

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

Ana Carolina Nedel
Beatriz Sayuri Yoneya Costa
Bruna Lopes Santos
Larissa Alves Vieira
Matheus Köhler Machado

Gas To Farm
**PRODUÇÃO DE GASES INDUSTRIAIS A PARTIR DA GASEIFICAÇÃO DO
BAGAÇO DA CANA-DE-AÇÚCAR**

TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO

Santa Maria, RS
2023

Ana Carolina Nedel
Beatriz Sayuri Yoneya Costa
Bruna Lopes Santos
Larissa Alves Vieira
Matheus Köhler Machado

GAS TO FARM
PRODUÇÃO DE GASES INDUSTRIAIS A PARTIR DA GASEIFICAÇÃO DO BAGAÇO
DA CANA-DE-AÇÚCAR

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. Dra. Fernanda de Castilhos

Santa Maria, RS

2023

Ana Carolina Nedel
Beatriz Sayuri Yoneya Costa
Bruna Lopes Santos
Larissa Alves Vieira
Matheus Köhler Machado

GAS TO FARM - PRODUÇÃO DE GASES INDUSTRIAIS A PARTIR DA
GASEIFICAÇÃO DO BAGAÇO DA CANA-DE-AÇÚCAR

Trabalho de Conclusão de curso submetido ao
Departamento de Engenharia Química da
Universidade Federal de Santa Maria como
requisito para obtenção do título de Bacharel em
Engenharia Química.

Aprovado em 14 de julho de 2023

COMISSÃO EXAMINADORA:

Fernanda de Castilhos, Dra. (UFSM) – Orientadora

Christian Luiz da Silveira, Dr. (UFSM) – Banca examinadora

Rodolfo Rodrigues, Dr. (UFSM) – Banca examinadora

Santa Maria, RS

2023

RESUMO

Muitos setores da indústria fazem uso de gases industriais em diversos processos, destacando o papel fundamental que cada um deles desempenham em processos como: combustão, oxidação, soldagem e controle de atmosferas no caso do oxigênio; inertização de processos, purga, produção de amônia, resfriamento e produção de fertilizantes no caso do nitrogênio; produção de bebidas gaseificadas, uso como agente de resfriamento e congelamento em processos alimentícios e como fluido supercrítico na extração de óleos essenciais no caso do dióxido de carbono. O hidrogênio é o gás que possui maior importância dentre os gases industriais, pois assim como o nitrogênio, ele desempenha um papel fundamental na produção de amônia e fertilizantes, também sendo utilizado como matéria-prima em muitos outros processos químicos importantes para a indústria, no entanto, o seu uso mais significativo é na geração de energia limpa em células combustíveis, oferecendo uma fonte de energia alternativa altamente eficiente sem gerar taxas de gás carbônico ou outro gás de efeito estufa, sendo cada vez mais pesquisado e aperfeiçoado para substituir, em um futuro próximo, a matriz energética baseada na queima de combustíveis fósseis. Dessa maneira, este estudo apresenta o projeto de implementação de uma planta industrial para produção de nitrogênio (N_2), hidrogênio (H_2), dióxido de carbono (CO_2) e oxigênio (O_2), oferecendo uma solução para os resíduos industriais provenientes de outras empresas, uma vez que o bagaço da cana-de-açúcar é a principal matéria-prima deste processo e se trata de um subproduto de indústrias sucroalcooleiras. A rota tecnológica selecionada para a produção é a gaseificação, usando como meio de produção o processo contínuo ocorrendo em um gaseificador *downstream* e subsequentes processos para separação e purificação dos produtos gasosos. A planta projetada possui uma capacidade de produção de 2,88 mil toneladas de hidrogênio, 19,31 mil toneladas de oxigênio, 38,35 mil toneladas de dióxido de carbono e 72,67 mil toneladas de nitrogênio por ano, processando 10 toneladas de bagaço de cana-de-açúcar por hora. A análise econômica final do projeto indicou um investimento total de 87 milhões de reais com um *payback* de 10 anos, com um lucro líquido de US\$ 29.178.262,49 após 2 anos.

Palavras chave: *hidrogênio, nitrogênio, oxigênio, dióxido de carbono, gaseificação, bagaço da cana-de-açúcar.*

ABSTRACT

Many sectors of the industry make use of industrial gases in various processes, highlighting the fundamental role that each of them plays in processes such as combustion, oxidation, welding, and atmosphere control in the case of oxygen; inerting processes, purging, production of ammonia, cooling, and production of fertilizers in the case of nitrogen; production of carbonated beverages, use as a cooling and freezing agent in food processes, and as a supercritical fluid in the extraction of essential oils in the case of carbon dioxide. Hydrogen is the gas that holds the greatest importance among industrial gases, as it, like nitrogen, plays a fundamental role in the production of ammonia and fertilizers. It is also used as a raw material in many other chemical processes important for the industry. However, its most significant use is in the generation of clean energy in fuel cells, offering a highly efficient alternative energy source without generating carbon dioxide or other greenhouse gases. It provides a sustainable energy alternative to produce power and is increasingly researched and improved to replace, in the near future, the fossil fuel-based energy matrix. Thus, this study presents the implementation project of an industrial plant for the production of nitrogen (N₂), hydrogen (H₂), carbon dioxide (CO₂), and oxygen (O₂), offering a solution for industrial waste from other companies, as sugarcane bagasse is the main raw material of this process and is a byproduct of sugarcane industries. The selected technological route for production is gasification, using continuous process occurring in a downstream gasifier and subsequent processes for separation and purification of gaseous products. The designed plant has a production capacity of 2.88 thousand tons of hydrogen, 19.31 thousand tons of oxygen, 38.35 thousand tons of carbon dioxide, and 72.67 thousand tons of nitrogen per year, processing 10 tons of sugarcane bagasse per hour. The final economic analysis of the project indicated a total investment of 87 million reais with a payback period of 10 years and a net profit after 2 years.

Keywords: hydrogen, nitrogen, oxygen, carbon dioxide, gasification, sugarcane bagasse.

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 - Identificação dos gases	36
Tabela 2.2 – Preço de venda dos gases	39
Tabela 4.1 – Nomenclatura dos equipamentos	58
Tabela 5.1 – Demanda de Vapor na Lavanderia	74
Tabela 5.2 – Demanda de Vapor na Cozinha	75
Tabela 5.3 – Demanda de vapor para os tanques de água quente	75
Tabela 5.4 – Linha de vapor 1 – prédio auxiliar	76
Tabela 5.5 – Linha de vapor 2 – Tanques	76
Tabela 5.6 – Condensado produzido na linha de vapor 1	77
Tabela 5.7 - Dimensionamento das tubulações de condensado	78
Tabela 5.8 – Demandas totais por localidade	80
Tabela 5.9 – Dimensionamento linha de água fria 1 – tanques e prédio auxiliar	81
Tabela 5.10 – Dimensionamento linha de água fria 2 – vestuários	82
Tabela 5.11 – Dimensionamento linha de água fria 3 – trocadores de calor	87
Tabela 5.12 – Demanda total de água quente	88
Tabela 5.13 – Dimensionamento linha de água quente 1 – 70°C	88
Tabela 5.14 – Dimensionamento linha de água quente 2 – 45°C	89
Tabela 5.15 – Consumo e fator de utilização de equipamentos	92
Tabela 5.16 – Dimensionamento linha de ar comprimido	93
Tabela 5.17 - Quantidade total de acessórios necessários - tubulações de utilidades	95
Tabela 7.1 – Preço de equipamento e valor da instalação	100
Tabela 7.2 – Investimento total	103
Tabela 7.3 – Energia necessária por equipamento	104
Tabela 7.4 – Juros referente ao ano de 2023	105
Tabela 7.5 – Parcelas do financiamento	106
Tabela 7.6 – Custos com matéria-prima	107
Tabela 7.7 – Utilidades do processo	108
Tabela 7.8 – Salário para cada funcionário	108
Tabela 7.9 – Custos totais do processo	109
Tabela 7.10 – Receita Bruta anual	110
Tabela 7.11 – Total de impostos a pagar	111
Tabela 7.12 – Fluxo de caixa	113

