito Fluidizado, foi calculado o diâmetro das partículas arrastadas no leito.

$$Re = \frac{\rho \times dp \times V_T}{\mu} \quad (118)$$

Em que Re é dado por:

$$Re = \left[\left(\frac{24}{C_D/Re} \right)^{n/2} + \left(\frac{0,43}{C_D/Re} \right)^n \right]^{1/n} \quad (119)$$

Onde C_D é o coeficiente de arraste da partícula e “n” é adimensional com valor de 0,88. A relação “ $C_D Re^2$ ” é dada por:

$$C_D/Re = \frac{4}{3} \frac{(\rho_p - \rho) \times g \times \mu}{\rho^2 \times v^2} \quad (120)$$

Isolando dp na Equação 118 e resolvendo as equações 119 e 120, obtém-se o diâmetro máximo das partículas arrastadas no leito, conforme a Tabela 70.

Tabela 70 - Dados para cálculo do arraste de partículas do reator de leito fluidizado.

Parâmetro	Bancada
Vazão de ar na entrada	48.629,689 kg/h
Densidade do ar na entrada	1,2 kg/m ³
Viscosidade do ar	1,85x10 ⁻⁵ kg/m.s
Densidade das partículas	2083,3 kg/m ³
Área transversal do leito	39,76 m ²
Velocidade de escoamento	0,283 m/s
Diâmetro das partículas	1,37 x 10 ⁻⁴ m

Fonte: Autores (2021).

De acordo com os resultados apresentados na tabela acima, para as condições de entrada no reator de leito fluidizado (com propriedades do ar atmosférico à 25 °C) partículas com velocidade terminal inferior à 0,283 m/s serão arrastadas pela corrente de ar, tais partículas apresentam diâmetro inferior a 0,137 mm.

Como são arrastadas cerca de 40 % da massa total de partículas que entram no leito, supõe-se que todas as partículas arrastadas, que irão para os processos de purificação dos gases, possuem diâmetro inferior à 0,137 mm ou 137 μm .

APÊNDICE A.4 - REATOR DE CONVERSÃO (R-102)

Para o dimensionamento do reator de conversão é necessário calcular o volume de catalisador para conversão de SO_2 em SO_3 em cada leito do Reator de Conversão. O cálculo do volume se dá pela razão entre a massa do catalisador (item 10.2.3) pela densidade do catalisador (475 kg/m^3), conforme a Equação 121.

$$V = \frac{m}{P} \quad (121)$$

A partir do volume é possível calcular a altura dos leitos. Para o cálculo da altura de cada leito utiliza-se o raio do equipamento de 2,5 metros, desse modo, calcula-se a altura necessária para comportar a massa de catalisador necessária pela Equação 122.

$$h = \frac{V}{\pi \times r^2} \quad (122)$$

O volume e altura obtidos para cada leito do reator pode ser visto na Tabela 71.

Tabela 71 - Volume e altura em cada leito do reator de conversão.

Leito	Volume (m ³)	Altura (cm)
I	17,084	87,007
II	14,706	74,897
III	13,369	68,088
IV	4,035	20,548

Fonte: Autores (2021).

A partir dos valores obtidos de volume e altura de cada leito é possível verificar se estão adequados conforme os parâmetros industriais. Segundo King *et al.* (2013), a altura de cada leito varia entre 0,5 e 1 metro, no presente caso, a altura de cada leito variou entre aproximadamente 0,2 e 0,87 metros, sendo assim, um tamanho de leito adequado para as especificações industriais.

Além disso, segundo King *et al.* (2013), a altura das torres de conversão não se dá pela soma das alturas de cada Leito, e sim pela relação de que a altura é 1,67 vezes maior que o diâmetro da mesma, desse modo, a altura do reator de conversão será de 8,35 m.

APÊNDICE A.5 - TANQUE DE DILUIÇÃO (TQ-101)

O volume necessário para o tanque de diluição é calculado a partir da consideração de que o tempo em que o fluido fica retido no tanque é de 5 minutos, sendo assim, para sabermos a capacidade em massa que o tanque deverá suportar (C), basta multiplicar o somatório da vazão de entrada no tanque (F) pelo tempo de retenção (t), conforme a Equação 123.

$$C = t \times \sum F \quad (123)$$

Desse modo, a capacidade do tanque é de 53.899,646 kg, sendo a densidade do ácido sulfúrico de 1,83 kg/L, o volume necessário do tanque para comportar a produção de ácido sulfúrico é de 29.453,359 L. Portanto, considerando um diâmetro de 3 m, temos uma altura de 4,17 m, para melhor adequação ao projeto, foi escolhido uma altura de 4,5 m.

APÊNDICE A.6 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO

O processo será composto por 6 tanques de armazenamento de ácido sulfúrico, sendo que cada um irá receber a demanda diária de 230,790 ton/dia, conforme mostrado no item 10.1.2.11, além disso, é mantido um espaço de 25% do volume para comportar variações do processo.

O cálculo do volume ocupado pelo produto será realizado a partir da densidade do mesmo (0,00183 ton/L), desse modo obtemos um valor de 126.114,798 L em cada tanque, com o acréscimo de 25%, temos 157.643,498 L. Considerando um diâmetro de 5,5 metros, temos então uma altura de 6,635 m.

APÊNDICE A.7 - TROCADORES DE CALOR

A área de troca térmica dos trocadores de calor presentes na rota escolhida é calculada a partir da Equação 124.

$$A = \frac{Q}{U \times \Delta T_{ml}} \quad (124)$$

Onde,

Q - Calor trocado (W)

U - Coeficiente global de troca térmica (W/ m²K)

ΔT_{ml} - Média logarítmica da diferença de temperatura (K)

O valor do coeficiente global de troca térmica foi obtido a partir dos dados de Copetti (2019), sendo o calor trocado calculado pelo balanço de energia (10.2.4) e o fluido de troca térmica é a água. Desse modo, temos a Tabela 72, que apresenta a área de troca térmica de cada trocador.

Tabela 72- Área de troca térmica dos trocadores de calor.

Equipamento	Q (W)	ΔT_{ml} (°C)	ΔT_{ml} (K)	U (W/ m ² K)	Área (m ²)
TC - 101	7.579.027,778	415,124	688,274	200	55,058
TC - 102	179.844,444	431,498	704,648	200	1,276
TC - 103	443.698,056	427,906	701,056	200	3,164
TC - 104	3.077.305,556	279,784	552,934	200	27,827

Fonte: Autores (2021).

Além disso, o cálculo para determinar a vazão de água de resfriamento necessária foi realizado conforme a Equação 125, considerando o calor específico da água ($C_{p\text{água}}$) de 4,184 kJ/kg°C.

$$\dot{m} = \frac{Q}{C_{p \times \Delta T_{ml}}} \quad (125)$$

A Tabela 73 mostra os valores obtidos de vazão de água para resfriamento utilizada em cada um dos trocadores de calor.

Tabela 73 - Vazão de água de resfriamento necessária.

Equipamento	Vazão de água (kg/h)
TC - 101	15.708,926
TC - 102	358,615
TC - 103	892,175
TC - 104	9.463,641

Fonte: Autores (2021).

APÊNDICE A.8 - PERMUTADORES

O valor do coeficiente global de troca térmica foi obtido a partir dos dados de Copetti (2019), sendo o calor trocado calculado pelo balanço de energia (10.2.5). Desse modo, temos a Tabela 74, que apresenta a área de troca térmica de cada permutador, calculada conforme a Equação 124 (Apêndice A.7).

Tabela 74 - Área de troca térmica dos permutadores.

Equipamento	Q (W)	ΔT_{ml} (°C)	ΔT_{ml} (K)	U (W/ m ² K)	Área (m ²)
P-101/102	6.719.208,333	111,414	384,414	50	349,582

Fonte: Autores (2021).

APÊNDICE A.9 - TORRE DE ABSORÇÃO I (TA-101)

O dimensionamento das Torres de Absorção I e II consiste no cálculo do diâmetro e da altura das mesmas. Para isso, utilizou-se da metodologia proposta por Geankoplis (2003) para torres recheadas. Neste caso, será utilizada a correlação para recheios cerâmicos, visto que o produto que passa pelas torres é um ácido forte.

Inicialmente, calcula-se a perda de carga de inundação através da Equação (126).

$$\Delta P_{flood} = 0,115 \times Fp^{0,7} \quad (126)$$

Onde:

Fp = Fator de empacotamento, ft^{-1}

ΔP_{flood} = Perda de carga de inundação, in H₂O/ft

Para fins de cálculo utilizou-se as características do recheio randômico tipo cerâmico apresentados na Tabela (75).

Tabela 75 - Dados relativos ao recheio estruturado e randômico.

Recheio Randômico	Material	Tamanho do recheio (in)	Fator de Empacotamento (Fp) (ft ⁻¹)
Raschig Rings	Cerâmica	2	65

Fonte: GEANKOPLIS (2018).

Através da curva representada no Anexo B.1, pode-se determinar os fluxos máximos para o líquido e para o gás para que não ocorra inundação. Os eixos X e Y da curva são determinados pelas Equações (127-128).

$$Eixo X = \frac{G'_L}{G'_G} \times \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0,5} \quad (127)$$

$$Eixo Y = v_G \left[\frac{\rho_G}{(\rho_L - \rho_G)} \right]^{0,5} \times Fp^{0,5} \times \nu^{0,05} \quad (128)$$

Em que:

G'_G = Fluxo de gás (lb/s.ft²)

G'_L = Fluxo de líquido (lb/s.ft²)

ρ_G = Massa específica do gás (lb/ft³)

ρ_L = Massa específica do líquido (lb/ft³)

v_G = Velocidade do gás (ft/s)

ν = Viscosidade cinemática do líquido (cstokes)

Conhecendo-se as massas específicas das correntes e a razão entre seus fluxos (a partir das vazões conhecidas) é possível calcular o eixo X da correlação e a partir do valor de ΔP_{flood} , pela curva obtém-se o eixo Y. Com o valor determinado para o eixo Y, calcula-se a velocidade do gás (v_G) a partir da Equação (129).

$$v_G = \frac{Eixo Y}{\left[\frac{\rho_G}{(\rho_L - \rho_G)} \right]^{0,5} \times Fp^{0,5} \times \nu^{0,05}} \quad (129)$$

- **Obtenção dos dados necessários ao cálculo**

O valor da viscosidade cinemática do líquido na temperatura de entrada da torre de absorção, de 74°C, foi encontrado através do Anexo B.2, resultando num valor de 5,7 cstokes. Como os fluxos do gás (G'_G) e do líquido (G'_L) não podem ser obtidos, pois ainda não se sabe as dimensões da Torre, considera-se a razão G'_L/G'_G como sendo igual à razão entre as vazões das correntes de gás e líquido. A vazão do gás (F_{10}) é 50.961,238 kg/h e a vazão do líquido (corrente P_{03}) é de 171.286,006 kg/h

Como a corrente de entrada na Torre I (F_{10}) é uma composição de gases, é necessário saber a fração mássica de cada componente para obter sua massa específica. A corrente gasosa de entrada na torre de absorção é dada por:

$$F_{10} = 7.612,711 \frac{\text{kg } SO_3}{h} + 4.093,386 \frac{\text{kg } O_2}{h} + 1.375,652 \frac{\text{kg } SO_2}{h} + 37.879,488 \frac{\text{kg } N_2}{h}$$

Para obter a fração mássica de cada componente da corrente F_{10} , deve-se dividir a massa do componente na corrente pela massa total, conforme as Equações (130-133).

$$X_{SO_3, F_{10}} = \frac{7.612,711}{50.961,238} = 0,150 \quad (130)$$

$$X_{SO_2, F_{10}} = \frac{1.375,652}{50.961,238} = 0,027 \quad (131)$$

$$X_{O_2, F_{10}} = \frac{4.093,386}{50.961,238} = 0,080 \quad (132)$$

$$X_{N_2, F_{10}} = \frac{37.879,488}{50.961,238} = 0,74 \quad (133)$$

Utilizou-se dados de tabelas termodinâmicas de propriedades de gases ideais a 25°C e 100 kPa para obter a massa específica dos gases que entram na Torre. Como a temperatura dos gases na entrada é de 200 °C (473 K) e a pressão é de 1 atm, utilizou-se a hipótese de gases ideais e os valores foram corrigidos através da equação dos gases ideais (134).

$$Pv = RT \quad (134)$$

Onde:

P = Pressão dos gases na entrada da Torre, atm;

v = Volume Molar dos gases, L/mol;

R = constante dos gases perfeitos, $0,082 \frac{L \times atm}{mol \times K}$

T = Temperatura dos gases na entrada, 473 K

Desse modo, o volume molar de um gás ideal na temperatura de 473 K (200 °C) é de 38,786 L/mol ou 0,02578 kmol/m³. Multiplicou-se esse valor pela massa molar de cada componente e obteve-se o valor da massa específica corrigida para gás ideal à 200°C, conforme a Tabela 76.

Tabela 76 - Massa específica corrigida para gás ideal à 200°C.

Componente	Massa específica (kg/m ³)	Massa molar (kg/kmol)	Massa específica corrigida (kg/m ³)
SO ₃	3,272	80,0	2,062
SO ₂	2,618	64,0	1,650
O ₂	1,292	32,0	0,825
N ₂	1,13	28,0	0,722

Fonte: Autores (2021).

A massa específica da mistura dos gases (ρ_{mis}), dada pela Equação 135, é calculada a partir das frações mássicas dos componentes da corrente F₁₀, multiplicados por suas respectivas massas específicas.

$$\rho_{mis} = (X_{SO_3,F10} \times \rho_{SO_3}) + (X_{SO_2,F10} \times \rho_{SO_2}) + (X_{O_2,F10} \times \rho_{O_2}) + (X_{N_2,F10} \times \rho_{N_2}) \quad (135)$$

$$\rho_{mis} = 0,956 \text{ kg/m}^3 = 0,0597 \text{ lb/ft}^3$$

A massa específica do ácido sulfúrico 98 % (a 20 °C) é 1840 kg/m³, ou 114,87 lb/ft³ (Geankoplis, 2018). Considera-se que o ácido é um líquido incompressível, portanto, a temperatura não influencia na massa específica. A Tabela 77 apresenta os dados obtidos e os resultados encontrados.

Tabela 77 – Parâmetros obtidos para dimensionamento da Torre de Absorção I.

Parâmetros	Valores
F_p (ft ⁻¹)	65
P_{flood} (in H ₂ O/ft)	2,137
G_G (lb/s)	31,208
G'_L/G'_G	3,361
G (lb/ft ³)	0,0597
L (lb/ft ³)	114,87
(cstokes)	5,7
Eixo X	0,077
Eixo Y	1,7
v_G (ft/s)	8,5

Fonte: Autores (2021).

- **Obtenção do diâmetro da torre**

O valor encontrado de v_G corresponde à velocidade de inundação do gás. Como segurança, considerando 50% da velocidade de inundação, pode-se calcular o fluxo de gás a partir da Equação (136).

$$G'_G = 0,5 \times v_G \times \rho_G \quad (136)$$

$$G'_G = 0,254 \text{ lb/s.ft}^2$$

A partir do fluxo (G'_G) e da vazão de gás (G_G), calcula-se a área superficial da torre (A) (Equação 137).

$$A = \frac{G_G}{G'_G} \quad (137)$$

$$A = 122,866 \text{ ft}^2$$

Por fim, calcula-se o diâmetro da torre conforme Equação 138.

$$d_T = \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}} \quad (138)$$

$$d_T = 12,508 \text{ ft ou } 3,81 \text{ m}$$

- **Obtenção da altura da torre**

A altura das torres foi calculada baseada na metodologia apresentada por Ghasem (2012). Segundo este método, a altura da torre (H_T) é função do tipo de recheio, vazão de líquido e gás, concentração do componente a ser absorvido (soluto) e temperatura do sistema. A altura da torre está também relacionada com a altura do recheio (H_R). Segundo King et al. (2013), as alturas de recheio utilizadas para as torres de secagem e absorção nas indústrias de ácido sulfúrico são 3 e 4 m, respectivamente.

Dessa forma, a altura total da torre (m) pode ser calculada pela Equação 139, onde d_T (m) é o diâmetro das torres.

$$H_T = 1,4 \times H_R + 1,2 \times d_t + 2,81 \quad (139)$$

Substituindo, temos:

$$H_T = 1,4 \times 4 + 1,2 \times 3,81 + 2,81$$

$$H_T = 12,982 \text{ m}$$

APÊNDICE A.10 - TORRE DE ABSORÇÃO II (TA-102)

Para calcular o diâmetro e a altura da Torre de Absorção II, utiliza-se a mesma metodologia descrita para o dimensionamento da Torre de Absorção I, o que irá mudar são as vazões e temperatura das correntes de entrada e saída da torre. Desse modo, todas as hipóteses e considerações feitas para a TA-101 valem para TA-102. A Tabela 78 dispõe os dados necessários para o dimensionamento.