Tabela A.1 – Variáveis utilizadas na escolha dos aquecedores TC-101 e TC-102	134
Tabela A.2 – Variáveis utilizadas no balanço de massa dos secadores S-101 e S-102	135
Tabela A.3 – Variáveis utilizadas no balanço energético do ar nos secadores	137
Tabela A.4 – Variáveis utilizadas no balanço energético do bagaço nos secadores	137
Tabela A.5 – Variáveis utilizadas na escolha dos aquecedores	138
Tabela A.6 – Variáveis utilizadas e obtidas no simulador Unisim STE do TC-204	139
Tabela A.7 – Correntes de saída dos gaseificadores G-201 a G-204	140
Tabela A.8 – Composição de saída do gás de síntese dos gaseificadores G-201 a G-204	140
Tabela A.9 – Entalpias dos componentes do gás de síntese dos gaseificadores	143
Tabela A.10 – Entalpias de saída dos gaseificadores G-201 a G-204	144
Tabela A.11 – Variáveis utilizadas no balanço de massa das câmaras de poeira	145
Tabela A.12 – Resultados obtidos das câmaras de poeira P-201 a P-204	146
Tabela A.13 – Correntes de entrada e saída das câmaras de poeira P-201 a P-204	146
Tabela A.14 – Correntes do misturador M-201	145
Tabela A.15 – Vazões mássicas para cada componente obtidas no reator R-201	148
Tabela A.16 – Valores obtidos no balanço energético da reação 1 no reator R-201	150
Tabela A.17 – Valores obtidos no balanço energético da reação 2 no reator R-201	150
Tabela A.18 – Variáveis admitidas no exaustor centrífugo E-201	151
Tabela A.19 – Variáveis utilizadas no simulador Unisim, módulo STE do TC-201	152
Tabela A.20 – Variáveis utilizadas no simulador Unisim, módulo STE do TC-301	152
Tabela A.21 – Correntes de saída do compressor criogênico CC-301	153
Tabela A.22 – Entalpias dos componentes do compressor criogênico CC-301	154
Tabela A.23 – Entalpias do processo do compressor CC-301	154
Tabela A.24 – Variáveis admitidas no exaustor centrífugo E-301	155
Tabela A.25 – Variáveis utilizadas na escolha dos aquecedores	156
Tabela A.26 – Vazão mássica dos componentes na entrada do sistema PSA-301	157
Tabela A.27 – Vazões mássicas de saída do sistema PSA-301	157
Tabela A.28 – Entalpias de entrada e saída do sistema PSA-301	158
Tabela A.29 – Vazão mássica dos componentes na entrada do sistema PSA-302	158
Tabela A.30 – Vazões mássicas de saída do sistema PSA-302	159
Tabela A.31 – Entalpias de entrada e saída do sistema PSA-302	159
Tabela A.32 – Vazões mássicas dos componentes na entrada do sistema PSA-303	160
Tabela A.33 – Balanço material do adsorvente para o sistema PSA-303	160
Tabela A.34 – Vazões mássicas de saída do sistema PSA-303	161
Tabela A.35 – Entalpias de entrada e saída do sistema PSA-303	161

Tabela A.36 – Condições de operação dos compressores C-301 a C-303	162
Tabela A.37 – Entalpias de entrada e saída para os componentes dos compressores C-301 a C-303	162
Tabela A.38 – Potências necessárias dos compressores C-301 a C-303	163
Tabela B.1 – Parâmetros utilizados para a escolha dos trituradores	168
Tabela B.2 – Dimensões dos aquecedores TC-101 e TC-102	168
Tabela B.3 – Dimensões dos secadores S-101 e S-102	169
Tabela B.4 – Dimensões dos aquecedores TC-201, TC-202 e TC-203	169
Tabela B.5 – Dimensionamento para o trocador casco e tubo TC-204	170
Tabela B.6 – Dimensionamento dos gaseificadores G-201 a G-204	173
Tabela B.7 – Dimensionamento do isolamento térmico dos gaseificadores	174
Tabela B.8 – Dimensionamento das câmaras de poeira P-201 a P-204	175
Tabela B.9 – Dimensionamento do reator R-201	177
Tabela B.10 – Dimensionamento do isolamento térmico dos gaseificadores	177
Tabela B.11 – Dimensionamento para o trocador casco e tubo TC-201	178
Tabela B.12 – Dimensionamento para o trocador casco e tubo TC-301	179
Tabela B.13 – Dimensionamento do compressor criogênico CC-301	181
Tabela B.14 – Dimensionamento do aquecedor TC-302	181
Tabela B.15 – Dimensionamento do sistema PSA-301	182
Tabela B.16 – Dimensionamento do sistema PSA-302	182
Tabela B.17 – Dimensionamento do sistema PSA-303	183
Tabela C.1 – Funcionários por turno	184
Tabela C.2 – Número de funcionários da empresa Gas to Farm	185
Tabela D.1 – Dimensionamento linha de vapor 1 – prédio auxiliar	189
Tabela D.2 – Dimensionamento linha de vapor 2 - tanques de água quente	190
Tabela D.3 - Dimensionamento tubulação de condensado	192
Tabela D.4 – Linha de água quente 1 – 70 °C	194
Tabela D.5 – Linha de água quente 2 – 45°C	194
Tabela D.6 - Bitolas selecionadas para a linha 1 de água quente	195
Tabela D.7 - Bitolas selecionadas para a linha 1 de água quente	196
Tabela D.8 – Dimensões dos tanques de armazenamento de água quente	198
Tabela D.9 – Dimensionamento linha de água fria 1 - reservatórios e prédio auxiliar	198
Tabela D.10 – Dimensionamento linha de água fria 2 - reservatórios e prédio auxiliar	200
Tabela D.11 – Dimensionamento linha de água fria 3 - reservatórios e prédio auxiliar	205
Tabela D.12 – Bitolas selecionadas - linha 1 tubulações de água fria	205

Tabela D.13 – Bitolas selecionadas - linha 2 tubulações de água fria	207
Tabela D.14 – Bitolas selecionadas - linha 3 tubulações de água fria	211
Tabela D.15 – Dimensões dos tanques de armazenamento de água fria	212
Tabela D.16 - Parâmetros utilizados no sistema <i>air-lift</i>	213
Tabela D.17 - Dimensionamento das tubulações de ar comprimido	214
Tabela D.18 – Isolamento térmico para as tubulações de água quente a 70°C	215
Tabela D.19 – Isolamento térmico para as tubulações de água quente a 45°C	215
Tabela D.20 – Isolamento térmico para as tubulações de vapor - prédio auxiliar	217
Tabela D.21 – Isolamento térmico para as tubulações de vapor - tanques	218
Tabela D.22 – Isolamento térmico para as tubulações de condensado	218
Tabela D.23 - Dilatação térmica e juntas de absorção nas tubulações de vapor	219
Tabela D.24 - Número de suportes para a linha de vapor 1	220
Tabela D.25 - Número de suportes para a linha de vapor 2	221
Tabela D.26 - Dimensionamento das tubulações de gás de síntese e produtos	234

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 – Estrutura molecular do hidrogênio	21
Figura 2.2 - Estrutura molecular do nitrogênio	22
Figura 2.3 - Estrutura molecular do oxigênio	23
Figura 2.4 - Estrutura molecular do dióxido de carbono	24
Figura 2.5 – Rotas comerciais de importação e exportação do Hidrogênio Verde	27
Figura 2.6 – Avanço da demanda global de gases industriais	28
Figura 2.7 – Logomarca <i>Gas to Farm</i>	31
Figura 2.8 – Mapa visual do modelo de negócios da empresa	32
Figura 2.9 - Galpão de armazenamento de bagaço da cana-de-açúcar	38
Figura 3.1 – Produção do hidrogênio por reforma a vapor	42
Figura 3.2 - Esquema da membrana de separação de oxigênio e nitrogênio	46
Figura 3.3 - Comportamento cromatográfico do processo PSA	48
Figura 3.4 - Arranjo PSA com quatro estágios	49
Figura 3.5 – Unidade de recuperação de CO ₂	50
Figura 3.6 – Disponibilidade de áreas livres na região de usinas sucroalcooleiras	55
Figura 3.7 – Provável Localização da empresa <i>Gas to Farm</i>	55
Figura 4.1 – Diagrama de blocos do processo	57
Figura 4.2 – Fluxograma do processo	59
Figura 6.1 – Instrumentação gaseificador	97
Figura 7.1 – <i>Payback</i> do investimento	116
Figura B.1 – Vista transversal do casco do trocador de calor TC-204	171
Figura B.2 – Dimensões do gaseificador downdraft	172
Figura B.3 – Representação da câmara de poeira	174
Figura B.4 – Reator Packed Bed Reactor	176
Figura B.5 – Vista transversal do casco do trocador de calor TC-205	179
Figura B.6 – Vista transversal do casco do trocador de calor 301	180

LISTA DE QUADROS

Quadro D.1 - Acessórios presentes nas linhas de vapor	221
Quadro D.2 - Acessórios presentes nas linhas de condensado	222
Quadro D.3 - Acessórios presentes nas linhas de água fria	223
Quadro D.4 - Acessórios presentes nas linhas de água quente	230
Quadro D.5 - Acessórios presentes nas linhas de ar comprimido	231
Quadro D.6 - Acessórios linha de tubulação do processo	236

LISTA DE ABREVIATURAS

ANP – Agência Nacional de Petróleo e Biocombustíveis
ASTM – *American Society for Testing and Materials*
CAGR - Taxa composta de crescimento anual
CETESB – Companhia Ambiental do Estado de São Paulo
COP – *Conference of the Parties*
CONAMA – Conselho Nacional de Meio Ambiente
CONSEMA – Conselho Estadual do Meio Ambiente
COFINS – Contribuição para Financiamento da Seguridade Social
COP26 – Conferência das Partes
CSLL – Contribuição Social sobre o Lucro Líquido
DE – Decreto Estadual
DSC – *Differential Scanning Calorimetry*
FC – Fluxo de Caixa
IBGE – Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística
ICMS – Imposto sobre Circulação de Mercadorias e Serviços
IRENA – *International Renewable Energy Agency*
IEA – *International Energy Agency*
IRPJ – Imposto sobre a Renda de Pessoas Jurídicas
ISBL – *Inside battery limits*
LB – Lucro Bruto
LL – Lucro Líquido
MI – Meta Intermediária
OSBL – *Offsite Battery Limits*
PBR – Packed Bed Reactor
PEM – Proton–Exchange Membrane
PF – Produto Final
PIB – Produto Interno Bruto
PIS – Programa de Integração Social
POX – *Partial Oxidation*
PSA – *Pressure Swing Adsorption*
SAC – Serviço de Atendimento ao Consumidor

SMR – *Steam Methane Reforming*

STE – *Shell Tube Exchanger*

TBS – Temperatura de Bulbo Seco

TBU – Temperatura de Bulbo Úmido

TIPI – Tabela de Incidência do Imposto sobre Produtos Industrializados

TIR – Taxa Interna de Retorno

TMA – Taxa Mínima de Atratividade

UNICA – União da Indústria de Cana-de-Açúcar e Bioenergia

VPL – Valor Presente Líquido

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO.....	17
2. DEFINIÇÕES DO PRODUTO.....	19
2.1 PRODUTOS	19
2.1.1 Hidrogênio	19
2.1.2 Nitrogênio	20
2.1.3 Oxigênio	21
2.1.4 Dióxido de Carbono	22
2.1.5 Forma de comercialização	22
2.2 ANÁLISE DE MERCADO	23
2.2.1 Escala de Produção	27
2.3 A EMPRESA GAS TO FARM	27
2.3.1 MISSÃO, VISÃO E VALORES	28
2.3.2 LOGOMARCA DA EMPRESA	29
2.3.3 MODELO DE NEGÓCIOS – CANVAS	29
2.4 EXIGÊNCIAS LEGAIS	33
2.4.1 Legislação para o hidrogênio	33
2.4.2 Legislação para a comercialização de cilindros	34
2.5 MATÉRIA-PRIMA	34
2.5.1 Características	35
2.5.1 Estocagem e armazenamento	35
2.6 PREÇO DE VENDA	36
2.7 VIABILIDADE ECONÔMICA SIMPLIFICADA	37
3. DEFINIÇÕES DO PROCESSO.....	38
3.1 TIPO DE PROCESSO	38
3.2 ANÁLISE DAS TECNOLOGIAS	38
3.2.1 Tecnologias para a produção de hidrogênio	38
3.2.2 Tecnologias para a produção de oxigênio	44
3.2.3 Tecnologias para a produção de nitrogênio	45
3.2.4 Tecnologias para a produção de dióxido de carbono	47
3.2.5 Rota tecnológica escolhida	48
3.3 NECESSIDADES DE LABORATÓRIOS	49
3.3.1 Laboratório de Pesquisa e Desenvolvimento	49

3.3.2 Laboratório de Qualidade	50
3.4 EXIGÊNCIAS LEGAIS	51
3.5 LOCALIZAÇÃO DA UNIDADE INDUSTRIAL	52
3.5.1 Localização da matéria-prima	52
3.5.2 Disponibilidade de área para instalação	53
3.5.3 Localização do mercado consumidor	54
3.5.4 Mão de Obra	54
4. PROJETO DO PROCESSO	55
4.1 DIAGRAMA DE BLOCOS	55
4.2 FLUXOGRAMA DETALHADO	56
4.2.1 Área 100: Pré tratamento da matéria-prima	58
4.2.2 Área 200: Produção de Gases	58
4.2.3 Área 300: Purificação dos produtos	59
4.3 BALANÇO DE MASSA E ENERGIA	60
4.3.1 Área 100: Pré tratamento da matéria-prima	61
4.3.2 Área 200: Produção de Gases	61
4.3.3 Área 300: Purificação dos produtos	63
4.4 DIMENSIONAMENTO E SELEÇÃO DOS EQUIPAMENTOS DO PROCESSO	66
4.4.1 Área 100: Pré tratamento da matéria-prima	66
4.4.2 Área 200: Produção de Gases	67
4.4.3 Área 300: Purificação dos produtos	69
4.5 LAYOUT	71
5. PROJETO DE INSTALAÇÕES INDUSTRIAIS	72
5.1 INSTALAÇÕES DE VAPOR	72
5.1.1 Demanda de vapor por localidade	72
5.1.2 Dimensionamento das tubulações de vapor	73
5.2 INSTALAÇÕES DE CONDENSADO	75
5.2.1 Condensado produzido nas tubulações	75
5.2.2 Dimensionamento das tubulações de condensado	76
5.3 INSTALAÇÕES DE ÁGUA FRIA	76
5.3.1 Demanda de água fria por localidade	77
5.3.2 Dimensionamento das tubulações de água fria	78
5.4 INSTALAÇÕES DE ÁGUA QUENTE	85
5.4.1 Demanda de água quente por localidade	85