Tabela 78 - Parâmetros obtidos para dimensionamento da Torre de Absorção II.

Parâmetro	Valores
F_p (ft ⁻¹)	65
P_{flood} (in H ₂ O/ft)	2,137
G_G (lb/s)	26,546
G'_L/G'_G	0,805
G (lb/ft ³)	0,0499
L (lb/ft ³)	114,87
(cstokes)	5,7
Eixo X	0,017
Eixo Y	2,2
v_G (ft/s)	12,0

Fonte: Autores (2021).

- **Obtenção do diâmetro da torre**

Do mesmo modo que para a TA-101, considerou-se 50% da velocidade de inundação (v_G) para calcular o fluxo da corrente gasosa a partir da Equação 136, resultando em:

$$G'_G = 0,3 \text{ lb/s.ft}^2$$

A área superficial (A) encontrada para a Torre de Asorção II, de acordo com a Equação 137 foi:

$$A = 88,49 \text{ ft}^2$$

O diâmetro obtido para a TA-102, a partir da Equação 138, é de:

$$d_T = 10,61 \text{ ft ou } 3,23 \text{ m}$$

- **Obtenção da altura da torre**

Conforme a metodologia de Ghasem (2012), com altura de recheio de 4 m, de acordo com Equação 139, a altura obtida para a TA-102 é de:

$$H_T = 12,286 \text{ m}$$

APÊNDICE A.11 - TORRE DE SECAGEM (TS-101)

O dimensionamento da Torre de Secagem é feito com a mesma metodologia utilizada nas torres de absorção I e II, uma vez que na torre de secagem a umidade (água) presente no ar atmosférico é absorvida pela corrente de ácido sulfúrico 98%. As principais diferenças entre a TS-101 e as torres de absorção I e II é a vazão e as propriedades termodinâmicas das correntes de entrada e saída. Os dados usados nos cálculos do dimensionamento da TS-101 estão apresentados na Tabela 79.

Tabela 79 - Parâmetros obtidos para dimensionamento da Torre de Secagem.

Parâmetros	Valores
$F_p \text{ (ft}^{-1}\text{)}$	65
$P_{flood} \text{ (in H}_2\text{O/ft)}$	2,137
$G_G \text{ (lb/s)}$	62,608
G'_L/G'_G	4,216
$G \text{ (lb/ft}^3\text{)}$	0,0748
$L \text{ (lb/ft}^3\text{)}$	114,87
(cstokes)	5,7
Eixo X	0,108
Eixo Y	1,58
$v_G \text{ (ft/s)}$	7,038

Fonte: Autores (2021).

- **Obtenção do diâmetro da torre**

Novamente, considerou-se 50% da velocidade de inundação (v_G) para calcular o fluxo da corrente gasosa a partir da Equação 136, resultando em:

$$G'_G = 0,263 \text{ lb/s.ft}^2$$

A área superficial (A) encontrada para a TS-101, de acordo com a Equação 137 foi:

$$A = 238 \text{ ft}^2$$

O diâmetro obtido é:

$$d_T = 17,41 \text{ ft ou } 5,31 \text{ m}$$

- **Obtenção da altura da torre**

Conforme a metodologia de Ghasem (2012), com altura de recheio de 3 m (para torres de secagem), de acordo com Equação 140, a altura obtida para a TS-101 é de:

$$H_T = 13,382 \text{ m}$$

APÊNDICE A.12 - FORNALHA (FN-301)

Com o valor da quantidade de calor necessária para aquecimento do fluido, conforme os dados do balanço de energia da Fornalha (10.2.8), é possível obter o valor da área de troca térmica da fornalha (Tabela 80), a partir da Equação 71. Utilizando o coeficiente global de troca térmica (U) de 150 kW/m².K (COPETTI, 2019).

Tabela 80 - Área de troca térmica da Fornalha.

Equipamento	Q (kW)	ΔT_{ml} (K)	U (W/ m ² K)	Área (m ²)
FN-301	4.855,733	429,609	150	75,351

Fonte: Autores (2021).

A quantidade de combustível necessário para a queima na fornalha levará em conta a estequiometria das Reações 13-14, em que a proporção da quantidade de carbono utilizada em relação à quantidade de CO₂ produzida é 1:1.

Segundo Baptista (2013), o rendimento térmico da fornalha é de aproximadamente 85% e o consumo de combustível para atender à demanda de energia requisitada é calculado pela Equação 140.

$$m_{carvão} = \frac{Q}{PCI \times \eta} \quad (140)$$

Em que,

Q – Calor necessária para aquecimento do fluido (kJ/h)

PCI – Poder calorífico inferior do carvão mineral (kJ/kg)

η – rendimento térmico da fornalha

O PCI é calculado a partir do poder calorífico superior (PCS), conforme as Equações 141-142.

$$PCS = 33.900 \times C + 141.800 \times \left(H - \frac{O}{8} \right) \quad (141)$$

$$PCI = PCS - 21600 \times H \quad (142)$$

Em que,

C – Teor de carbono

H – Teor de hidrogênio

O – Teor de oxigênio

Obtendo, desse modo, um valor de 22.212 kJ/kg para PCS e 21.334 kJ/kg para o PCI.

Para o dimensionamento da câmara de combustão realiza-se o cálculo do volume da câmara pela Equação 143.

$$V_{cc} = \frac{PCI \times m_{carvão}}{K} \quad (143)$$

Onde,

PCI – Poder calorífico inferior do carvão mineral (kJ/kg)

$m_{carvão}$ – Vazão mássica de carvão (kg/h)

K – Carga térmica volumétrica (J/s.m³)

O valor da carga térmica volumétrica é de 175 kJ/s.m³ (MELO *et al.*, 2010).

Além disso, a altura da câmara de combustão é calculada a partir da Equação 144, sendo estabelecido o diâmetro da mesma.

$$h_{cc} = \frac{4 \times V_{cc}}{\pi \times d_{cc}^2} \quad (144)$$

Com o valor da taxa de combustão, dimensionou-se a grelha, para isso, adotou-se, neste projeto, o valor de 150 kg/h.m² para a taxa de carregamento (N_c) (MELO *et al.*, 2010). Desse modo, com a Equação 145, determinou-se a área total da grelha.

$$A_G = \frac{m_{carvão}}{N_c} \quad (145)$$

Os resultados estão apresentados na Tabela 81.

Tabela 81 – Dimensionamento da Fornalha.

Equipamento	$m_{\text{carvão}}$ (kg/h)	V_{cc} (m ³)	d_{cc} (m)	h_{cc} (m)	A_G (m ²)
FN-301	1.024,224	124,862	5	6,359	6,828

Fonte: Autores (2021).

APÊNDICE A.13 - TORRE DE RESFRIAMENTO

A fim de reaproveitar a água utilizada no processo nos trocadores de calor e das camisas de resfriamento dos equipamentos, utiliza-se a torre de resfriamento, pode-se então reduzir a temperatura da água para até 25°C e reutilizando-se para o resfriamento nos trocadores de calor e camisas de resfriamento.

A temperatura das correntes de saída dos trocadores de calor é de 35°C, enquanto nas camisas de resfriamento do Leito Fluidizado e das Torres de Absorção a temperatura de saída de água é de 70°C. Considerou-se a reposição de 2% de água fria, devido a perdas na torre de resfriamento.

As condições escolhidas para o projeto são: ar de entrada a 30 °C bulbo seco (TBS) e 22 °C bulbo úmido (TBU); água resfriada na saída da torre a 25 °C e uma relação ar/água de 1,5 vezes a mínima.

A fim de se obter a altura da torre são utilizados os seguintes parâmetros: coeficiente de transferência de massa ($K_y a$) é estimado em 3.230 Kg/h.m³, desde que a vazão mássica da água seja no mínimo 9.820 Kg/h.m² (L_{min}) e a do gás 7.360 Kg/h.m² (G_{min}) (MCCABE, 1985).

A fim de obter o fluxo de ar (\dot{m}_{ar}), considerou-se a relação de ar/água 1,5 vezes a vazão mássica de água mínima, conforme a Equação 146.

$$\dot{m}_{ar} = 1,5 \times L_{min} \quad (146)$$

Sendo assim, temos uma vazão mássica de ar para resfriamento de 14.740 kg/h.m², portanto é possível obter a área de seção transversal da torre, conforme a Equação 147.

$$A = \frac{F}{L} \quad (147)$$

Em que F representa a vazão total de água que entra na torre, ou seja, 286.144,49 kg/h e L a vazão mássica de água mínima (L_{min}), temos então uma área de seção transversal de 29,139 m². Como a torre utilizada apresenta formato cilíndrico, temos que o diâmetro da mesma será de 6,091 metros, sendo assim, o diâmetro escolhido para a torre é de 6,1 metros, para melhor aproximação das condições operacionais.

A altura da torre é obtida a partir do diagrama de equilíbrio, para isso é necessário obter a entalpia do ar de entrada, a partir da Equação 148.

$$H_y = (1,005 + 1,88 \times H_1) \times (T - T_0) + 2501,4 \times H_1 \quad (148)$$

Em que,

H_y - Entalpia do ar (J/kg ar seco)

T - Temperatura da água (°C)

T_0 - Temperatura de referencia (0°C)

H_1 - umidade de entrada do ar (kg água/kg ar seco)

Com as condições de entrada do ar, através da carta psicrométrica (Anexo D) temos uma umidade de entrada de $H_1 = 0,0132$ kg água/ kg ar seco. T representa a temperatura do ar e T_0 a temperatura de referência (0°C).

Temos que a entalpia do ar de entrada é de 63,913 kJ/kg de ar seco. Com os dados de equilíbrio da temperatura da água versus entalpia do ar conforme a Figura 33, plota-se um gráfico de equilíbrio.

Figura 33 – Dados de equilíbrio temperatura da água vs. Entalpia do ar.

T_L (°C)	H_y (J/kg ar seco)
15,6	43680
26,7	84000
29,4	97200
32,2	112100
35,0	128900
37,8	148200
40,6	172100
43,3	197200
46,1	224500
60,0	461500

Fonte: MCABE (1985).

Com os dados, é plotado no gráfico os pontos (T_{L1}, H_{y1}) , traçando a reta representada por G_{\min} a partir desse ponto até a curva de equilíbrio em T_{L2} , obtém-se $H_{y\min}$ de 125 kJ/kg ar seco.

Com esses dados é possível determinar uma nova relação ar/água, pelas Equações 149-150.

$$\frac{G_{min}}{L} = \frac{c_L \times (T_{L2} - T_{L1})}{H_{ymin} - H_{Y1}} \quad (149)$$

Sendo c_L o calor específico da água (4.188 J/Kg °C), temos que o valor de G_{min}/L é de 1,9, sendo assim a nova relação é dada pela Equação 150.

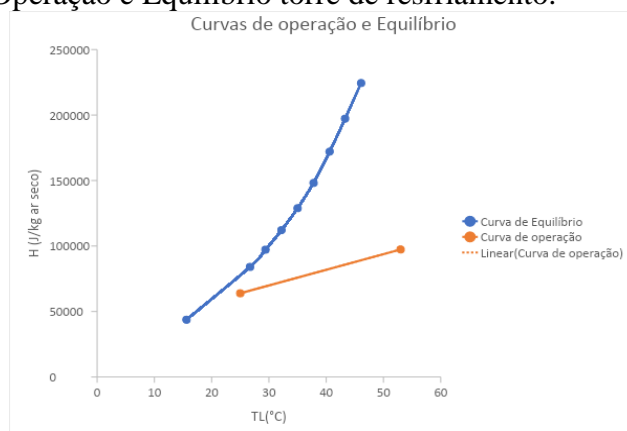
$$\frac{G}{L} = 1,5 \times \frac{G_{min}}{L} \quad (150)$$

Retorna-se ao balanço de energia, aplica-se a nova relação G/L para encontrar H_{Y2} (Equação 151)

$$H_{Y2} = \frac{L}{G} \times c_L \times (T_{L2} - T_{L1}) + H_{Y1} \quad (151)$$

Temos que H_{Y2} é de 97,365 kJ/kg de ar seco, com esse segundo ponto (T_{L2} , H_{Y2}), encontra-se a curva de operação, conforme Figura 34, que mostra a curva de operação (em laranja) e a curva de equilíbrio dentro das condições especificadas (em azul), sendo que o eixo y representa a entalpia em J/kg de ar seco e o eixo x a temperatura da fase líquida em °C.

Figura 34 – Curva de Operação e Equilíbrio torre de resfriamento.



Fonte: Autores (2021).

O cálculo da altura da torre (Z) é dado pela Equação 153, para isso, utiliza-se os dados de equilíbrio com uma amarração vertical (Equação 152).

$$\frac{hLa}{kGa} \rightarrow \infty \quad (152)$$

$$Z = \frac{G}{K_y a} \int_{H_{y1}}^{H_{y2}} \frac{dH_y}{H_y^* - H_y} \quad (153)$$

Utilizou-se o método dos trapézios (Tabela 82) para a solução numérica da integral e a área é obtida pela Equação 154.

$$A_{\text{trapézio}} = \frac{(B + b) \times 2}{2} \quad (154)$$

Tabela 82- Dados obtidos da curva de entalpia de ar seco em função da temperatura.

$T_L(^{\circ}\text{C})$	H_y (Curva de Operação)	H_y^* (Curva de Equilíbrio)	$1/(H_y^* - H_y)$	Área
25	63,912	75	0,090	0,694
34	76,535	125	0,021	0,189
<i>continuação</i>				
43	89,1575	200	0,009	0,062
53	97,365	300	0,005	-

Fonte: Autores (2021).

Desse modo, o valor da integral é definido pela soma das áreas da Tabela 76, ou seja, 0,945. Pode-se calcular a altura da torre (Z), com G_{\min} e $K_y a$ estimado em 3.230 Kg/h.m³. Temos então que a altura da torre é de 2,154 metros.

APÊNDICE A.14- DIMENSIONAMENTO DAS BOMBAS

As Tabelas 83 e 84 apresentam dos resultados da potência e o modelo escolhido para cada bomba utilizada no processo. Os resultados estão baseados nas equações do Item 10.2.7 (Bombas).

Tabela 83 - Dados obtidos e utilizados no cálculo da potência das bombas.

Bomba	Vazão mássica (kg/s)	Zb - Za (m)	Wp (J/Kg)	Pb (W)	Pb (cv)
B 101	33,79	4	58,213	1.996,93	2,68
B 102	36,03	3,5	79,295	2.857,12	3,89
B 103	206,57	2,6	35,141	7.258,94	9,87
B 104	206,13	2,6	35,052	7.225,19	9,83
B 105	47,58	3,982	52,427	2.494,39	3,39
B 106	10,12	3,786	49,311	499,20	0,68
B 107	6,21	1,2	16,196	100,54	0,14
B 108	17,85	8,982	168,665	3.997,28	5,44
B 109	9,53	8,262	138,84	2.764,88	3,76
B TC1	4,35	7,14	96,829	421,30	0,57
B TC2	0,10	9,64	185,957	18,47	0,03
B TC3	0,25	7,23	101,922	25,20	0,03
B TC4	2,62	14,26	190,654	499,73	0,68

Fonte: Autores (2021).

Tabela 84 – Potências obtidas, modelo e marca de cada bomba.

Bomba	Z (m)	Pb (cv)	Pb (cv)	Modelo	Marca
B 101	4	2,68	3	THL-13 / THLI-13	Thebe bombas hidráulicas LTDA
B 102	3,5	3,89	4	THS-18 / THSI-18	Thebe bombas hidráulicas LTDA
B 103	2,6	9,87	10	THB-18	Thebe bombas hidráulicas LTDA
B 104	2,6	9,83	10	THB-18	Thebe bombas hidráulicas LTDA
B 105	3,982	3,39	4	THS-18 / THSI-18	Thebe bombas hidráulicas LTDA
B 106	3,786	0,68	3/4	TP-70	Thebe bombas hidráulicas LTDA
B 107	1,2	0,14	1/4	APP-13	Thebe bombas hidráulicas LTDA
B 108	10,982	5,44	5,5	THB-18	Thebe bombas hidráulicas LTDA

continuação

B 109	10,286	3,76	4	THB-18	Thebe bombas hidráulicas LTDA
B TC1	7,14	0,57	3/4	TP-70	Thebe bombas hidráulicas LTDA
B TC2	9,64	0,03	1/4	APP-13	Thebe bombas hidráulicas LTDA
B TC3	7,23	0,03	1/4	APP-13	Thebe bombas hidráulicas LTDA
B TC4	14,26	0,68	3/4	TP-70	Thebe bombas hidráulicas LTDA

Fonte: Autores (2021).