5.4.2 Dimensionamento das tubulações de água quente	86
5.6 INSTALAÇÕES DE AR COMPRIMIDO	88
5.6.1 Demanda de ar comprimido	89
5.6.2 Dimensionamento das tubulações de ar comprimido	90
5.7 ISOLAMENTO TÉRMICO, JUNTAS DE DILATAÇÃO, PINTURA, SUPORTE DAS TUBULAÇÕES E TESTE HIDROSTÁTICO	91
6. CONTROLE E INSTRUMENTAÇÃO	94
7. ANÁLISE ECONÔMICA	96
7.1 INVESTIMENTO TOTAL	96
7.1.1 Investimento Fixo	97
7.1.2 Determinação do investimento total	101
7.1.3 Financiamento	103
7.2 ESTIMATIVAS DE CUSTOS	104
7.2.1 Custos com produção	105
7.2.2 Custos gerais	107
7.2.3 Custo total	107
7.3 RECEITA	108
7.4 DEPRECIÇÃO	109
7.5 IMPOSTOS	109
7.6 LUCRO BRUTO, LUCRO LÍQUIDO E FLUXO DE CAIXA LÍQUIDO	110
7.7 AVALIAÇÃO DOS INDICADORES DA ANÁLISE ECONÔMICA	113
7.7.1 Valor presente líquido (VPL)	113
7.7.2 Taxa interna de retorno (TIR)	113
7.7.3 Payback	113
8. CONSIDERAÇÕES FINAIS	115
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	116
APÊNDICES	129
APÊNDICE A – MEMORIAL DE CÁLCULO	129
A.1 – BALANÇO DE ENERGIA DO TRITURADOR T-101 E T-102	129
A.2 – BALANÇO DE ENERGIA DOS TROCADORES DE CALOR DOS SECADORES TC-101 E TC-102	130
A.3 – BALANÇO DE MASSA E ENERGIA DO SECADOR S-101 E S-102	131
A.4 – BALANÇO DE ENERGIA DOS TROCADORES DE CALOR DOS GASEIFICADORES TC-201, TC-202, TC-203 E TC-204	135
A.5 – BALANÇO DE MASSA E ENERGIA DO GASEIFICADOR G-201, G-202, G-203 E G-204	136

A.6 – BALANÇO DE MASSA DA CÂMARA DE POEIRA P–201, P–202, P–203 E P–204	141
A.7 – BALANÇO DE MASSA DO MISTURADOR M–201	143
A.8 – BALANÇO DE MASSA E ENERGIA DO REATOR R–201	144
A.9 – BALANÇO DE ENERGIA DO EXAUSTOR E–201	148
A.10 – BALANÇO DE ENERGIA DO TROCADOR DE CALOR TC–205	149
A.11 – BALANÇO DE ENERGIA DO TROCADOR DE CALOR TC–301	149
A.12 – BALANÇO DE MASSA E ENERGIA DO COMPRESSOR CRIOGÊNICO CC–301	150
A.13 – BALANÇO DE ENERGIA DO EXAUSTOR E–301	152
A.14 – BALANÇO DE ENERGIA DO TROCADOR DE CALOR TC–302	153
A.15 – BALANÇO DE MASSA E ENERGIA DO PSA–301	153
A.16 – BALANÇO DE MASSA E ENERGIA DO PSA–302	155
A.17 – BALANÇO DE MASSA E ENERGIA DO PSA–303	157
A.18 – BALANÇO DE ENERGIA DOS COMPRESSORES C–301, C–302 E C–303	159
A.19 – CORRENTES DO PROCESSO E CONDIÇÕES DO PROCESSO	161
APÊNDICE B – DIMENSIONAMENTO DOS EQUIPAMENTOS	164
B.1 – DIMENSIONAMENTO DO TRITURADOR	164
B.2 – DIMENSIONAMENTO DOS TROCADORES DE CALOR 101 e 102	164
B.3 – DIMENSIONAMENTO DO SECADOR	165
B.4 – DIMENSIONAMENTO DOS TROCADORES DE CALOR 201, 202, 203 e 204	165
B.5 – DIMENSIONAMENTO DOS GASEIFICADORES	168
B.6 – DIMENSIONAMENTO DA CÂMARA DE POEIRA	170
B.7 – DIMENSIONAMENTO DO REATOR SMR	172
B.8 – DIMENSIONAMENTO DO TROCADOR DE CALOR 205	174
B.9 – DIMENSIONAMENTO DO TROCADOR DE CALOR 301	175
B.10 – DIMENSIONAMENTO DO COMPRESSOR CRIOGÊNICO	176
B.11 – DIMENSIONAMENTO DO TROCADOR DE CALOR 302	177
B.12 – DIMENSIONAMENTO PSAs	178
APÊNDICE C – DEFINIÇÃO DO NÚMERO DE FUNCIONÁRIOS.....	180
APÊNDICE D – MEMORIAL DE CÁLCULO	182
D.1 INSTALAÇÕES DE VAPOR	182
D.1.1 Cálculo da demanda de vapor	182
D.1.2 Dimensionamento das linhas de vapor	183

D.2 INSTALAÇÕES DE CONDENSADO	187
D.3 INSTALAÇÕES DE ÁGUA QUENTE	189
D.3.1 Dimensionamento das tubulações de água quente	189
D.3.2 Dimensionamento dos tanques de armazenamento de água quente	193
D.4 INSTALAÇÕES DE ÁGUA FRIA	194
D.4.1 Dimensionamento das tubulações de água fria	194
D.4.2 Dimensionamento dos reservatórios de armazenamento de água fria	208
D.5 INSTALAÇÕES DE AR COMPRIMIDO	208
D.5.1 Dimensionamento do sistema <i>air-lift</i>	208
D.5.2 Dimensionamento das tubulações de ar comprimido	209
D.6 ISOLAMENTO TÉRMICO, JUNTAS DE DILATAÇÃO, SUPORTE DAS TUBULAÇÕES E TESTE HIDROSTÁTICO	211
D.7 ACESSÓRIOS	225
D.8 TUBULAÇÕES DO PROCESSO	236
APÊNDICE E – CUSTO DOS EQUIPAMENTOS	233
ANEXOS	235
ANEXO A.1 – FICHA DE INFORMAÇÕES DE SEGURANÇA DO HIDROGÊNIO	235
ANEXO A.2 – FICHA DE INFORMAÇÕES DE SEGURANÇA DO NITROGÊNIO	236
ANEXO A.3 – FICHA DE INFORMAÇÕES DE SEGURANÇA DO OXIGÊNIO	237
ANEXO A.4 – FICHA DE INFORMAÇÕES DE SEGURANÇA DO GÁS CARBÔNICO	238
ANEXO B – TRITURADOR	239
ANEXO D – TROCADORES DE CALOR	240
ANEXO E – SECADOR	241
ANEXO F – RELATÓRIO UNISIM STE PARA O TC-204	242
ANEXO G – LAYOUT DO TC-204	243
ANEXO H – GASEIFICADOR DOWNDRAFT	244
ANEXO I – ISOLANTE TÉRMICO	245
ANEXO J – CÂMARA DE POEIRA	246
ANEXO K – TANQUES	247
ANEXO L – MISTURADOR	248
ANEXO M – COMPRESSOR CRIOGÊNICO	249
ANEXO N – EXAUSTOR CENTRÍFUGO 1	250
ANEXO O – RELATÓRIO UNISIM STE PARA O TC-205	251