APÊNDICE B – MEMORIAL DE CÁLCULO TUBULAÇÕES

APÊNDICE B.1 – TUBULAÇÕES DO PROCESSO

Para o cálculo do diâmetro das tubulações, utilizou-se a vazão necessária para cada trecho e dividiu-se pela velocidade recomendada. Com isso obtém-se uma área transversal para cada trecho, a qual se utilizou na Equação 155 para a obtenção do diâmetro.

$$A = \frac{\pi \times D^2}{4} \quad (155)$$

Pôde-se determinar os diâmetros para cada trecho, conforme mostrado nas Tabelas 85-86.

Tabela 85 – Diâmetro das tubulações de gases para cada trecho.

Trecho	Vazão (kg/h)	Área (m²)	Diâmetro (m)
1-1	99.199,141	0,459	0,765
1-2	48.629,689	0,225	0,535
1-3	53.507,830	0,248	0,562
1-4	51.570,327	0,239	0,551
1-5	50.961,238	0,236	0,548
1-6	50.961,238	0,236	0,548
1-7	50.961,24	0,236	0,548
1-8	43.348,526	0,201	0,505
1-9	43.349,526	0,201	0,505
1-10	43.350,526	0,201	0,506
1-11	41.797,56	0,194	0,496
1-12	50.565,94	0,234	0,546

Fonte: Autores (2021).

Tabela 86 – Diâmetro das tubulações de ácido sulfúrico para cada trecho.

Trecho	Vazão (kg/h)	Área (m²)	Diâmetro (m)
2-1	171.286,01	0,022	0,166
2-2	178.898,72	0,022	0,169
2-3	34.896,80	0,004	0,075
2-4	36.447,77	0,005	0,076
2-5	742.055,64	0,093	0,345

<i>continuação</i>			
2-6	743.649,18	0,094	0,345
2-7	11.175,14	0,001	0,042
2-8	11.175,14	0,001	0,042
2-9	11.175,14	0,001	0,042

Fonte: Autores (2021).

Para a escolha do diâmetro comercial de cada trecho, considerou-se o diâmetro imediatamente inferior e imediatamente superior do diâmetro calculado, seguindo a norma ANSI B.36.10 e 36.19 (Anexo G). Desse modo, calculou-se a área pela Equação 155 e as velocidades correspondentes a cada diâmetro pela Equação 156, com isso, escolheu-se o diâmetro comercial onde a velocidade calculada é a mais próxima da velocidade recomendada, conforme as Tabelas 87-88.

$$v = \frac{4 \times Q}{\pi \times D^2} \quad (156)$$

Tabela 87 – Diâmetro comercial das tubulações de gases para cada trecho.

Menor diâmetro (pol)			Maior diâmetro (pol)			Diâmetro escolhido (pol)
Diâmetro comercial (pol)	Área (m²)	v (m/s)	Diâmetro comercial (pol)	Área (m²)	v (m/s)	
24	0,292	31,470	30	0,456	20,141	30
20	0,203	22,216	24	0,292	15,428	20
20	0,203	24,444	24	0,292	16,975	20
20	0,203	23,559	24	0,292	16,360	20
20	0,203	23,281	24	0,292	16,167	20
20	0,203	23,281	24	0,292	16,167	20
20	0,203	23,281	24	0,292	16,167	20
18	0,164	24,448	20	0,203	19,803	20
18	0,164	24,449	20	0,203	19,803	20
18	0,164	24,449	20	0,203	19,804	20
18	0,164	23,573	20	0,203	19,094	20
20	0,203	23,100	24	0,292	16,042	20

Fonte: Autores (2021).

Tabela 88 – Diâmetro comercial das tubulações de ácido sulfúrico para cada trecho.

Menor diâmetro (pol)			Maior diâmetro (pol)			Diâmetro escolhido (pol)
Diâmetro comercial (pol)	Área (m ²)	v (m/s)	Diâmetro comercial (pol)	Área (m ²)	v (m/s)	
6	0,018	1,417	8	0,032	0,797	6
6	0,018	1,480	8	0,032	0,832	6
3	0,005	1,155	2 1/2	0,003	1,663	3
3	0,005	1,206	2 1/2	0,003	1,737	3
12	0,073	1,534	14	0,099	1,127	14
12	0,073	1,538	14	0,099	1,130	14
2 1/2	0,003	0,532	3	0,005	0,370	2 1/2
2 1/2	0,003	0,532	3	0,005	0,370	2 1/2
2 1/2	0,003	0,532	3	0,005	0,370	2 1/2

Fonte: Autores (2021).

Sabendo que o comprimento das tubulações é dado a partir do somatório do comprimento horizontal obtido pela planta baixa e da altura de cada equipamento. Sendo que, para o cálculo do comprimento total da tubulação do processo, considerou-se uma porcentagem de 25% do comprimento real para perda de carga nos acessórios, os resultados podem ser vistos nas Tabelas 89-90.

Tabela 89 – Variação de altura, comprimento real e total para tubulação contendo gases.

Trecho	Δz (m)	Comprimento (m)	Comprimento Total (m)
1-1	1	1,48	2,850
1-2	5,267	7,45	14,580
1-3	5	7,57	14,463
1-4	1	8,97	12,213
1-5	6,35	15,11	25,238
1-6	1	4,54	6,675
1-7	2	12,16	17,200
1-8	2	10,11	14,638
1-9	1	3,4	5,250
1-10	2	7,37	11,213
1-11	1,9	11,08	15,750
1-12	3	2,75	6,438

Fonte: Autores (2021).

Tabela 90 – Variação de altura, comprimento real e total para tubulação contendo ácido sulfúrico.

Trecho	Δz (m)	Comprimento (m)	Comprimento Total (m)
2-1	3,982	1,96	6,432
2-2	3,982	1,98	6,457
2-3	3,786	4,83	9,824
2-4	3,786	4,9	9,911
2-5	2,6	23,04	31,400
2-6	2,6	26,51	35,738
2-7	1,2	10,88	14,800
2-8	1,2	7,16	10,150
2-9	1,2	7,32	10,350

Fonte: Autores (2021).

APÊNDICE B.2 – TUBULAÇÕES DE ÁGUA FRIA

A demanda de água nos equipamentos é mostrada na Tabela 37. Enquanto a demanda de água para prédios auxiliares, ou seja, escritório, sanitários, cozinha, lavanderia e refeitório, foram calculadas a partir da estimativa das vazões de água em cada peça, conforme o Anexo H. Sendo assim, obtém-se a Tabela 36, que mostra a demanda de água por peça.

Utilizando as mesmas relações do apêndice B.1, temos a vazão de cada trecho com sua área e diâmetro real, tendo 2 m/s como velocidade recomendada para tubulações de água fria (Tabela 91).

Tabela 91 – Diâmetro das tubulações de água fria para cada trecho.

Trecho	Vazão (L/h)	Area (m ²)	Diâmetro (m)
3-1	5,000	6,944E-07	0,0009
3-2	417,921	5,804E-05	0,0086
3-3	9.463,641	1,314E-03	0,0409
3-4	892,175	1,239E-04	0,0126
3-5	358,615	4,981E-05	0,0080
3-6	15.708,926	2,182E-03	0,0527
3-7	23.195,718	3,222E-03	0,0640
3-8	122.011,855	1,695E-02	0,1469
3-9	129.167,304	1,794E-02	0,1511
3-10	957,237	1,329E-04	0,0130
3-11	136.902,000	1,901E-02	0,1556
3-12	237.678,042	3,301E-02	0,2050
3-13	1.552,500	2,156E-04	0,0166
3-14	629,750	8,747E-05	0,0106
3-17	64.265,99	8,926E-03	0,1066
3-18	34.947,95	4,854E-03	0,0786

Fonte: Autores (2021).

Para a escolha do diâmetro comercial de cada trecho, considerou-se o diâmetro imediatamente inferior e imediatamente superior do diâmetro calculado, seguindo a norma ANSI B.36.10 e 36.19 (Anexo G). Temos então a Tabela 92, com o diâmetro escolhido para o processo em cada um dos trechos.

Tabela 92 – Diâmetro comercial das tubulações de água fria para cada trecho.

Menor Diâmetro (pol)			Maior Diâmetro (pol)			Diâmetro escolhido (pol)
Diâmetro comercial (pol)	Área (m ²)	v (m/s)	Diâmetro comercial (pol)	Área (m ²)	v (m/s)	
1/8	7,917E-06	0,175	1/4	3,167E-05	0,0439	1/8
¼	3,167E-05	3,666	1/2	1,267E-04	0,9164	1/2
1 ½	1,140E-03	2,306	2	2,027E-03	1,2970	1 1/2
½	1,267E-04	1,956	3/4	2,850E-04	0,8695	1/2
¼	3,167E-05	3,145	1/2	1,267E-04	0,7864	1/4
2	2,027E-03	2,153	2 1/2	3,167E-03	1,3779	2
2 ½	3,167E-03	2,035	3	4,560E-03	1,4129	2 1/2
4	8,107E-03	4,180	6	1,824E-02	1,8580	6
4	8,107E-03	4,426	6	1,824E-02	1,9669	6
½	1,267E-04	2,099	3/4	2,850E-04	0,9329	1/2
6	1,824E-02	2,085	10	5,067E-02	0,7505	6
6	1,824E-02	3,619	10	5,067E-02	1,3029	10
½	1,267E-04	3,404	3/4	2,850E-04	1,5130	3/4
½	1,267E-04	1,381	3/4	2,850E-04	0,6137	1/2
3	4,560E-03	3,915	6	1,824E-02	0,9786	3
2 ½	3,167E-03	3,065	3	4,560E-03	2,1287	3

Fonte: Autores (2021).

Do mesmo modo que no apêndice B.1, o comprimento das tubulações é calculado a partir do somatório do comprimento horizontal obtido pela planta baixa e da altura de cada equipamento. Sendo que, para o cálculo do comprimento total da tubulação do processo, considerou-se uma porcentagem de 25% do comprimento real para perda de carga nos acessórios, o resultado pode ser visto na Tabela 93.

Tabela 93 – Variação de altura, comprimento real e total para tubulação de água fria.

Trecho	Δz (m)	Comprimento (m)	Comprimento Total (m)
3-1	1	2,4	4,000
3-2	2	20,94	28,175
3-3	1	14,26	18,825
3-4	1	7,23	10,038
3-5	1	9,64	13,050
3-6	1	7,14	9,925
3-7	3	9,6	15,000

<i>continuação</i>			
3-8	4	23,93	33,913
3-9	3,5	7,7	13,125
3-10	2	6,52	10,150
3-11	1	23,61	30,513
3-12	1,5	1,73	3,663
3-13	2	57,76	74,200
3-14	1,5	32	41,500
3-17	2	10,51	15,138
3-18	2	12,6	17,750

Fonte: Autores (2021).

B.2.1 Vestiários

Como o número de colaboradores da fábrica é de 96, sendo desses, 45 operários de produção. Desse modo, há 2 vestiários com 5 chuveiros no total, três no vestiário masculino e dois no vestiário feminino.

Além disso, há 10 vasos sanitários, 4 no vestiário masculino, 4 no vestiário feminino. Há, também, dois banheiros localizados no escritório, um feminino e um masculino, cada um com um vaso sanitário e uma pia. Cada vestiário possui duas pias, totalizando 6 pias.

A vazão do chuveiro foi calculada a partir da consideração de que cada funcionário da produção, ou seja, 45 colaboradores, tomam banho uma vez ao dia, sendo o período de duração de 5 minutos.

Para os sanitários, considerou-se que cada funcionário utiliza o banheiro 3 vezes por dia, com descarga de 15 segundos (DEBOITA e BACK, 2014). Para as pias, considerou-se que cada funcionário lava as mãos 5 vezes ao dia, com 30 segundos de enxágue.

B.2.2 Cozinha

Utiliza-se água fria nas duas pias da cozinha, e no lava-louças. Conforme o Anexo H, a pia tem vazão de 15L/min e considerou-se que cada uma é utilizada 10 minutos por

dia. Enquanto a máquina de lavar louça apresenta uma vazão de 18L/min e um tempo de uso de 12 minutos por dia.

O alimento é produzido na empresa, sendo assim, há necessidade de utilizar água para o cozimento. O número de panelas utilizadas são seis, considerando-se que cada pessoa necessita de 8 Litros de água para o cozimento do seu alimento, e o tempo para o cozimento é de, em média, 1 hora.

B.2.3 Bebedouros

No refeitório, escritórios e produção há bebedouros disponíveis, sendo que a Norma Regulamentadora 18 (NR18) estabelece que indústrias devem ter pelo menos um bebedouro que ofereça água potável e filtrada para cada 25 trabalhadores.

Desse modo, há 5 bebedouros, dois no refeitório, dois na área industrial e um no escritório, estimando um consumo de 2 litros de água por funcionário, temos que a demanda de água nos bebedouros é de 8 L/h.

B.2.4 Poço artesiano

A demanda de água removida do poço artesiano é mostrada na Tabela 94, utilizando as mesmas relações do Apêndice B.1, temos a vazão de cada trecho com sua área e diâmetro real, tendo 2,5 m/s como velocidade recomendada para tubulações de água fria.

Tabela 94 – Diâmetro das tubulações de água provinda do poço para cada trecho.

Trecho	Vazão (L/h)	Área (m ²)	Diâmetro (m)	Diametro (pol)
3-15	5.926,04	0,0006	0,02895	1 1/7
3-16	2.187,25	0,0002	0,01759	2/3

Fonte: Autores (2021).

Para a escolha do diâmetro comercial de cada trecho, considerou-se o diâmetro imediatamente inferior e imediatamente superior do diâmetro calculado, seguindo a norma ANSI B.36.10 e 36.19 (Anexo G). Temos então a Tabela 95, com o diâmetro escolhido para o processo em cada um dos trechos.

Tabela 95 – Diâmetro comercial das tubulações de água do poço em cada trecho.

Menor Diâmetro (pol)			Maior Diâmetro (pol)			Diâmetro escolhido (pol)
Diâmetro comercial (pol)	Área (m ²)	v (m/s)	Diâmetro comercial (pol)	Área (m ²)	v (m/s)	
1	0,0005	3,248	1 1/4	0,0008	2,079	1 1/4
1/2	0,0001	4,796	1	0,0005	1,199	1

Fonte: Autores (2021).

Do mesmo modo que no apêndice B.1, o comprimento das tubulações é calculado a partir do somatório do comprimento horizontal obtido pela planta baixa e da altura de cada equipamento. Sendo que, para o cálculo do comprimento total da tubulação do processo, considerou-se uma porcentagem de 25% do comprimento real para perda de carga nos acessórios, o resultado pode ser visto na Tabela 96.

Tabela 96– Variação de altura, comprimento real e total para tubulação de água provinda do poço.

Trecho	Δz (m)	Comprimento (m)	Comprimento Total (m)
3-15	115	35,04	158,800
3-16	13	75,19	106,988

Fonte: Autores (2021).

APÊNDICE B.3 – TUBULAÇÕES DE ÁGUA QUENTE

A demanda de água nos equipamentos é mostrada na Tabela 97, utilizando as mesmas relações do apêndice B.1, temos a vazão de cada trecho com sua área e diâmetro real, tendo 3 m/s como velocidade recomendada para tubulações de água fria.

Tabela 97 – Diâmetro das tubulações de água quente para cada trecho.

Trecho	Vazão (L/h)	Área (m ²)	Diâmetro (m)
4-1	9.463,641	8,763E-04	0,033
4-2	892,175	8,261E-05	0,010
4-3	358,615	3,321E-05	0,007
4-4	15.708,926	1,455E-03	0,043
4-5	23.195,718	2,148E-03	0,052
4-6	64.265,99	1,785E-02	0,0870
4-7	34.947,95	9,708E-03	0,0642

Fonte: Autores (2021).

Para a escolha do diâmetro comercial de cada trecho, considerou-se o diâmetro imediatamente inferior e imediatamente superior do diâmetro calculado, seguindo a norma ANSI B.36.10 e 36.19 (Anexo G). Temos então a Tabela 98, com o diâmetro escolhido para o processo em cada um dos trechos.

Tabela 98 – Diâmetro comercial das tubulações de água fria para cada trecho.