ANEXO P – LAYOUT DO TC–205 PELO UNISIM STE	252
ANEXO Q – RELATÓRIO UNISIM STE PARA O TC–301	253
ANEXO R – LAYOUT DO TC–301 PELO UNISIM STE	254
ANEXO S – EXAUSTOR CENTRÍFUGO 2	255
ANEXO T – COMPRESSOR MEHRER TVX900	256
ANEXO U.1 – LAYOUT PLANTA GAS TO FARM	257
ANEXO U.2 - PLANTA BAIXA - INSTALAÇÕES	258
ANEXO V – MÁQUINA DE LAVAR ROUPA	259
ANEXO W – SECADOR INDUSTRIAL	260
ANEXO X – CALANDRA INDUSTRIAL	261
ANEXO Y – LAVA–LOUÇAS INDUSTRIAL	262
ANEXO Z – PAINEL INDUSTRIAL	263
ANEXO AA – CALDEIRA	264
ANEXO AB – PROPRIEDADES VAPOR SATURADO	265
ANEXO AC – VELOCIDADES RECOMENDADAS DE FLUIDOS	266
ANEXO AD – FATORES DE UTILIZAÇÃO	267
ANEXO AE – ISOLANTE TÉRMICO – CALORISOL 650	268
ANEXO AF – NORMA NBR 5590 PARA DIÂMETRO DE TUBULAÇÕES SCH 40	269
ANEXO AG – DILATAÇÃO TÉRMICA AÇO CARBONO	270
ANEXO AH – JUNTAS DE ABSORÇÃO DE DILATAÇÃO TÉRMICA	271
ANEXO AI - ESTEIRAS PARA TRANSPORTE DE BAGAÇO	272
ANEXO AJ – TABELA DE PORCENTAGENS DE INVESTIMENTO	273
ANEXO AK – TABELA DE INSTALAÇÕES DOS EQUIPAMENTOS	274
ANEXO AL – PRESSURE SWING ADSORPTION 1 e 2	275
ANEXO AM – PRESSURE SWING ADSORPTION 3	276
ANEXO AN – TABELA DE FUNCIONÁRIOS NECESSÁRIOS POR EQUIPAMENTO	277
ANEXO AO – DIMENSIONAMENTO DA TUBULAÇÃO DE CONDENSADO	278
ANEXO AP – VALORES DO COEFICIENTE K EM FUNÇÃO DA SUBMERGÊNCIA PERCENTUAL SP	279
ANEXO AQ – ESPAÇAMENTO MÁXIMO ENTRE TUBOS DE AÇO CARBONO A-53	280
ANEXO AR – SUBMERSÃO PARA DADA ALTURA GEOMÉTRICA	281
ANEXO AS – CONSTANTE PARA FATOR DE CONSUMO AIR LIFT	282
ANEXO AT - ISOLANTE PARA TUBULAÇÕES DE PROCESSO	283

1. INTRODUÇÃO

Em 2019, a demanda mundial de gases industriais foi de R\$ 436,5 bilhões (VIKA, 2019), o que torna o mercado bastante atrativo. E por conta dos processos mais tradicionais de produção desses gases utilizarem combustíveis fósseis como o carvão e o gás natural acabam gerando uma emissão de dióxido de carbono de 830 milhões de toneladas por ano (IPEA, 2022), tornando o processo bastante prejudicial ao meio ambiente.

Para reduzir a emissão desses gases de efeito estufa são necessárias rotas mais verdes para a produção desses gases, como por exemplo a hidrólise da água, a destilação criogênica do ar, a gaseificação ou a utilização de matérias-primas de fonte renovável, como por exemplo as biomassas, o que torna o processo atrativo para o Brasil, uma vez que existem diversas indústrias sucroalcooleiras, cuja fonte de resíduo principal provém das biomassas.

O hidrogênio é o elemento mais abundante do universo, fundamental para vários setores industriais, sendo usado como matéria-prima para diversas rotas produtivas, como a da amônia, usada na produção de fertilizantes, o metanol para a indústria de biodiesel, além de ser essencial na indústria petroquímica, de transporte aéreo, rodoviário e marítimo e para geração de calor nas indústrias (SEMA, 2023). Este gás também é usado em células combustíveis para reagir com outros compostos e gerar altas quantidades de energia limpa.

O nitrogênio também é usado para produzir a amônia e outros compostos usados pelo agronegócio, mas também é usado na produção de ácido nítrico, nylon, explosivos, corantes e para produzir atmosferas inertes para possibilitar reações sensíveis e outros processos. O uso do nitrogênio líquido como fluido de resfriamento é fundamental na indústria eletrônica para resfriar lasers, circuitos e detectores infravermelhos (BASTOS, 2017).

O oxigênio pode ser usado em indústrias químicas e petroquímicas como reagente para aprimorar a produtividade de muitos processos e nas indústrias de metalurgia e siderurgia sendo utilizado no processo de soldagem, combustão e ajuste do teor de carbono em aços. No entanto, o uso hospitalar do oxigênio em hospitais é muito importante também no tratamento de enfermidades, mas para este fim, deve ser purificado e esterilizado antes da comercialização para os hospitais.

O dióxido de carbono, também conhecido como gás carbônico, é um gás do efeito estufa, sendo emitido diariamente pelas indústrias, respiração de seres vivos, queima de

combustíveis fósseis e queimadas. Ele é purificado em alguns processos para ser comercializado e evitar ser descartado na atmosfera, uma vez que existem legislações vigentes em cada país do mundo para controlar as emissões anuais deste composto que causa o aquecimento global. Este gás é usado na carbonatação de bebidas gaseificadas como refrigerantes e cervejas, no resfriamento e congelamento de alimentos para conservar e prolongar a vida útil, no controle de pH e fabricação de extintores.

Por conta disso, este trabalho tem por objetivo principal caracterizar, detalhar e projetar um processo para a produção desses gases industriais a partir da gaseificação do bagaço da cana-de-açúcar, contribuindo de uma forma mais sustentável para o abastecimento nacional desses insumos para diversos setores industriais, mais especificamente no setor de fertilizante, que são processos com alta emissão de gases poluentes (IPEA, 2022).

2. DEFINIÇÕES DO PRODUTO

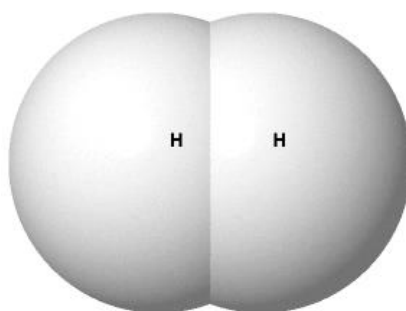
A partir dos processos escolhidos, serão produzidos nitrogênio, hidrogênio, oxigênio e dióxido de carbono e como subproduto o carvão, este último será utilizado como fonte de energia para as caldeiras de geração de vapor para o andamento do processo.