Menor Diâmetro (pol)			Maior Diâmetro (pol)			Diâmetro escolhido (pol)
Diâmetro comercial (pol)	Área (m ²)	v (m/s)	Diâmetro comercial (pol)	Área (m ²)	v (m/s)	
1 1/4	7,917E-04	3,320	1 1/2	1,140E-03	2,306	1 1/4
1/4	3,167E-05	7,825	1/2	1,267E-04	1,956	1/2
1/4	3,167E-05	3,145	1/2	1,267E-04	0,786	1/4
1 1/2	1,140E-03	3,827	2	2,027E-03	2,153	1 1/2
2	2,027E-03	3,179	2 1/2	3,167E-03	2,035	2
3	4,560E-03	3,915	6	1,824E-02	0,979	3
2	2,027E-03	4,790	2 1/2	3,167E-03	3,065	2 1/2

Fonte: Autores (2021).

Do mesmo modo que no apêndice B.1, o comprimento das tubulações é calculado a partir do somatório do comprimento horizontal obtido pela planta baixa e da altura de cada equipamento. Sendo que, para o cálculo do comprimento total da tubulação do processo, considerou-se uma porcentagem de 25% do comprimento real para perda de carga nos acessórios, o resultado pode ser visto na Tabela 99.

Tabela 99 – Variação de altura, comprimento real e total para tubulação de água quente.

Trecho	Δz (m)	Comprimento (m)	Comprimento Total (m)
4-1	1	29,51	37,888
4-2	1	6,78	9,475
4-3	1	11,04	14,800
4-4	1	7,83	10,788
4-5	3	10,47	16,088
4-6	10	3,28	14,100
4-7	10	10,14	22,675

Fonte: Autores (2021).

APÊNDICE B.4 – INSTALAÇÕES DE AR COMPRIMIDO

Para a obtenção do diâmetro das instalações de ar comprimido, utilizou-se a Equação 157 (MALDANER, 2016).

$$d = 10 \times \sqrt[5]{\frac{1,663785 \times 10^{-3} \times Q^{1,85} \times l_T}{\Delta P \times P}} \quad (157)$$

Sendo d o diâmetro em mm, Q o volume de corrente de ar em m^3/h , l_T o comprimento total da linha em m, ΔP a queda de pressão admitida, ou seja, a perda de carga em função dos atritos internos da tubulação e singularidades, em kgf/cm^2 e P a pressão do regime em kgf/cm^2 .

Sendo que o comprimento das tubulações é calculado a partir do somatório do comprimento horizontal obtido pela planta baixa e da altura de cada equipamento. Para o cálculo do comprimento total da tubulação do processo, considerou-se uma porcentagem de 25% do comprimento real para perda de carga nos acessórios. O resultado pode ser visto na Tabela 39.

Para o dimensionamento da tubulação, considera-se que a queda de pressão varia de $0,3 \text{ kgf}/\text{cm}^2$ para tubulações menores que 500 m de comprimento e que a pressão de regime gira em torno de 7 a $12 \text{ kgf}/\text{cm}^2$. Temos então que o diâmetro da tubulação é de 121,884 mm. Considerou-se o diâmetro seguindo a norma ANSI B.36.10 e 36.19 (Anexo G). Temos então que o diâmetro comercial da tubulação de ar comprimido é de 3”.

ANEXO A - CATÁLOGOS DOS EQUIPAMENTOS

ANEXO A.1 - CATÁLOGO DE ESTEIRAS

Belt Conveyor

Type A Belt Conveyor



Type B Belt Conveyor



Type C Belt Conveyor



For curved and extremely low slope conveying - horizontal or incline / decline

Key Features	Benefits
Modular design	Proven product, highly configurable, easy and reduced installation with low maintenance.
Fully reversible option (with intermediate drive)	Allows for a variety of configurations to be made from standard components.
Fewer number of components with minimal adjustments	Greater versatility with the intermediate drive.
Roller belt	Low initial cost, reduced spare parts cost.
Slider belt	Wide of resistance and maintenance.
Roller belt	Lowest power requirement, consumes energy.
Slider belt	Quiet operation, smooth transportation.

Auxiliary modules include:

- Mobile units
- Pop-Out Rollers
- Change of Direction
- Reverse Drive Units
- Coil Drive / Intermediate Drive
- Comprehensive range of belt types
- Guard Rail

Also available in:

- Powder coated and stainless steel

Specifications		
Load	Belt Widths	Standard Speeds (meters per minute)
Up to 25kg per meter	300mm, 400mm, 450mm, 500mm, 550mm and 600mm	12 - 30 Others available on request

* Reversible load with roller belt to 40 m/min. * Other configurations available

Fonte: UNI-XU.

BELT FEEDERS

Belt feeders are used to provide a controlled discharge rate of material. Commonly used when material that is either stockpiled or loaded (at an uncontrolled rate) in a bin or hopper needs to be introduced into the system at a controlled feed rate.

FEECO belt feeders offer a variety of beneficial features, some of which include:

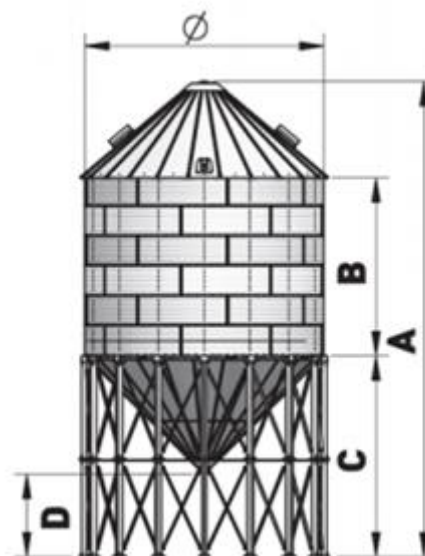
- Engineered hopper/feed bin
- Fully enclosed belt skirting
- Manual material leveling gate
- Variable speed



Fonte: FEECO.

ANEXO A.2 - CATÁLOGO DOS SILOS (S-101)

MODELO	DIMENSÕES (mm)					VOLUME (m³)
	Ø	A	B	C	D	
SFC 2501	2,52	5,301	0,91	2,92	1,65	7,7
SFC 2502		6,215	1,83	2,92	1,65	12,3
SFC 2503		7,129	2,74	2,92	1,65	16,8
SFC 2504		8,043	3,66	2,92	1,65	21,4
SFC 2505		8,957	4,57	2,92	1,65	26
SFC 2702	2,75	6,287	1,83	2,92	1,535	15
SFC 2703		7,200	2,74	2,92	1,535	20,4
SFC 2704		8,114	3,66	2,92	1,535	25,8
SFC 2705		9,028	4,57	2,92	1,535	31,3
SFC 3602	3,66	6,050	1,83	3,166	1,282	29,1
SFC 3603		6,964	2,74	3,166	1,282	38,7
SFC 3604		7,878	3,66	3,166	1,282	48,4
SFC 3605		8,792	4,57	3,166	1,282	58
SFC 3606		9,702	5,49	3,166	1,282	67,7
SFC 4503	4,58	7,210	2,74	3,147	0,805	64,3
SFC 4504		8,124	3,66	3,147	0,805	79,4
SFC 4505		9,038	4,57	3,147	0,805	94,4
SFC 4506		9,952	5,49	3,147	0,805	109,5
SFC 4507		10,866	6,40	3,147	0,805	124,6
SFC 4508		11,780	7,32	3,147	0,805	139,7
SFC 5503	5,5	7,801	2,74	3,596	0,805	98
SFC 5504		8,715	3,66	3,596	0,805	119,7
SFC 5505		9,629	4,57	3,596	0,805	141,4
SFC 5506		10,543	5,49	3,596	0,805	163,2
SFC 5507		11,457	6,40	3,596	0,805	184,9
SFC 5508		12,371	7,32	3,596	0,805	206,6
SFC 5509		13,285	8,23	3,596	0,805	228,3
SFC 5510		14,199	9,14	3,596	0,805	250,1
SFC 6404	6,4	9,268	3,66	3,83	0,94	170,5
SFC 6405		10,182	4,57	3,83	0,94	200,1
SFC 6406		11,096	5,49	3,83	0,94	229,6
SFC 6407		12,011	6,40	3,83	0,94	259,2
SFC 6408		12,925	7,32	3,83	0,94	288,8
SFC 6409		13,840	8,23	3,83	0,94	318,4
SFC 6410		14,754	9,14	3,83	0,94	347,9
SFC 6411		15,668	10,06	3,83	0,94	377,5
SFC 6412		16,583	10,97	3,83	0,94	407,1



Fonte: PAGE.

ANEXO A.3 - CATÁLOGO DO MOINHO (M-101)



Moinhos

RGM 755C

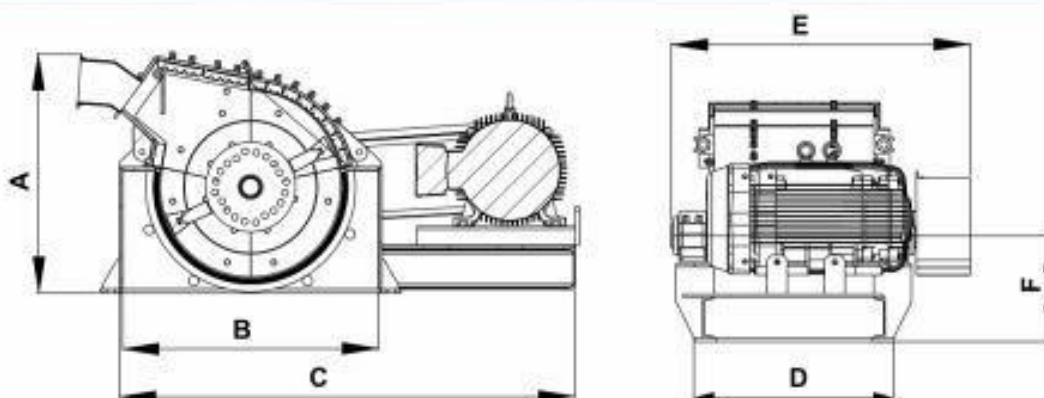
Sistema de tampas Bipartido
Com o intuito de reduzir o tempo de manutenção e simplificar a inspeção dos revestimentos internos, a RG MAQ desenvolveu um sistema de tampa de fácil abertura, que proporciona rápida remoção e substituição dos martelos, grelhas e revestimentos



RG MAQ
EQUIPAMENTOS PARA
MOAGEM E MINERAÇÃO



O Moinho RGM 755C mantém uma ampla possibilidade de controle da granulometria do produto final, conforme a abertura de suas grelhas que podem variar de 1.2 mm até 6 mm.
Seu Rotor possui discos com furações escalonadas, que proporcionam uma aproximação dos martelos nas grelhas e costelas para obter um resultado de granulometria precisa.
Seus martelos são produzidos com material de alta resistência e dureza gerando uma durabilidade maior e um excelente produto, assim como seus revestimentos internos fabricados em Material de Aço Manganês (Laterais e Costelas).
As grelhas de Aço 5160 são produzidas para maior durabilidade de impacto e abrasão.



MODELO	POTÊNCIA		DIMENSÕES (mm)						PESO	ROTAÇÃO (RPM)		PRODUÇÃO APROXIMADAMENTE (TH) ABERTURA DAS GRELHAS					
	CV	PÓLOS	A	B	C	D	E	F	KG	MOTOR	MOINHO	2mm	3mm	4mm	5mm	6mm	7mm
RGM755C	12 a 180	4	1413	1280	2808	795	1515	525	2530	1750	1000	18 TH	20 TH	25 TH	35 TH	35 TH	40 TH
RGM955C	200	4	1413	1280	2808	895	1715	525	2680	1750	1000	20 TH	23 TH	30 TH	35 TH	40 TH	45 TH

19 3414 2390 3424 4358 98142 7375 (Geraldo)
Av. Santa Cruz do Rio Pardo, 4450 - Via de Acesso SP 155/308
Caixa Postal 425 / CEP 13400 970 / Taquaral - Piracicaba/SP
www.rgmaq.com.br | gfacioli@rgmaq.com.br
rgmaq@rgmaq.com.br



ANEXO A.4 - CATÁLOGO DO FILTRO DE TAMBOR ROTATIVO (F-101)

IX
sessenta anos
1948
2008

Filtro Rotativo a Vácuo tipo FRV

Experiência **Mausa**

Tecnologia internacional associada e know how próprio.

Resultados **Mausa**

Equipamentos otimizados para necessidades e condições do setor.

Desempenho **Mausa**

Segurança máxima, qualidade superior e longa vida útil.

Formas construtivas

VTC Vácuo Tubulação Convencional.

VFR Vácuo Tubulação Dupla simétrica.

VTD Vácuo Tubulação Dupla intercalada.



TAMBOR (ft)	ÁREA FILTRANTE (m2)
10 x 14	41
10 x 16	47
10 x 18	53
10 x 20	58
13 x 20	76
13 x 24	91
13 x 26	99
13 x 28	106

Fonte: MAUSA.

ANEXO A.5 - CATÁLOGO DO SECADOR ROTATIVO (SR-101)



Secador Rotativo

O secador rotativo é um tipo de equipamento de secagem para processar grandes quantidades de materiais. Possui características de operação confiável, grande flexibilidade de operação, forte adaptabilidade, grande capacidade de processamento, forte adaptabilidade de materiais, secagem de vários materiais. É amplamente utilizado em materiais de construção, metalurgia, química, indústria de cimento para secar a escória de calcário, pó de carvão, escória, argila e outros materiais.

Materiais Aplicáveis:

Amplamente utilizado na química, mineração, metalurgia, agricultura, rações, fertilizantes e outros campos industriais. Tal como minério, escória, carvão, pó metálico, terra de diatomácea, caulim, resíduo de amido, grãos de destilaria, dregs, resíduo de molho de soja, fertilizante, cloreto de potássio, sulfato de potássio, etc., lodo, resíduo de produto aquático, resíduo de fábrica de alimentos, fósforo fertilizante enxofre Amônio, carbonato de cálcio leve, argila, lama de cal, lama de minério, escória de rocha fosfática, lama vermelha de planta de alumínio.

Especificação	Comprimento (m)	Capacidade Evaporativa (kgH ₂ O / h)
HZ1200	10~14	~800
HZ1500	12~16	~1500
HZ1800	16~20	~2600
HZ2000	18~22	~3600
HZ2200	20~24	~5000
HZ2400	22~26	~6500
HZ2600	24~30	~8000
HZ2800	26~32	~9000
HZ3000	28~34	~10000

Fonte: TIANLI ENERGY.

ANEXO A.6- CATÁLOGO DO LEITO FLUIDIZADO (R-101)



Pyrite roasting, most commonly known as dead roasting process and is mainly used in our zinc and pyrite roasters. When using a dead roasting process for concentrates, the sulfides are completely transformed into oxides. The gas temperature in this type of plant is typically between 800 and 900°C. The hot gas generated in the process is used for heat recovery and is suitable for high-pressure steam production in a waste heat boiler. For gold roasting applications, even low-sulfur and organic contents are removed efficiently, leading to increased gold recovery in the downstream leaching process.

- Direct dry feeding of the concentrate (moisture content 6–12%) to the roaster
- Suitable for roasting sulfidic concentrates with a wide range of chemical and physical compositions

OUTOTEC ROASTING PROCESS OFFERINGS

PROCESS	TYPE	AIM AND PROCESS CONDITIONS	FEED MATERIALS	END PRODUCTS	APPLICATION
Partial roasting (exothermic)	BFB	Removal of As, sulfur is removed partially from 34% to 20% Temp: 550–700 °C Oxygen: < 1 vol%	As elimination in Cu-concentrate	"As-free" Cu-concentrate, Sulfuric acid	Copper roaster
Dead roasting (exothermic)	BFB/CFB	Total sulfur elimination, product is pure oxide Temp: 550–950 °C Oxygen: 3–5 vol%	ZnS, FeS ₂ , CuS, MeS, Au	MeO, Sulfuric acid, Steam	Zinc, pyrite, gold, copper, nickel
Two-stage roasting (partial roasting + dead roasting)	BFB	Removal of As (partial roasting), Removal of S and C (dead roasting) Temp: same as partial/dead roasting, Oxygen: same as partial/dead roasting	As containing Au concentrate	"As-free" Au-concentrate, Sulfuric acid, Steam	Gold roaster
Sulfating roasting (exothermic)	BFB	Transformation of metal sulfides into metal sulfates Temp: 650–750 °C Oxygen: ~ 6 vol%	MeS-like Cu/Co-sulfide	MeSO ₄ , mainly CuSO ₄ /CoSO	Copper/cobalt roaster
Decomposition (endothermic)	CFB/BFB	Removal of SO ₂ from metal, Removal of chloride from metal Temp: 600–1000 °C Oxygen: 1–2 vol%	MeSO ₄ [e.g. FeSO ₄ , CaSO ₄] MeCl _x [e.g. NiCl ₂ , AlCl ₃]	MeO, Sulfuric acid, Hydrochloric acid	Pigment industry, nickel, alumina

BFB = Bubbling Fluidized Bed CFB = Circulating Fluidized Bed

We offer lifecycle services for all roasting processes to help you optimize plant performance and maintain asset values.