2.1 PRODUTOS

2.1.1 Hidrogênio

O hidrogênio molecular (H_2) é um gás composto por dois elétrons e dois prótons, sendo este o mais simples dentre os gases (OHNO *et al.*, 2012). No seu estado natural e sob condições normais, o hidrogênio é um gás incolor, inodoro e insípido, apresenta toxidez asfixiante simples e é extremamente inflamável. Se trata de uma molécula com grande capacidade de armazenar energia e, devido a este fato, sua utilização como fonte renovável de energia elétrica e térmica vem sendo amplamente pesquisada. Sua estrutura molecular pode ser observada na Figura 2.1.

Figura 2.1 – Estrutura molecular do hidrogênio



Fonte: Energy Education, 2015.

O H_2 é empregado como gás redutor em processos metalúrgicos e cerâmicos, misturas para solda, em tratamento de metais e hidrogenação de gorduras vegetais (margarina), também pode ser utilizado como gás de arraste e/ou queima, em cromatografia gasosa e é o componente principal na fabricação de produtos químicos, especialmente amônia (NH_3) e metanol

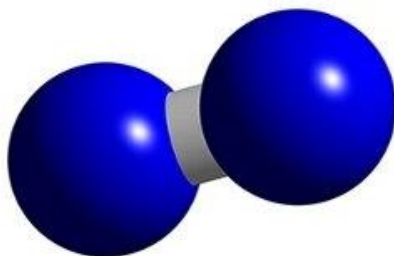
(CH₃OH) além de ser usado em grandes quantidades nas refinarias para produção de gasolina e lubrificantes, na indústria de fertilizantes e no processo de fabricação de vidros.

Hidrogênio de alta pureza tem sido usado principalmente como um combustível para células de combustíveis de baixa temperatura tais como células de combustível de eletrólito alcalino ou de polímero. O H₂ é usado como combustível e já se pensa nele como um combustível limpo em potencial para satisfazer as necessidades ambientais. O papel deste gás pode se tornar mais importante quando H₂ e a eletricidade são considerados como os principais vetores de energia no futuro. Neste caso, a célula de combustível é usada como um conversor eletroquímico para gerar eletricidade a partir do hidrogênio molecular. Entretanto, vários processos para a produção e alimentação de H₂ tem atraído muita atenção mundial (ROSEN, SCOTT, 1998; SIMONSSON, 1997; WALSH, 1990; FOUHY, ONDREY, 1996; BARBIR, GOMEZ, 1996).

2.1.2 Nitrogênio

O nitrogênio molecular (N₂) é um gás do ar inerte, não inflamável, que forma 78% da atmosfera terrestre, sendo o sétimo elemento mais abundante no universo. Nas condições ambientes -25 °C e 1 atm é encontrado no estado gasoso, obrigatoriamente em sua forma molecular biatômica, conforme representado na Figura 2.2.

Figura 2.2 - Estrutura molecular do nitrogênio



Fonte: 3dchem, 2023.

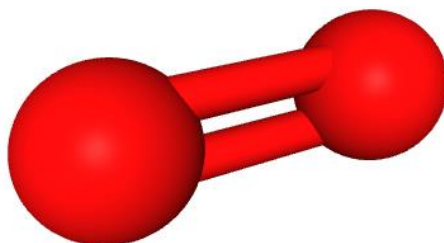
Este gás possui diversas aplicações, sendo a mais importante na obtenção de gás amoníaco através do processo Haber. É aplicado na redução ou eliminação da oxidação de

materiais, permite o armazenamento e uso seguro de materiais inflamáveis, é um gás auxiliar para soldagem, inertização, purga, corte a laser, tratamento térmico de metais, nitretação, cianetação, cementação, têmpera, blanketing, criopreservação, rebarbação criogênica, evita a explosão de materiais inflamáveis, entre outras. Além disso, o nitrogênio pode contribuir para aumentar o prazo de validade de materiais sensíveis ao ar, como alimentos, produtos farmacêuticos e eletrônicos.

2.1.3 Oxigênio

O oxigênio, de fórmula molecular O_2 , é um gás incolor, sem gosto e inodoro presente na atmosfera, na água e em muitos compostos orgânicos, sendo de suma importância para a manutenção da vida na terra. Sua fórmula molecular pode ser observada na Figura 2.3. Apesar de o O_2 não ser um gás combustível, ele é capaz de alimentar a queima de materiais combustíveis.

Figura 2.3 - Estrutura molecular do oxigênio



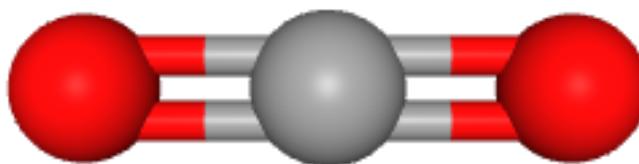
Fonte: PubChem, 2023.

Além de ser utilizado como gás respiratório para aplicações de saúde, o oxigênio tem fortes propriedades oxidantes, podendo beneficiar muitas indústrias, melhorando os rendimentos, otimizando o desempenho, reduzindo custos e a pegada de carbono em comparação a outros combustíveis. As aplicações que fazem uso de oxigênio incluem combustão, oxidação, fermentação, tratamento de águas residuais e aquicultura. Combinado com acetileno (C_2H_2) ou outros gases combustíveis ou com argônio (Ar) e dióxido de carbono (CO_2), o oxigênio também pode ser usado para aplicações de corte, soldagem, escarificação, endurecimento, limpeza e fusão. Na indústria de alimentos, o oxigênio é usado para manter uma aparência de cor fresca e natural, por exemplo, para carne fresca.

2.1.4 Dióxido de Carbono

O dióxido de carbono (CO_2), também chamado de gás carbônico, é um gás presente naturalmente na atmosfera, representando aproximadamente 0,036% de sua composição, e também emitido na queima de combustíveis fósseis e biomassa, nas mudanças de uso da terra e em outros processos industriais. O CO_2 pertence ao grupo dos óxidos e suas moléculas são formadas a partir de ligações covalentes entre um carbono e dois átomos de oxigênio, a estrutura molecular pode ser observada na Figura 2.4.

Figura 2.4 - Estrutura molecular do dióxido de carbono



Fonte: PubChem, 2023.

Descoberto em 1638 por Jan-Baptist Van Helmont, o dióxido de carbono é produzido pela reação entre o oxigênio e o carbono durante a respiração e combustão de produtos orgânicos. Outrossim, o gás carbônico é incolor, inodoro e mais pesado que o ar, sendo de difícil detecção no ambiente, pois não apresenta cheiro ou sabor. Apresenta ponto de fusão igual a $-56,6\text{ }^{\circ}\text{C}$ e ponto de ebulição igual a $-78,5\text{ }^{\circ}\text{C}$, geometria linear e as moléculas são apolares. O CO_2 possui aplicações na produção de bebidas carbonatadas, como refrigerantes, produção de extintores de incêndio, em sua forma líquida, mantém a refrigeração de órgãos que serão transplantados, participa do processo de solda de alguns materiais, no tratamento de águas residuais e na produção do bicarbonato de sódio.

2.1.5 Forma de comercialização

Os produtos do processo, podem ser armazenados na forma de líquido, gás ou combinada com um metal, mas o método mais comum de armazenamento é como um gás

comprimido ou por gasoduto, estabelecendo sua viabilidade de acordo com a distância e capacidade de produção (AMOS, 1998).

Os produtos serão armazenados em cilindros de aço sem costura, comprimidos a uma pressão de 20 MPa, e terão capacidade de 10 m³ cada. Os cilindros serão fornecidos pelos compradores de forma que não haja a necessidade de estoque de cilindros já que são materiais caros que podem ser recarregados. O estoque possui uma área de 300 m², em que 50% será ocupado por cilindros.

Estes cilindros devem ser armazenados em local bem ventilado, longe da luz solar e em temperatura ambiente. Mantidos na posição vertical, fixados à parede ou em outra estrutura sólida, devendo estar devidamente fechados e identificados.

Deve-se assegurar que os cilindros estejam fora de risco de queda ou da possibilidade de roubo. Os cilindros são projetados de modo que a válvula seja mantida com o capacete. Não devem existir fontes de ignição no local e todos os equipamentos elétricos na área de estocagem devem ser à prova de explosão. As áreas de estocagem devem ter códigos nacionais de eletricidade para Classe 1 em áreas de risco.

2.2 ANÁLISE DE MERCADO

Na COP26 foi estabelecida a meta de impedir que o aquecimento global ultrapasse um aumento de 1,5°C até 2030, para isso, as emissões de gases de efeito estufa terão que ser reduzidas em 43%. É notável a transformação do setor energético global de fontes fósseis para fontes de carbono zero, bem como as movimentações internacionais na compra e venda de créditos de carbono até a segunda metade deste século. A transição energética, em vista à redução do carbono nas cadeias de valor do mercado da energia, também dará origem a novas dinâmicas e dependências geopolíticas e de mercado. As principais tendências geopolíticas podem moldar as relações internacionais nas próximas décadas, com países competindo pela liderança industrial, mercados e oportunidades de criação de empregos (O'Sullivan, 2017).

O tamanho do mercado de gases industriais foi avaliado em US\$ 80 bilhões em 2021, com isso, prevê-se que a indústria cresça de US\$ 100,32 bilhões em 2022 para US\$ 161,8 bilhões até 2030, exibindo uma taxa composta de crescimento anual (CAGR) de 6,16% nesse período. Esse aumento se deve à alta demanda por gases industriais na indústria de petróleo e gás, produtos químicos, alimentos, bebidas e no mercado da energia. A segmentação do

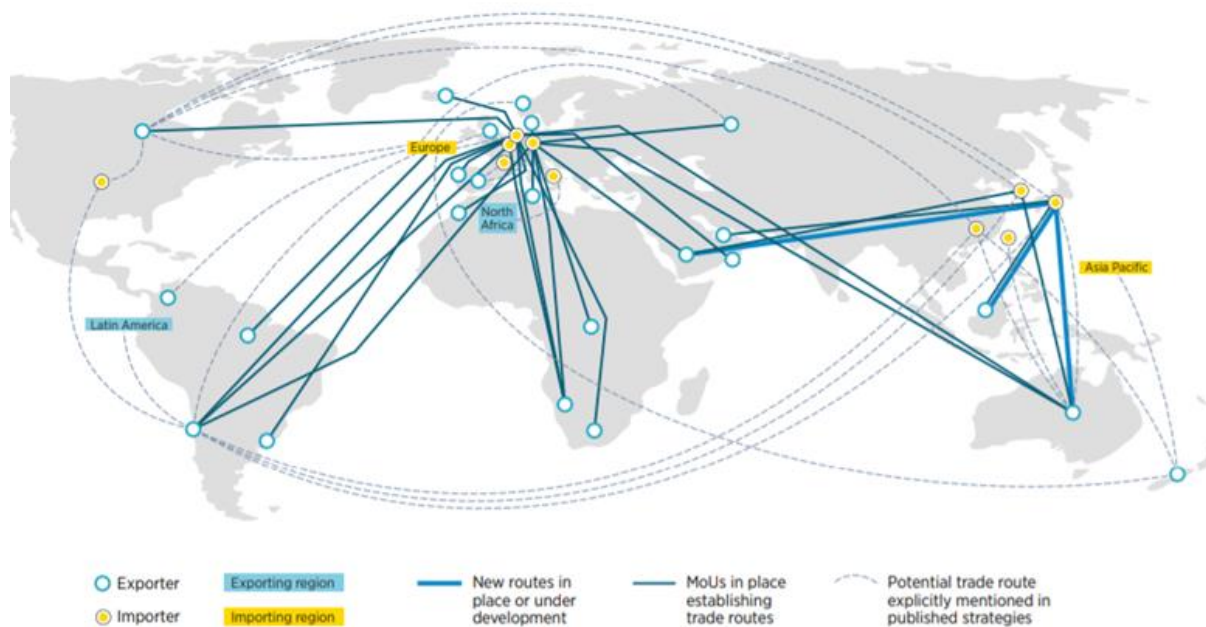
mercado de gases industriais inclui argônio, acetileno, oxigênio, nitrogênio, dióxido de carbono, hidrogênio, entre outros (Jaiswal, 2023). A empresa *Gas to Farm* irá produzir quatro gases industriais com elevada relevância no mercado visando reduzir as emissões de gás carbônico gerados nas tecnologias convencionais.

O primeiro gás gerado no processo se trata do gás carbônico, ele apresenta uma aplicação bem estabelecida na indústria de fertilizantes, onde é reagido com amônia para a produção de ureia. Além disso, o dióxido pode ser convertido em intermediários químicos como o metanol, etileno e propileno, que por sua vez podem ser usados como fonte de compostos mais complexos (MAR, 2021).

O segundo gás produzido é o gás nitrogênio, ele se mostra fundamental para a indústria de fertilizantes já que mais da metade de seus produtos são compostos nitrogenados. O produto nitrogenado com maior demanda mundial se trata da ureia, lamentavelmente, o Brasil importa 85% desse produto mesmo exercendo majoritariamente atividades agrícolas (MAPA, 2021). O segmento de produtos de oxigênio dominou a indústria em 2022 e respondeu pela maior fatia na receita total de gases industriais, com 28,43%. O oxigênio é utilizado para fabricação e fusão de aço, aplicações médicas, para a produção de ácido sulfúrico, produto intermediário da produção de fertilizantes fosfatados, entre outras aplicações (SANTOMAURO, 2011). O hidrogênio verde se trata do produto final do processo, considerado o produto com maior taxa de crescimento e participação no mercado nos últimos anos, principalmente no mercado dos biocombustíveis pela oferta de energia limpa.

De acordo com a *International Renewable Energy Agency* (2022), o hidrogênio deve cobrir até 12% do uso global de energia até 2050, impulsionado pela urgência climática e pelos compromissos dos países com a redução das emissões de gases do efeito estufa. Na Figura 2.5 é demonstrado pela IRENA a expansão de rotas comerciais de hidrogênio verde e observa-se o relevante número de exportações do combustível partindo de países emergentes, como o Brasil, que possuem elevados recursos naturais mas não possuem participação no mercado para introduzir um novo modelo energético. Em contrapartida, destacam-se muitos países da Europa, que possuem recursos tecnológicos, necessitando de importação já que a própria produção de hidrogênio será insuficiente para sua demanda.

Figura 2.5 – Rotas comerciais de importação e exportação do Hidrogênio Verde



Fonte: IRENA, 2022.