Fonte: OUTOTEC.

ANEXO A.7 - CATÁLOGO DO CICLONE (C-101)

The Cyclone Advantage

Unlike many dust collectors, the Cyclone contains no moving or replaceable parts and is essentially maintenance free. Air is drawn into the Cyclone tangentially and rotates at high velocity around the inner circumference. The heavier dust is separated from the air by centrifugal action and is deposited in the barrel or hopper.

Benefits

- Welded, heavy construction
- Internal helix
- Integral fan and motor assembly
- Rotatable blower housing
- Square to round inlet
- Flanged outlet
- Support stand for drum
- Barrel top adapter with flexible connection



Size	Airflow (CFM)	Motor (HP) ¹	Inlet Diam. (Inch)	Dust Storage		Approximate Dimensions (Inch)			Weight (LBS) ²
				Type	Style ³	Height	Width	Depth	
AAF-CY16-2	800-1,000	2	6	DRUM	D1 ONLY	108	36	36	400
AAF-CY20-3	1,000-1,500	3	8	DRUM	D1 ONLY	118	42	42	550
AAF-CY20-5	1,500-2,200	5	8	DRUM	D1 ONLY	120	42	42	650
AAF-CY24-7.5	2,000-3,000	7.5	10	DRUM	D1 or D2	139/163	42/50	42	900
AAF-CY30-10	3,000-4,000	10	14	DRUM AIRLOCK ²	D1 or D2 A	154/178 215	42/50 "4	42 "4	1,150 950
AAF-CY30-15	3,500-4,500	15	14	DRUM AIRLOCK ²	D1 or D2 A	159/183 215	42/50 "4	42 "4	1,200 980
AAF-CY36-20	5,000-7,000	20	16	DRUM AIRLOCK ² HOPPER ²	D1 or D2 A H	190/212 254 260	66 "4 "4	66 "4 "4	2,200 2,600 2,950
AAF-CY36-25	5,500-7,500	25	16	DRUM AIRLOCK ² HOPPER ²	D1 or D2 A H	201/223 265 270	66 "4 "4	66 "4 "4	2,250 2,800 3,000
AAF-CY36-30	6,000-8,000	30	16	DRUM AIRLOCK ² HOPPER ²	D1 or D2 A H	201/223 265 270	66 "4 "4	66 "4 "4	2,300 2,900 3,050
AAF-CY44-40	8,000-11,000	40	20	AIRLOCK ² HOPPER ²	A H	295 294	"4 "4	"4 "4	3,350 3,200
AAF-CY44-50	9,000-12,000	50	20	AIRLOCK ² HOPPER ²	A H	295 294	"4 "4	"4 "4	3,600 3,300

Fonte: AAF.

ANEXO A.8 - CATÁLOGO DO FILTRO DE MANGAS (F-102)

FILTRO DE MANGAS

O filtro de mangas *Ar Ambiental* com exclusivo sistema de limpeza automática das mangas filtrantes por meio de jatos de ar comprimido é um equipamento versátil e eficiente, sendo empregado para a filtração de material particulado seco contido em gases ou no ar ambiente, a baixas ou altas temperaturas, amplamente utilizado para recuperação de particulados "finos e grossos" e controle da poluição atmosférica na fonte, com altíssima eficiência de retenção.

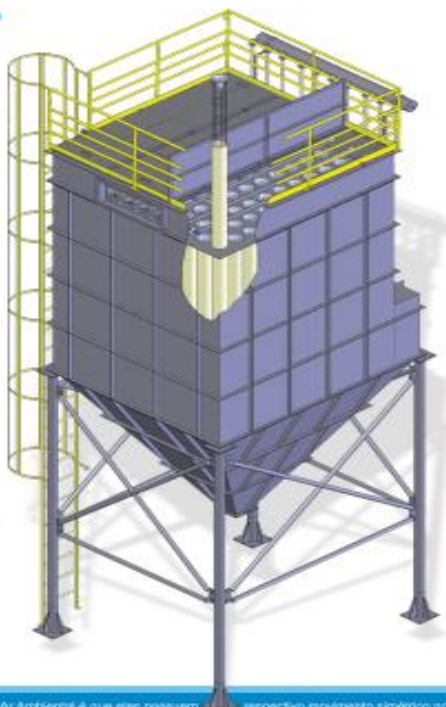
Sua construção é do tipo industrial robusta, sendo que o material de construção da carcaça, gaiolas, venturis e mangas filtrantes variam conforme a necessidade do projeto. A carcaça e outros componentes dos filtros de mangas podem ser fabricados em aço carbono, aço carbono galvanizado, aço inoxidável, alumínio, polipropileno ou fibra de vidro, dentre outros.

Já as mangas filtrantes são executadas em feltro agulhado de fibras sintéticas tais como poliéster, polipropileno, acrílico, PPS (Ryton®), vidro, poliamida (Nemodil®), PTFE (Teflon®), PI (P-Bell®) e outras fibras especiais, cada uma com uma aplicação diferente. As mangas filtrantes do filtro de mangas *Ar Ambiental* têm tamanho padrão, sendo o diâmetro de 160 mm e podem apresentar diversos comprimentos, sendo 1650 mm, 2400 mm, 3100 mm, 3600 mm e 4000 mm, sendo que projetamos filtros de mangas com mangas filtrantes com outros diâmetros e comprimentos em casos especiais.

Apresentam formas construtivas modular que permite agrupar duas ou mais câmaras para atender as vazões requeridas, podendo ser quadrados ou retangulares que são adequados para a maioria das aplicações, ou cilíndricos que são empregados em sistemas de altas pressões ou depressões.

Visando à segurança do trabalho, a redeia das mangas filtrantes é preferencialmente pelo lado limpo do filtro de mangas, ou seja, pelo topo do mesmo, devido à facilidade de manutenção e para evitar o contato com o material particulado presente no lado sujo, porém a remoção das mangas filtrantes pode ser projetada para ser feita pela lateral em casos onde haja restrições de altura ou a altura seja limitada.

Sua construção permite combinações diversas, que possibilitam a seleção da área filtrante ideal com o mínimo de área ocupada pelo equipamento, permitindo o melhor custo benefício para o cliente.



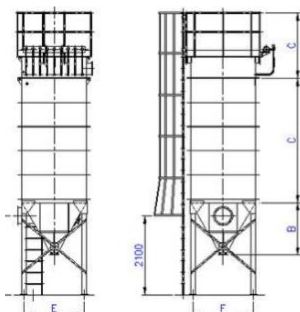
FUNCIONAMENTO

O ar contaminado entra lateralmente pela parte inferior da carcaça do filtro de mangas e movimenta-se para cima, já com velocidade reduzida. Nas mangas ocorre a separação do material particulado do ar. Quando próximo na parte externa das mesmas, enquanto o ar é esvaziado para a atmosfera dentro das normas ambientais vigentes. Uma diferencial importante dos filtros de

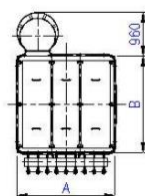
mangas *Ar Ambiental* é que eles possuem um anteparo que evita o impacto direto das partículas do contaminante com as mangas filtrantes, facilitando a coleta do particulado, além de proteger as mangas do fluxo de ar direto.

A limpeza das mangas filtrantes é feita pela injeção de ar comprimido de forma contínua e automática, através de aceleradores do tipo venturi, que induzem uma grande quantidade de ar secundário criando uma onda de choque com

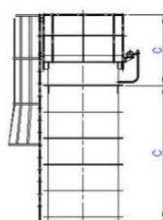
respectivo movimento simétrico no tecido filtrante, deslocando as partículas para a mesa de retenção uniformemente. O período decorrido entre a limpeza de uma fibra e a subsequente é precisamente comandado por um programador eletrônico de circuitos integrados. Alternativamente, um programador manual pode comandar a limpeza apenas quando necessário, em função da perda de carga do filtro de mangas.



MODELO CONVENCIONAL



VISTA EM PLANTA



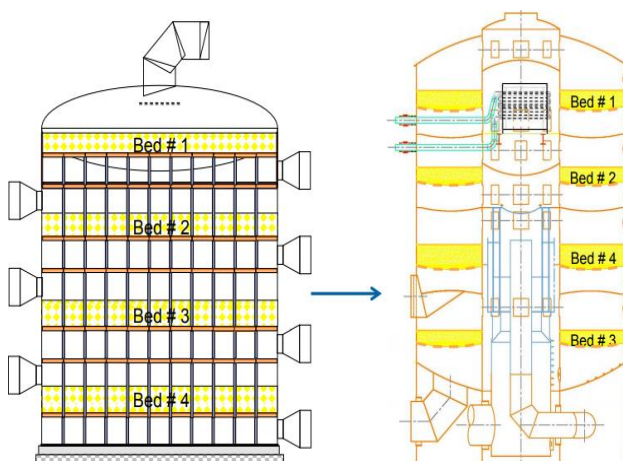
TOPO DE SILO

DIMENSÕES BÁSICAS

MODELO	A	B	C	E	F	H
4x4	790	585	EM FUNÇÃO DO COMPRIMENTO DA MANGA	690	690	1360
5x5	980	750		880	880	1470
6x6	1165	910		1065	1065	1580
7x7	1350	1070		1250	1250	1670
8x8	1535	1230		1435	1435	1750
9x9	1720	1390		1620	1620	1860
10x10	1910	1560		1790	1790	1980
11x11	2095	1720		1975	1975	2090
12x12	2280	1880		2160	2160	2200
13x13	2465	2040		2325	2325	2340
14x14	2650	2200		2510	2510	2470
15x15	2840	2360		2700	2700	2580
16x16	3025	2520		2885	2885	2690
17x17	3210	2680		3070	3070	2790
18x18	3395	2840		3255	3255	3145
19x19	3580	3000		3715	3755	3270
20x20	2770	3165		3905	3905	3515

Fonte: Grupo Ar Ambiental.

ANEXO A.9 - CATÁLOGO DO REATOR DE CONVERSÃO (R-102)



The purpose of the converter is to:

- Contain and support the catalyst which is used to speed up the reaction whereby sulphur dioxide and oxygen are combined to form sulphur trioxide and heat. The catalyst is generally divided into three to five separate layers or beds.
- Minimize heat loss to maintain an essentially adiabatic reaction.
- Provide for the uniform flow of process gas to and from the catalyst beds.

Design Considerations/Parameters

Materials of Construction: 304 SS (0.04 to 0.08% C) (primary)
321 SS, 347 SS, 348 SS (alternate)

Design Temperatures: up to 650°C

Design Pressure: < 100 kPa (not a pressure vessel)

Flow through Catalyst Bed: 60 to 100 SCFM/ft²

Catalyst Loadings: By catalyst suppliers

Design should allow for additional catalyst for future expansion

Gas Distribution: Design should provide for the best gas distribution

Catalyst Bed Pressure Drop: Bed 1 - Design + 1270 mm WC
Others - Design + 635 mm WC

Fonte: WORLEYPARSONS.

ANEXO A.10 - CATÁLOGO TROCADORES DE CALOR



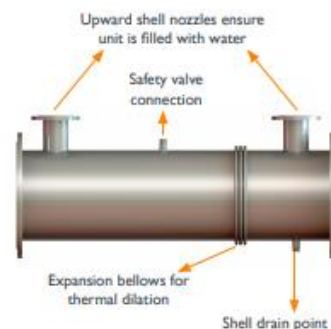
GAS COOLING HEAT EXCHANGERS

HRS G SERIES



The HRS G Series is a complete stainless steel multitube heat exchanger designed specifically for exhaust gas cooling and thermal recovery applications.

Similar to the HRS K Series, the exhaust gases flow through the interior tubes and the service fluid flows through the surrounding shell. Using our corrugation technology, heat transfer and efficiency are increased over standard smooth tube heat exchangers. In addition, potential fouling is minimised.



RANGE

MODELS	NO. OF TUBES	LENGTHS (m)	SURFACE AREA (m ²)	SERVICE SIDE CONNECTION	PRODUCT SIDE CONNECTION	MAX FLOW SERVICE (m ³ /hr)	SERVICE SIDE VOLUME (l)	PRODUCT SIDE VOLUME (l)
G 31 273/34	31	1.5 - 3	9.7	DN65	DN250	45	82.8	73.3
G 42 324/34	42	1.5 - 3	13.2	DN80	DN300	55	121.1	99.3
G 73 406/34	73	1.5 - 3	22.9	DN100	DN400	85	176.6	172.6
G 90 457/34	90	1.5 - 3	28.3	DN100	DN450	85	231.3	212.7
G 114 508/34	114	1.5 - 3	35.8	DN125	DN500	130	280.5	269.5
G 168 609/34	168	1.5 - 3	52.7	DN150	DN600	180	395.3	397.1
G 270 762/34	270	1.5 - 3	85.8	DN200	DN750	320	606.2	638.2

Custom lengths between 1.5 and 3m can be supplied. The surface area and volumes shown are 3m lengths model. Shell side nozzle volumes are included.

DESIGN CODE AND COMPLIANCE

PD 5500, PED 2014/68/EU, ASME | TR CU 032, DOSH Compliant

Fonte: HRS (2021).

ANEXO A.11 - CATÁLOGO PERMUTADORES

CLARK SOLUTIONS SAFEHR®



Existing technologies to recover heat generated in absorption towers are still sensible to process variations and could present corrosion, shut down and explosion.

Clark Solution's SAFEHR® heat recovery technology makes heat recovery from absorption towers' hot acid substantially safer and increases high-pressure steam production.

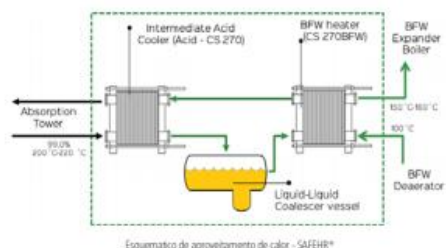
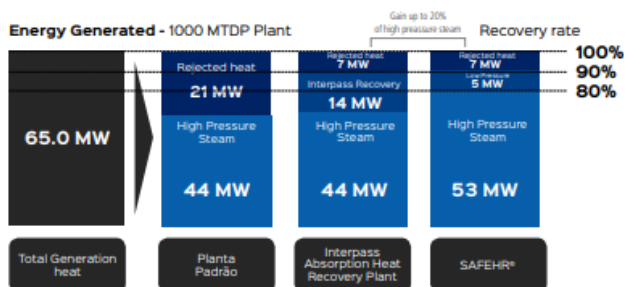
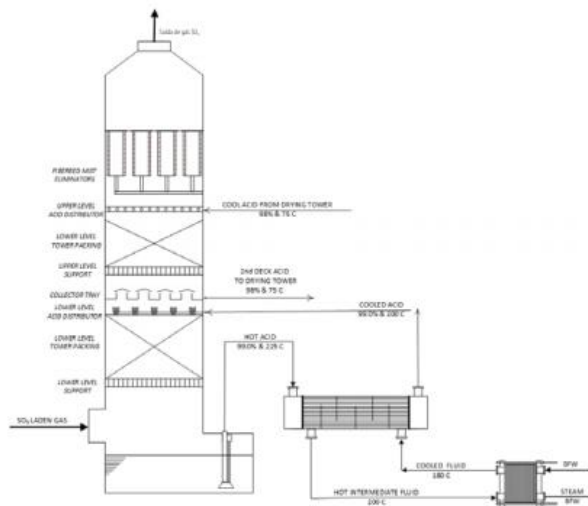
Operation

Heat generated in an absorption tower is recovered by working with acid at a temperature range between 180 to 210 °C, allowing this energy to be reclaimed to generate steam or pre-heat boiler's water saving also cooling water.

SAFEHR® was developed to minimize risks of contact between sulfuric acid and water in absorption towers' heat exchangers.

To make this happen, SAFEHR® uses a family of proprietary inert fluids. The inert fluids are designed to work as an intermediate between hot acid and boiler's

feed water and water to generate medium pressure steam or boiler's feed to generate high-pressure steam.



Fonte: CLARCKSOLUTIONS (2021).

ANEXO A.12 - CATÁLOGO COMPRESSOR

K 22 - K 28 SERIES

ROBUST COMPRESSORS MODELS WITH TECHNOLOGY THAT SETS NEW STANDARDS

Whether in standard compressed air applications in industry or installed in vehicles for mobile applications, the air-cooled units in the K 22 - K 28 series are reliable, durable and the solution of choice for demanding customers.

A proven and reliable system which has a history of reliable performance.

- » 11 - 110 kW
- » 800 - 4800 l/min
- » 30 - 525 bar



Compressor unit K 22.8

FEATURES

- » Very easy to maintain thanks to V-belt drive and proven BAUER system components
- » Cost-efficient: low installation costs combined with cost-effective operation
- » Designed for demanding operating conditions, with optimum free F.A.D. and a variety of drive power ratings
- » Comprehensive assurance of spare parts supply with the global BAUER Service and Support network

EQUIPMENT OPTIONS

- » Super Silent housing
- » B-CONTROL, B compressor control, e.g. for interconnected operation, monitoring all stages etc.
- » Intermediate pressure gauges
- » Intake device
- » Intake pressure reduction
- » Intake buffer vessel
- » External purification systems and storage cylinders

TECHNICAL DATA AIR COOLED COMPRESSOR UNITS 35 - 40 BAR

AIR N_2

Model	F.A.D. ¹			Frequency			Max. operating pressure ²	No. of stages	Speed approx.	Motor power	Power consumption ³	Net weight approx.	
	l/min	m ³ /h	cfm	Hz	Hz	Hz	bar	stg	rpm	kW	kWh	kg	lbs
DR RANGE: 35 - 40 bar													
DS 14.4	200	12	7	50	40	500	2	1440	4	3.3	200	440	
	230	13.8	8	60	40	580	2	1720	4.4	3.9	230	440	
DS 17.4	249	14.7	8.4	50	40	580	2	1440	4	3.7	250	450	
	280	16.9	9.8	60	40	580	2	1720	4.4	4.4	280	440	
DS 22.10	300	20	11.4	50	40	580	2	1440	7.5	7.5	300	770	
	375	24.9	13.2	60	40	580	2	1740	11	9	350	770	
DS 27.18.5	490	29.4	16.4	50	35	500	2	1440	15	15	710	1545	
	1140	68.4	40	60	35	500	2	1720	20	18	790	1640	
DS 28.18.5	1100	66	36.4	50	40	580	3	1450	18.5	17	840	1855	
	1280	76	41.4	60	40	580	3	1740	26.4	30	840	1855	
DS 160.27	2400	144	80	50	40	580	3	1470	37	31	800	1775	
	2760	166	92	60	40	580	3	1760	41	37	800	1775	
DS 180.45	3000	180	102	50	40	580	3	1470	40	40	800	1800	
	—	—	—	60	40	580	3	—	—	—	—	800	1800

30 - 68 BAR

AIR N_2

Model	F.A.D. ¹			Max. operating pressure ²	No. of stages	Speed approx.	Motor power	Power consumption ³	Net weight approx.		
	l/min	m ³ /h	cfm	bar	stg	rpm	kW	kWh	kg	lb	
MINI-VEPTRON, 2.15 l/min, 30 - 68 bar											
B 12.4-4-37V	215	13	7.4	68	1000	3	1420	4	3.3	324	714
K 22 K 28 SERIES, 670 - 3900 l/min, 30 - 68 bar											
B 22.5-11	670	40	21	68	1000	3	920	11	10	430	1000
B 22.5-15	950	57	34	68	1000	3	1210	15	14	440	1010
B 23.4-22	1380	81	49	68	1000	3	900	22	20	470	1070
B 23.4-30	1720	104	61	68	1000	3	1000	30	29	740	1630
B 23.4-37	2400	144	80	68	1000	3	1070	37	36	1430	3150
B 23.4-45	2800	171	100	68	1000	3	1270	45	43	1440	3210
B 28.2-68	3400	204	120	68	1000	3	1000	60	50	1900	4200
B 28.2-90	5000	304	208	68	1000	3	940	90	88	2160	4750
B 28.3-110	4800	288	240	68	1000	3	1030	110	102	2330	5130

Fonte: BAUER (2021).

ANEXO A.13 - CATÁLOGO BOMBAS

TEFLOW

Special IHF centrifugal pump for Acid Resistance

- Parts are universal and easy to maintain
- Stable operation, multiple configurations
- For acid, acetic acid, nitric acid, acid waste liquid, etc.
- PTFE mechanical seal

2 YEAR WARRANTY

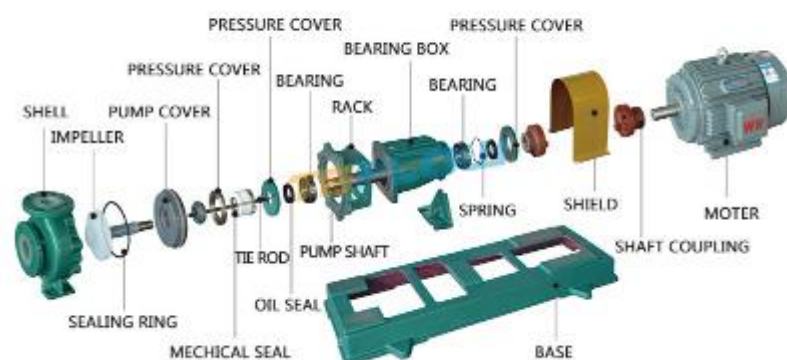
ISO 9001
CE
Ex



COMMON MEDIUM

- | | |
|---|--|
| <input checked="" type="checkbox"/> hydrochloric acid | <input checked="" type="checkbox"/> Sodium hypochlorite |
| <input checked="" type="checkbox"/> Sulfuric acid | <input checked="" type="checkbox"/> PAC.PAM solution |
| <input checked="" type="checkbox"/> Nitric acid | <input checked="" type="checkbox"/> Sodium hydroxide |
| <input checked="" type="checkbox"/> Hydrofluoric acid | <input checked="" type="checkbox"/> Salt water |
| <input checked="" type="checkbox"/> Phosphoric acid | <input checked="" type="checkbox"/> Dichloromethane |
| <input checked="" type="checkbox"/> Formic acid | <input checked="" type="checkbox"/> Acetic acid |
| <input checked="" type="checkbox"/> Chromic acid | <input checked="" type="checkbox"/> Nitrohydrochloric acid |

PRODUCT DECOMPOSITION



Four-stage motor 1450r/min

NO.	Type	Flow	Head	EFF	NPSHr	Aperture	Speed	Power	Weight
Number	Name	FLOW m³/h	HEAD m	EFF %	NPSHr m	Import×export mm	SPEED r/min	POWER kw	WEIGHT kg
1	HHF32-25-125	1.8	5	38	3.0	32×25	1450	0.55	
2	HHF32-25-160	1.8	8	39	3.0	32×25	1450	0.55	
3	HHF40-25-160	4	8	31	3.0	40×25	1450	0.55	
4	HHF40-25-200	4	12	33	3.0	40×25	1450	1.1	
5	HHF40-32-250	4	20	24	5.0	40×32	1450	1.5	
6	HHF50-32-125	6.3	5	52	3.2	50×32	1450	0.55	
7	HHF50-32-160	6.3	8	47	3.2	50×32	1450	0.55	
8	HHF50-32-200	6.3	12.5	40	3.2	50×32	1450	1.1	
9	HHF50-32-250	6.3	20	34	5.0	50×32	1450	1.5	
10	HHF65-50-125	12.5	5	61	3.3	65×50	1450	0.55	
11	HHF65-50-160	12.5	8	56	3.5	65×50	1450	1.1	
12	HHF65-40-200	12.5	12.5	51	3.5	65×40	1450	1.5	
13	HHF65-40-250	12.5	20	48	5.3	65×40	1450	3	
14	HHF80-65-125	25	5	68	4.0	80×65	1450	1.1	
15	HHF80-65-160	25	8	64	4.0	80×65	1450	1.5	
16	HHF80-50-200	25	12.5	63	4.0	80×50	1450	2.2	
17	HHF90-50-250	25	20	36	4.3	80×50	1450	3	
18	HHF100-80-125	40	5	65	4.5	100×80	1450	1.5	
19	HHF100-80-160	50	8	70	5.0	100×80	1450	3	
20	HHF100-65-200	50	12.5	68	5.0	100×65	1450	5.5	
21	HHF100-65-250	50	20	63	5.0	100×65	1450	7.5	
22	HHF125-100-160	80	8	64	5.0	125×100	1450	3.5	
23	HHF125-100-200	100	12.5	65	6.0	125×100	1450	11	
24	HHF125-100-250	100	20	68	6.0	125×100	1450	15	
25	HHF150-125-250	200	20	65	7.0	150×125	1450	22	520
26	HHF150-125-315	200	32	63	7.0	150×125	1450	45	730
27	HHF150-125-400	200	50	62	7.0	150×125	1450	75	1200
28	HHF200-150-250	400	20	63	7.5	200×150	1450	55	730
29	HHF200-150-315	400	32	64	7.5	200×150	1450	75	1200
30	HHF200-150-400	400	50	62	7.5	200×150	1450	110	1450

(The following is the data used by the 50HZ motor, can be customized 60HZ electrical model, please contact us.)

Fonte: TEFLOW (2021).

Description

The APV Puma+ centrifugal pump is a hygienic, single-stage pump designed for use in the food, dairy and beverage industries. Customisable to individual needs, the pump complies with the strictest hygienic demands and features easy change from single into double mechanical shaft seals. The basic configuration features adjustable support legs.

Flexible features:

- Differential pressure rates up to 7.8 bar
- Flow rates up to 135m³/h
- Motor sizes from 1.1 kW to 37 kW
- Pipe connections from DN40 to DN125
- CIP capability

Product specifications

Materials

Product wetted parts:	
Impeller	AISI 316L – surface finish Ra < 3.2 micron
Impeller nut	AISI 316L – surface finish Ra < 3.2 micron
Pump housing	AISI 316L – surface finish Ra < 3.2 micron
Back plate	AISI 316L – surface finish Ra < 3.2 micron
Shaft seal	Carbon/Silicon Carbide
Elastomers	EPDM (FDA approved)

Fonte: SPXFLOW (2021).

ANEXO A.14 - CATÁLOGO FILTRO TAMBOR ROTATIVO



FILTRO DE TAMBOR ROTATIVO

Propósito

Filtrar partículas diminutas de material de um fluxo de ar, manter o volume e a pressão estática e retornar o material para a produção ou enviá-lo para um coletor de pó.

Aplicação

Filtragem de material fibroso do processo de produção para produtos higiênicos descartáveis, têxteis, plásticos, fibra de vidro e produtos de papel e celulose.

Operação

A estrutura primária de um sistema de filtragem a tambor consiste de uma caixa com um tambor rotativo coberto com um elemento filtrante. O ar e as partículas são canalizados para a caixa com o tambor rotativo, donde o ar é puxado por meio de um ventilador de balanceamento do sistema principal de exaustão, através da manta de filtragem que cobre o tambor perfurado. O pó e as partículas permanecem na manta e são removidos por um arranjo de bicos a vácuo à medida que o tambor gira. O ar limpo e filtrado que passa através do tambor é descarregado na atmosfera.

Características

- Manutenção previsível de pressão constante permitindo sucção contínua
- Projetado para ser auto-limpante retorna o material para o processo de formação ou para um sistema de coleta fora da linha.
- Alta eficiência de filtragem, fornece ar limpo para o meio ambiente.
- Tambores nos diâmetros de 4' a 12' (pés) (1,22 a 3,66 m).

- Selo contínuo com auto lubrificação
- Lâmpada fluorescente.
- Superfície da manta de 360° para manter um fluxo uniforme nos bicos a vácuo.
- Sistema alternado de limpeza através de coletores pneumáticos padrões
- Dispositivos de monitoramento e alerta para variação da pressão.
- Equipamentos de conversão para aumento de capacidade.

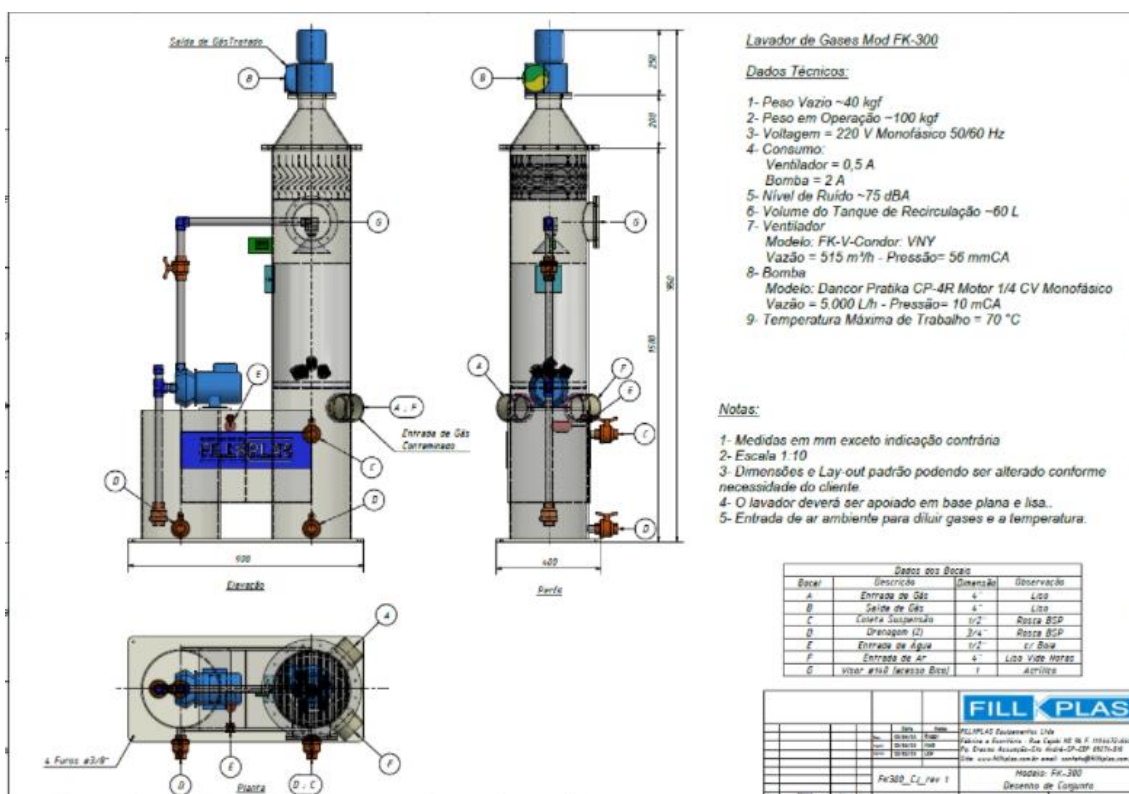
Opções

- Filtro final com 99,95% de eficiência.
- Sistema para multi-linhas.
- Caixa mais larga para facilitar o acesso.
- Projeto para alta pressão
- Sistema de válvulas rotativas de desvio.
- Sistema de separação de fibras de alta qualidade.
- Projeto com as características do **Phoenix™**

Eficiência: 99,5%

Especificações Elétricas: Opera nas tensões e frequências padronizadas.

ANEXO A.15 - CATÁLOGO LAVADOR DE GASES

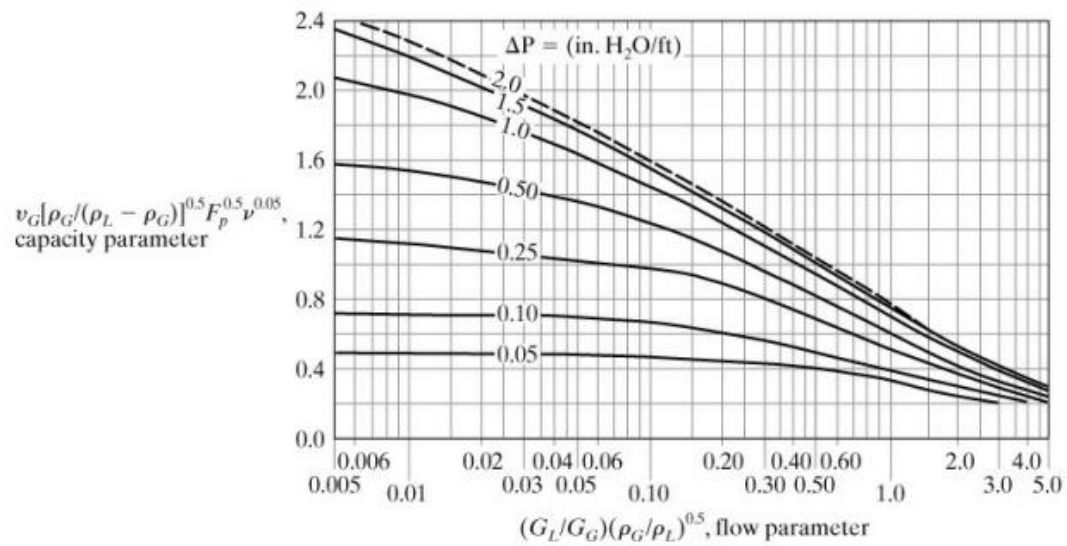


Modelo	FLOW PRESS 320	FLOW PRESS 400	FLOW PRESS 630
Capacidade aproximada de tratamento ETE físico-químico (litros/dia-8h)	até 6.000	6.000 a 30.000	30.000 a 110.000
Dimensões das placas (mm)	320 x 320	400 x 400	630 x 630
Quantidade de placas	5, 10, 15, 20 ou 30	10, 15, 20, 25, 30, 40 ou 50	15, 20, 25, 30, 40 50 ou 60
Espessura das tortas (mm)	25	30	30
Volume de extração de sólidos por ciclo de filtração (litros)	7 a 42	31 a 155	135 a 540
Área filtrante (m ²)	0,6 a 3,4	2,0 a 10,2	8,5 a 33,9
Sistema de fechamento hidráulico (acionamento)	Manual ou semi-automático	Manual ou semi-automático	Manual ou semi-automático
Sistema de extração de torta (abertura de placas)	Manual	Manual	Manual

Fonte: GRABE

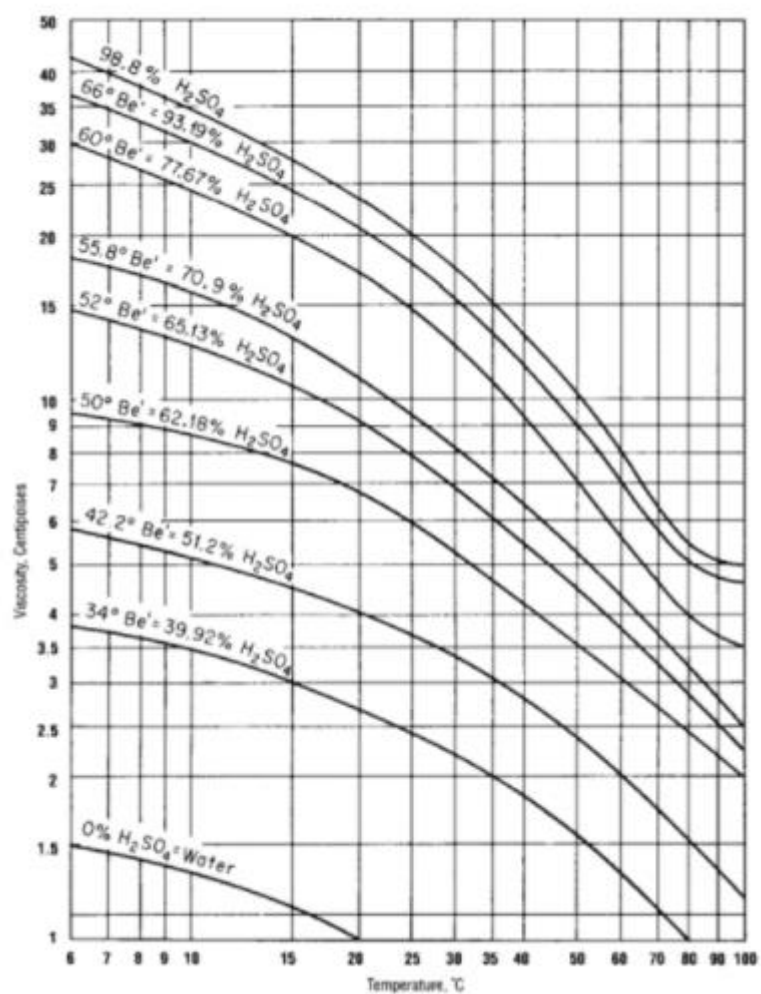
ANEXO B

ANEXO B.1 - CORRELAÇÃO DE QUEDA DE PRESSÃO PARA RECHEIOS RANDÔMICOS



Fonte: GEANKOPLIS (2018).

ANEXO B.2 - GRÁFICO DA VISCOSIDADE DO ÁCIDO SULFÚRICO



ANEXO C - REGRA DA POTÊNCIA I E II

Table 2.1 Typical equipment capacity delivered capital cost correlations.

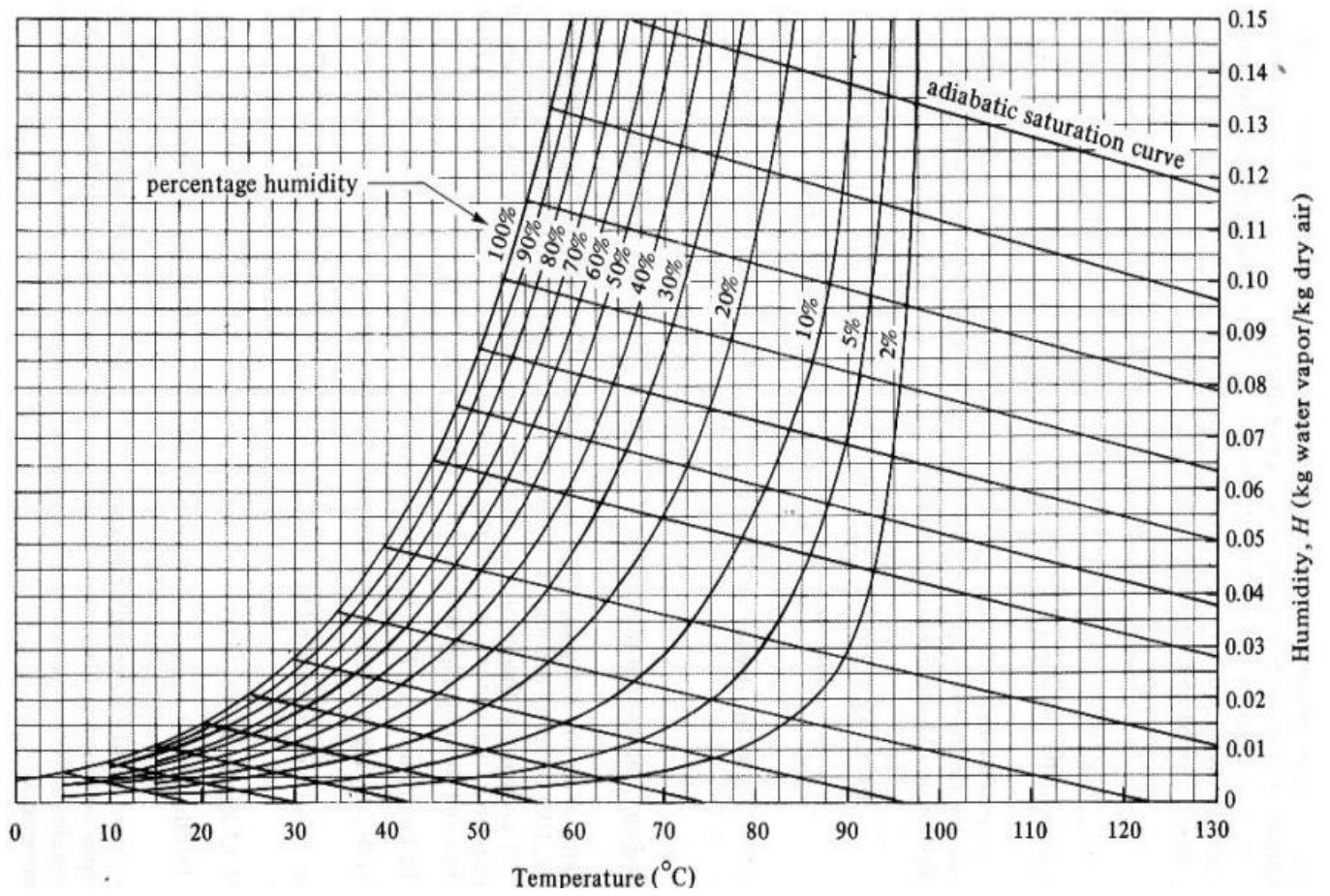
Equipment	Material of construction	Capacity measure	Base size Q_B	Base cost C_B (\$)	Size range	Cost exponent M
Agitated reactor	CS	Volume (m^3)	1	1.15×10^4	1–50	0.45
Pressure vessel	SS	Mass (t)	6	9.84×10^4	6–100	0.82
Distillation column (Empty shell)	CS	Mass (t)	8	6.56×10^4	8–300	0.89
Sieve trays (10 trays)	CS	Column diameter (m)	0.5	6.56×10^3	0.5–4.0	0.91
Valve trays (10 trays)	CS	Column diameter (m)	0.5	1.80×10^4	0.5–4.0	0.97
Structured packing (5 m height)	SS (low grade)	Column diameter (m)	0.5	1.80×10^4	0.5–4.0	1.70
Scrubber (Including random packing)	SS (low grade)	Volume (m^3)	0.1	4.92×10^3	0.1–20	0.53
Cyclone	CS	Diameter (m)	0.4	1.64×10^3	0.4–3.0	1.20
Vacuum filter	CS	Filter area (m^2)	10	8.36×10^4	10–25	0.49
Dryer	SS (low grade)	Evaporation rate ($kg\ H_2O \cdot h^{-1}$)	700	2.30×10^5	700–3000	0.65
Shell-and-tube heat exchanger	CS	Heat transfer area (m^2)	80	3.28×10^4	80–4000	0.68
Air-cooled heat exchanger	CS	Plain tube heat transfer area (m^2)	200	1.56×10^5	200–2000	0.89
Centrifugal pump (Small, including motor)	SS (high grade)	Power (kW)	1	1.97×10^3	1–10	0.35
Centrifugal pump (Large, including motor)	CS	Power (kW)	4	9.84×10^3	4–700	0.55
Compressor (Including motor)		Power (kW)	250	9.84×10^4	250–10,000	0.46
Fan (Including motor)	CS	Power (kW)	50	1.23×10^4	50–200	0.76
Vacuum pump (Including motor)	CS	Power (kW)	10	1.10×10^4	10–45	0.44
Electric motor		Power (kW)	10	1.48×10^3	10–150	0.85
Storage tank (Small atmospheric)	SS (low grade)	Volume (m^3)	0.1	3.28×10^3	0.1–20	0.57
Storage tank (Large atmospheric)	CS	Volume (m^3)	5	1.15×10^4	5–200	0.53
Silo	CS	Volume (m^3)	60	1.72×10^4	60–150	0.70
Package steam boiler (Fire-tube boiler)	CS	Steam generation ($kg \cdot h^{-1}$)	50,000	4.64×10^5	50,000–350,000	0.96
Field erected steam boiler (Water-tube boiler)	CS	Steam generation ($kg \cdot h^{-1}$)	20,000	3.28×10^5	10,000–800,000	0.81
Cooling tower (Forced draft)		Water flowrate ($m^3 \cdot h^{-1}$)	10	4.43×10^3	10–40	0.63

CS = carbon steel; SS (low grade) = low-grade stainless steel, for example, type 304; SS (high grade) = high-grade stainless steel, for example, type 316

Table 7.2 Purchased Equipment Cost for Common Plant Equipment							
Equipment	Units for Size, <i>S</i>	<i>S_{lower}</i>	<i>S_{upper}</i>	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>n</i>	Note
<i>Agitators & mixers</i>							
Propeller	driver power, kW	5.0	75	17,000	1,130	1.05	
Spiral ribbon mixer	driver power, kW	5.0	35	30,800	125	2.0	
Static mixer	liters/s	1.0	50	570	1,170	0.4	
<i>Boilers</i>							
Packaged, 15 to 40 bar	kg/h steam	5,000	200,000	124,000	10.0	1.0	
Field erected, 10 to 70 bar	kg/h steam	20,000	800,000	130,000	53	0.9	
<i>Centrifuges</i>							
High speed disk	diameter, m	0.26	0.49	57,000	480,000	0.7	
Atmospheric suspended basket	power, kW	2.0	20	65,000	750	1.5	
<i>Compressors</i>							
Blower	m ³ /h	200	5,000	4,450	57	0.8	
Centrifugal	driver power, kW	75	30,000	580,000	20,000	0.6	
Reciprocating	driver power, kW	93	16,800	260,000	2,700	0.75	
<i>Conveyors</i>							
Belt, 0.5 m wide	length, m	10	500	41,000	730	1.0	
Belt, 1.0 m wide	length, m	10	500	46,000	1,320	1.0	
Bucket elevator, 0.5m bucket	height, m	10	30	17,000	2,600	1.0	
<i>Crushers</i>							
Reversible hammer mill	t/h	30	400	68,400	730	1.0	
Pulverizers	kg/h	200	4,000	16,000	670	0.5	
Jaw crusher	t/h	100	600	−8,000	62,000	0.5	
Gyratory crusher	t/h	200	3,000	5,000	5,100	0.7	
Ball mill	t/h	0.7	60	−23,000	242,000	0.4	
<i>Crystallizers</i>							
Scraped surface crystallizer	length, m	7	280	10,000	13,200	0.8	
<i>Distillation columns</i>							
See pressure vessels, packing and trays							

Table 7.2 Purchased Equipment Cost for Common Plant Equipment—Cont'd							
Equipment	Units for Size, <i>S</i>	<i>S_{lower}</i>	<i>S_{upper}</i>	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>n</i>	Note
<i>Dryers</i>							
Direct contact Rotary	m ²	11	180	15,000	10,500	0.9	1
Atmospheric tray batch	area, m ²	3.0	20	10,000	7,900	0.5	
Spray dryer	evap rate kg/h	400	4,000	410,000	2,200	0.7	
<i>Evaporators</i>							
Vertical tube	area, m ²	11	640	330	36,000	0.55	
Agitated falling film	area, m ²	0.5	12	88,000	65,500	0.75	2
<i>Exchangers</i>							
U-tube shell and tube	area, m ²	10	1,000	28,000	54	1.2	
Floating head shell and tube	area, m ²	10	1,000	32,000	70	1.2	
Double pipe	area, m ²	1.0	80	1,900	2,500	1.0	
Thermosiphon reboiler	area, m ²	10	500	30,400	122	1.1	
U-tube Kettle reboiler	area, m ²	10	500	29,000	400	0.9	
Plate and frame	area, m ²	1.0	500	1,600	210	0.95	2
<i>Filters</i>							
Plate and frame	capacity, m ³	0.4	1.4	128,000	89,000	0.5	
Vacuum drum	area, m ²	10	180	−73,000	93,000	0.3	
<i>Furnaces</i>							
Cylindrical	duty, MW	0.2	60	80,000	109,000	0.8	
Box	duty, MW	30	120	43,000	111,000	0.8	
<i>Packings</i>							
304 ss Raschig rings	m ³			0	8,000	1.0	
Ceramic intalox saddles	m ³			0	2,000	1.0	
304 ss Pall rings	m ³			0	8,500	1.0	
PVC structured packing	m ³			0	5,500	1.0	
304 ss structured packing	m ³			0	7,600	1.0	3
<i>Pressure vessels</i>							
Vertical, cs	shell mass, kg	160	250,000	11,600	34	0.85	4
Horizontal, cs	shell mass, kg	160	50,000	10,200	31	0.85	4

ANEXO D - CARTA PSICROMÉTRICA



ANEXO F – VELOCIDADES RECOMENDADAS PARA TUBULAÇÕES

VELOCIDADES RECOMENDADAS PARA TUBULAÇÕES

Fluido	Material dos Tubos	Velocidade (m/s)
Água doce - redes em cidades - redes em instalações industriais - alimentação de caldeiras - sucção de bombas	Aço-carbono idem idem idem	1 a 2 2 a 3 4 a 8 1 a 1,5
Água salgada idem idem idem idem Amônia (gás) Amônia (líquido)	{ Aço com revestimento Latão Cobre-níquel 90-10 Metal Monel, cobre-níquel 70-30 Aço-carbono Aço-carbono	1,5 a 2,5 1,5 (máximo) 3 (máximo) 4 (máximo) 25 a 35 2
Air comprimido Ácido sulfúrico idem, concentrado	Aço-carbono Chumbo Aço-carbono	15 a 20 1 a 1,2 1 a 1,2
Acetileno Cloro (líquido) Cloro (gás) Cloreto de cálcio Cloreto de sódio Tetra-cloreto de carbono	Aço-carbono idem idem idem idem idem	20 a 25 1,5 a 2 15 a 20 1,5 1,5 a 2 2
Hidrocarbonetos líquidos em instalações industriais - linhas de sucção - linhas de recalque Hidrocarbonetos gasosos em instalações industriais	Aço (qualquer tipo) Aço (qualquer tipo) Aço (qualquer tipo)	1 a 2 1,5 a 2,5 25 a 30
Hidrogênio Soda cáustica 0 a 30% idem, 30 a 50% idem, 50 a 75%	Aço (qualquer tipo) idem Aço-C ou Metal Monel idem	20 2 1,5 1,2
Vapor - até 2 kg/cm ² (196 Kpa) saturado - 20 a 10 kg/cm ² (196 a 981 Kpa) - mais de 10 kg/cm ² (981 Kpa)	Aço-carbono Aço (qualquer tipo) Aço (qualquer tipo)	20 a 40 40 a 80 60 a 100

Nota: Essas velocidades são valores sugeridos que devem servir apenas como primeira aproximação

Fonte: RIBEIRO (2010).

ANEXO G – DIMENSÕES NORMALIZADAS: TUBULAÇÕES DE AÇO

Diâmetro nominal (pol) -- Diâmetro externo (mm)	Designação de espessura. (v. Nota 2)	Espessura de parede (mm) (v. Nota 3)	Diâmetro interno (mm)	Área da seção livre (cm ²)	Área da seção de metal (cm ²)	Superfície externa (m ² /m)	Peso aproximado (kg/m)		Momento de inércia (cm ⁴)	Momento resistente (cm ³)	Raio de giração (cm)
							Tubo vazio (Nota 5)	Conteúdo de água			
3/4 -- 13,7	10S Std, 40, 40S XS, 80, 80S	1,65 2,23 3,02	10,4 9,2 7,7	0,85 0,67 0,46	0,62 0,81 1,01	0,043	0,49 0,62 0,79	0,085 0,067 0,046	0,116 0,138 0,157	0,169 0,202 0,229	0,430 0,413 0,393
1/8 -- 17,1	10S Std, 40, 40S XS, 80, 80S	1,65 2,31 3,20	13,8 12,5 10,7	1,50 1,23 0,91	0,81 1,08 1,40	0,054	0,63 0,84 1,10	0,150 0,123 0,090	0,216 0,304 0,359	0,285 0,354 0,419	0,551 0,531 0,506
1/2 -- 21	Std, 40, 40S XS, 80, 80S 160 XXS	2,77 3,73 4,75 7,47	15,8 13,8 11,8 6,4	1,96 1,51 1,10 0,32	1,61 2,06 2,47 3,52	0,071	0,42 1,62 1,94 2,55	0,20 0,15 0,11 0,03	0,71 0,84 0,92 1,01	0,67 0,78 0,86 0,95	0,66 0,64 0,61 0,56
3/4 -- 27	Std, 40, 40S XS, 80, 80S 160 XXS	2,87 3,91 5,54 7,82	20,9 18,8 15,6 11,0	3,44 2,79 1,91 0,95	2,15 2,80 3,68 4,63	0,083	1,68 2,19 2,88 3,63	0,34 0,28 0,19 0,10	1,54 1,86 2,19 2,41	1,16 1,40 1,65 1,81	0,85 0,82 0,77 0,72
1 -- 33	Std, 40, 40S XS, 80, 80S 160 XXS	3,37 4,55 6,35 9,09	26,6 24,3 20,7 15,2	5,57 4,64 3,37 1,82	3,19 4,12 5,39 6,94	0,105	2,50 3,23 4,23 5,44	0,56 0,46 0,34 0,18	2,64 4,40 5,21 5,85	2,18 2,63 3,12 3,50	1,07 1,03 0,98 0,92
1 1/4 -- 42	Std, 40, 40S XS, 80, 80S 160 XXS	3,56 4,85 6,35 9,70	35 32,5 29,4 22,7	9,65 8,28 6,82 4,07	4,32 5,68 7,14 9,90	0,132	3,38 4,46 5,60 7,76	0,96 0,83 0,68 0,41	8,11 10,06 11,82 14,19	3,85 4,77 5,61 6,74	1,37 1,33 1,29 1,20
1 1/2 -- 48	Std, 40, 40S XS, 80, 80S 160 XXS	3,68 5,08 7,14 10,16	40,8 38,1 33,9 27,9	13,1 11,4 9,07 6,13	5,15 6,89 9,22 12,2	0,151	4,04 5,40 7,23 9,53	1,31 1,14 0,91 0,61	12,90 16,27 20,10 23,64	5,34 6,75 8,33 9,80	1,58 1,54 1,48 1,39
2 -- 60	Std, 40, 40S XS, 80, 80S 160 XXS	3,91 5,54 8,71 11,07	52,5 49,2 42,9 38,2	21,7 19,0 14,4 11,4	6,93 9,53 14,1 17,1	0,196	5,44 7,47 11,08 13,44	2,17 1,90 1,44 1,14	27,72 36,13 48,41 54,61	9,20 11,98 16,05 18,10	2,00 1,95 1,85 1,79
2 1/2 -- 73	Std, 40, 40S XS, 80, 80S 160 XXS	5,16 7,01 9,52 14,0	62,7 59,0 54,0 44,9	30,9 27,3 22,9 15,9	11,0 14,5 19,0 26,0	0,235	8,62 11,40 14,89 20,39	3,09 2,73 2,29 1,59	63,68 80,12 97,94 119,5	17,44 21,95 26,83 32,75	2,41 2,35 2,27 2,14
3 -- 89	10S Std, 40, 40S XS, 80, 80S 160 XXS	3,05 5,48 7,62 11,1 15,2	82,8 77,9 73,6 66,7 58,4	53,9 47,7 42,6 34,9 26,8	8,22 14,4 19,5 27,2 35,3	0,282	6,44 11,28 15,25 21,31 27,65	5,39 4,77 4,26 3,49 2,68	75,84 125,70 162,33 209,36 249,32	17,06 28,26 36,48 47,14 56,22	3,04 2,96 2,89 2,78 2,66

ANEXO G – DIMENSÕES NORMALIZADAS: TUBULAÇÕES DE AÇO

(CONTINUAÇÃO)

Diâmetro nominal (pol.) - Diâmetro externo (mm) (v. Nota 5)	Designação de espessura (v. Nota 3)	Espessura de Parede (mm) (v. Nota 4)	Diâmetro interno (mm)	Área de seção livre (cm²)	Área de seção de metal (cm²)	Superfície externa (m²/m)	Peso aprox. (kg/m)		Seção transversal		
							Tubo vazio (v. Nota 6)	Conteúdo de água (v. Nota 7)	Momento de inércia (cm⁴)	Momento resistente (cm³)	Raio de giração (cm)
10	5S	3,40	266,2	556,8	29,2	0,858	22,54	55,88	2.651,4	194,22	9,53
	10S	4,19	264,7	550,3	35,4		27,63	55,03	3.200,8	234,38	9,90
	Std. 40, 40S	9,27	254,5	509,1	76,8		60,23	50,91	6.952,9	490,06	9,32
	XS. 60, 60S	12,7	247,6	481,9	103,9		81,45	48,19	8.824,1	645,77	9,22
	80	15,1	242,9	463,2	122,1		95,72	46,32	10.193	747,38	9,14
273	120	21,4	230,2	416,1	169,3		132,7	41,61	13.486	988,32	8,94
	160	28,6	215,9	365,8	219,4		172,1	36,58	16.607	1.217,8	8,71
12	5S	4,19	315,5	782,0	42,1	1,018	29,11	78,20	5.377,7	332,23	11,30
	10S	4,57	314,7	778,1	45,9		36,00	77,81	5.848,0	361,07	11,28
	20	6,35	311,1	760,7	63,5		49,70	76,07	7.987,5	493,34	11,23
	Std. 30	9,52	304,8	729,6	94,1		73,74	72,96	11.675	717,88	11,13
	40, 40S	10,3	303,2	722,0	101,5		79,65	72,20	12.487	771,97	11,10
324	XS	12,7	298,4	699,4	124,1		97,34	69,94	15.067	929,31	11,00
	80S	14,3	295,3	685,2	138,8		108,8	68,52	16.891	1.029,3	10,95
	80	17,4	288,9	655,5	168,0		131,7	65,55	19.771	1.221,1	10,85
	120	25,4	273,0	585,8	239,1		186,7	58,56	26.722	1.650,5	10,59
14	10	6,35	342,9	823,3	69,7	1,118	54,82	92,33	10.630	598,24	12,34
	Std. 30	9,52	336,5	869,7	103,5		81,20	88,97	15.525	873,59	12,24
	40	11,1	333,4	872,9	120,1		94,29	87,29	17.856	1.003,1	12,19
	XS	12,7	330,2	858,2	136,8		107,3	85,62	20.145	1.132,5	12,14
	80	15,1	325,5	832,3	161,2		126,3	83,23	23.382	1.316,1	12,04
356	80	19,0	317,5	791,7	201,3		157,9	79,17	28.595	1.606,5	11,91
	100	23,8	306,0	745,2	248,4		194,5	74,52	34.339	1.930,7	11,76
16	10	6,35	393,7	1.217,5	79,8	1,277	62,57	121,7	15.983	786,72	14,15
	Std. 30	9,52	387,3	1.178,1	118,8		93,12	117,8	23.392	1.152,2	14,05
	XS, 40	12,7	381,0	1.140,1	157,1		123,2	114,0	30.488	1.499,7	13,92
	80	16,6	373,1	1.093,0	203,9		159,8	109,3	38.834	1.911,1	13,79
	100	21,4	363,8	1.038,1	258,7		203,0	103,8	48.158	2.370,0	13,64
18	10	6,35	444,5	1.551,7	89,9	1,436	70,52	155,2	22.851	999,79	15,95
	Std. 20	9,52	438,1	1.507,8	133,9		105,0	150,8	33.589	1.468,5	15,82
	XS	12,7	431,8	1.464,6	177,4		139,0	146,5	43.829	1.917,6	15,72
	40	14,3	428,6	1.443,3	198,7		155,9	144,3	48.782	2.133,9	15,67
	80	19,0	419,1	1.379,4	261,9		205,6	137,9	63.059	2.758,4	15,49
457	80	23,8	409,6	1.317,5	323,9		254,1	131,7	78.337	3.340,3	15,34
	100	29,4	398,5	1.247,2	394,8		309,4	124,7	90.738	3.969,7	15,16
20	10	6,35	495,3	1.926,6	100,1	1,597	78,46	192,7	31.509	1.240,7	17,73
	Std. 20	9,52	488,9	1.877,5	149,2		116,9	187,7	46.368	1.825,8	17,63
	XS, 30	12,7	482,6	1.829,1	197,4		154,9	182,9	60.645	2.388,0	17,53
	40	15,1	477,9	1.793,6	233,5		182,9	179,4	70.926	2.792,9	17,42
	60	20,6	466,7	1.711,1	315,5		247,6	171,1	93.943	3.699,2	17,25
508	80	26,2	455,6	1.630,4	396,1		310,8	163,0	115.379	4.543,3	17,07
	100	32,5	442,9	1.540,7	485,8		381,1	154,1	138.188	5.441,5	16,84
24	10	6,35	596,9	2.800,2	120,3	1,914	94,35	280,0	54.776	1.796,3	21,34
	Std. 20	9,52	590,5	2.742,1	179,5		140,8	274,2	80.873	2.482,8	21,21
	XS	12,7	584,2	2.677,6	238,1		180,7	267,8	106.139	2.853,5	21,11
	40	17,4	574,7	2.593,7	324,5		254,7	259,4	142.351	4.874,4	20,96
	80	24,6	560,4	2.464,6	451,6		354,3	246,5	193.547	6.359,3	20,70
610	80	30,9	547,7	2.355,0	562,6		440,9	235,5	236.002	7.752,5	20,50
	100	38,9	531,8	2.219,5	697,5		546,7	221,9	285.118	9.358,7	20,22
30	10	7,92	746,1	4.374,4	187,7	2,393	147,2	437,4	133.609	3.507,5	26,67
	20	12,7	736,6	4.264,8	298,7		234,4	426,5	209.779	5.507,0	26,49
	30	15,9	730,2	4.187,3	371,5		291,8	418,7	258.895	6.801,8	26,39















Fonte: ANSI B.36.10 e ANSI B.36.19.

ANEXO H – VAZÕES DE ÁGUA EM PEÇAS

Aparelho ou peça	Diâmetro do sub-ramal (pol.)	Descarga em l/min	Pressão mínima de serviço nos aparelhos (m)
Lavatório	1/2	12	1
Bidê	1/2	16	1
Banheira	3/4	18	1
Aquecedor alta pressão	1 1/2	18	1
Aquecedor baixa pressão	1	18	0,5
Chuveiro de 100 mm	1/2	12	0,5
Chuveiro de 200 mm	3/4	18	0,5
Pia de despejo	3/4	18	0,5
Mictório com descarga contínua (por m ou aparelho)	1/2	4,5	0,5
Mictório de caixa automática	1/2	9	0,5
Pia de cozinha	1/2	15	0,5
Pia de despejo	3/4	18	1,90
Tanque de lavar	1/2	18	1,80
Máquina de lavar prato	3/4	18	3
Bebedouro	1/2	3	2
Vaso sanitário c/caixa de descarga	1/2	9	0,5
C/válvula de descarga	1	114	20
C/válvula de descarga	1 1/4	114	8
C/válvula de descarga	1 1/2	114	3,5
C/válvula de baixa pressão	1 1/2	114	2 a 2,5
Máquina de lavar roupa	3/4	18	0,5

Fonte: Macintyre (2012)

ANEXO I – COMPRIMENTO EQUIVALENTE DOS ACESSÓRIOS

Diâmetro D		COTOVELO 90° RAIO CURTO	COTOVELO 45°	ENTRADA NORMAL	ENTRADA DE BORDA	VÁLVULA DE GAVETA ABERTO	VÁLVULA DE GLOBO ABERTO	VÁLVULA DE ÂNGULO ABERTO	TÊ PASSAGEM DIRETA	TÊ SAÍDA DE LADO	TÊ SAÍDA LATERAL	VÁLVULA DE PÉ E CRIVO	SAÍDA DA CANALIZAÇÃO	VÁLVULA DE RETENÇÃO TIPO LEVE	VÁLVULA DE RETENÇÃO TIPO PESADO
mm	pol														
13	1/2	0,5	0,2	0,2	0,4	0,1	4,9	2,8	0,3	1,0	1,0	3,6	0,4	1,1	1,6
19	3/4	0,7	0,3	0,2	0,5	0,1	6,7	3,6	0,4	1,4	1,4	5,6	0,5	1,6	2,4
25	1	0,8	0,4	0,3	0,7	0,2	8,2	4,6	0,5	1,7	1,7	7,3	0,7	2,1	3,2
32	1 1/4	1,1	0,5	0,4	0,9	0,2	11,3	5,6	0,7	2,3	2,3	10,0	0,9	2,7	4,0
38	1 1/2	1,3	0,6	0,5	1,0	0,3	13,4	6,7	0,9	2,8	2,8	11,6	1,0	3,2	4,8
50	2	1,7	0,8	0,7	1,5	0,4	17,4	8,5	1,1	3,6	3,6	14,0	1,5	4,2	6,4
63	2 1/2	2,0	0,9	0,9	1,9	0,4	21,0	10,0	1,3	4,3	4,3	17,0	1,9	5,2	8,1
75	3	2,5	1,2	1,1	2,2	0,5	26,0	13,0	1,6	5,2	5,2	20,0	2,2	6,3	9,7
100	4	3,4	1,5	1,6	3,2	0,7	34,0	17,0	2,1	6,7	6,7	23,0	3,2	6,4	12,9
125	5	4,2	1,9	2,0	4,0	0,9	43,0	21,0	2,7	8,4	8,4	30,0	4,0	10,4	16,1
150	6	4,9	2,3	2,5	5,0	1,1	51,0	26,0	3,4	10,0	10,0	39,0	5,0	12,5	19,3
200	8	6,4	3,0	3,5	6,0	1,4	67,0	34,0	4,3	13,0	13,0	52,0	6,0	16,0	25,0
250	10	7,9	3,6	4,5	7,5	1,7	85,0	43,0	5,5	16,0	16,0	65,0	7,5	20,0	32,0
300	12	9,5	4,6	5,5	9,0	2,1	102,0	51,0	6,1	19,0	19,0	78,0	9,0	24,0	38,0
350	14	10,5	5,3	6,2	11,0	2,4	120,0	60,0	7,3	22,0	22,0	90,0	11,0	28,0	45,0