A empresa de fertilizantes com o maior fração do mercado do Brasil, Yara Fertilizantes, planeja entregar a primeira planta de amônia verde em Omã, na Península Arábica, até o final de 2023. Alternativamente, a amônia não será produzida a partir de resíduos agrícolas, mas de um biogás. A capacidade inicial de produção da planta será de 60 mil toneladas de amônia no ano, com pretensão de expandir para 1,1 milhão de toneladas futuramente. Com isso, haverá redução de 80% das emissões de gás carbônico, oriundos da produção de fertilizantes, quando comparado aos processos que utilizam gás natural como matéria-prima. Em contrapartida, a empresa não possui fonte de ácido sulfúrico verde para a produção de fertilizantes fosfatados, podendo ser uma oportunidade futura.

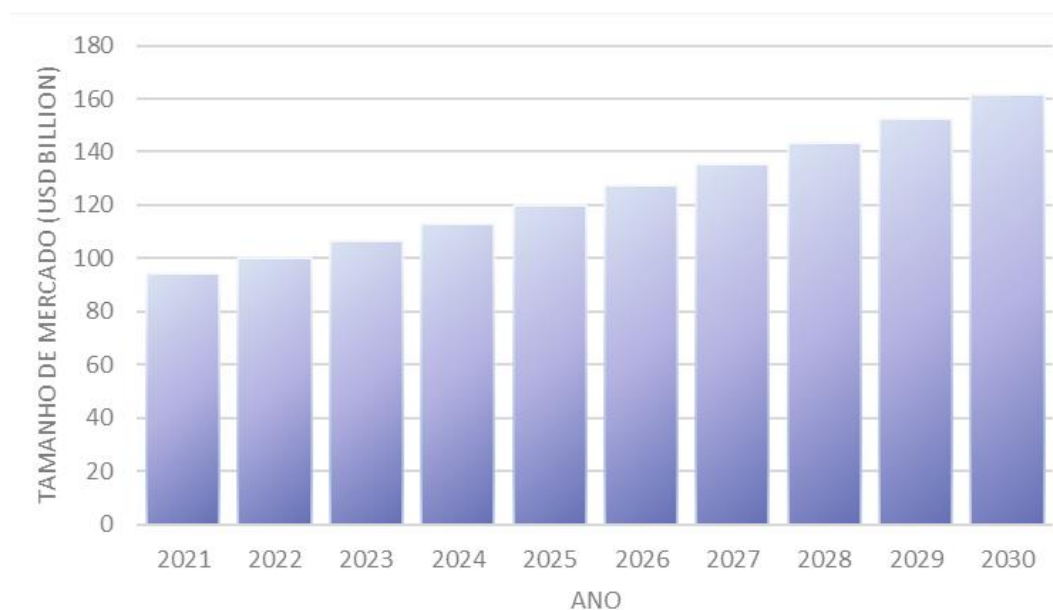
Visto o interesse no emprego de práticas sustentáveis por empresas com autoridade no ramo, assume-se a viabilidade da venda dos gases industriais, produzidos através da gaseificação do bagaço de cana e posterior reforma a vapor, de forma *business to business*, a fim de contribuir ainda mais na redução das emissões de gás carbônico. Como a escala de produção prevista é semelhante ao projeto da Yara, espera-se dobrar a produção de amônia

verde bem como inserir uma nova forma de obtenção de sulfato de amônio verde a fim de reduzir a taxa de emissão de gás carbônico com a venda de oxigênio, nitrogênio, gás carbônico e hidrogênio produzido.

A amônia, produto intermediário da ureia, consome aproximadamente 2% da energia global atualmente, segundo a *International Energy Agency* (2023), devido ao consumo energético da produção de hidrogênio oriundo de produtos não renováveis. O produto é majoritariamente produzido a partir de hidrocarbonetos derivados do gás natural ou do petróleo pelo processo Haber Bosch, o qual consome altas taxas de energia e emite elevado percentual de gás carbônico para a atmosfera. As condições de operação variam de 400 a 600 °C a pressões de 20 a 40 MPa. No ano de 2020, foram emitidas 451 milhões de toneladas de CO₂, segundo a *International Energy Agency* (IEA) equivalente a 1,3% das emissões mundiais nesse período, oriundos do processo.

A alta demanda mundial de gases industriais, demonstrada na Figura 2.6, favorece a produção desses produtos a partir de fontes renováveis, com o objetivo de reduzir as emissões de gás carbônico inerentes ao processo. Da mesma forma, colaborar com a redução das emissões causadas pelo setor agrícola, que se trata do terceiro maior emissor de gases de efeito estufa (Rhodium, 2020).

Figura 2.6 – Avanço da demanda global de gases industriais



Fonte: International Energy Agency, 2019.

A amônia atende diversos mercados, contudo, sua principal utilização é como matéria-prima para a produção de fertilizantes. Mesmo que o agronegócio já tenha alcançado 26,6%

do PIB nacional em 2021 (BARROS, 2023), o Brasil simbolizou o quinto maior importador mundial de amônia no ano de 2020, com um consumo de R\$ 1,6 bilhões, classificando o produto como o 110º item mais importado no país. Os principais países que exportam a *commodity* para o Brasil são a Arábia Saudita, Trindade e Tobago, Argentina e o Egito. Em contrapartida, somente R\$ 2,2 milhões de amônia foram exportados no ano de 2020, sendo 63% para o Uruguai e 34% para o Paraguai. Isso resulta em um déficit de R\$ 1,6 bilhões na balança comercial e destaca a precariedade tecnológica do Brasil frente à produção e exportação de amônia (SIMÕES, 2022).

O embate entre Rússia e Ucrânia gerou uma crise econômica global, uma vez que esses países são potências no setor de fornecimento, e, portanto, exportam alta carga de produtos alimentícios e fertilizantes. Em vista disso, o preço da amônia anidra apresentou uma alta de mais 200% em um ano, a qual custava R\$ 2,4 mil por tonelada em 2020 e passou a custar R\$ 7,5 mil por tonelada em 2021, segundo o *Agricultural Marketing Service*. Essa elevação impacta diretamente a cadeia de suprimentos, dado que a amônia é insumo da produção de fertilizantes nitrogenados e estes são largamente utilizados na agricultura. Os países subdesenvolvidos são largamente afetados uma vez que dependem da tecnologia internacional para a produção de seus principais insumos.

2.2.1 Escala de Produção

A produção da empresa *Gas to Farm* será de 199,1 toneladas de nitrogênio, 105,06 toneladas de dióxido de carbono, 52,9 toneladas de oxigênio e 7,9 toneladas de hidrogênio por dia totalizando 365 toneladas de gases industriais. Para isso, serão processadas 10 toneladas de bagaço de cana por hora durante 24 horas por dia, ininterruptamente. Para a demanda mensal de 7,2 mil toneladas de bagaço, convencionou-se 60% da compra para o fornecedor com maior produção e 40% para o menor.

2.3 A EMPRESA GAS TO FARM

A empresa *Gas to Farm* irá operar de maneira contínua durante 24 horas e 365 dias do ano, contando as paradas para limpeza e manutenção realizadas a cada 3 anos. Outrossim, a

produção é dividida em quatro turnos de 6 horas cada. A seguir, serão apresentadas a missão, visão e valores da empresa, bem como a logomarca e o modelo de negócios adotado.

2.3.1 MISSÃO, VISÃO E VALORES

2.3.1.1 Missão

A missão da Gas to Farm é “Fornecer soluções inovadoras e sustentáveis na produção de gases a partir do bagaço de cana, com o objetivo de impulsionar a agricultura e contribuir para a transição para uma economia de baixo carbono”. A empresa busca maximizar o valor agregado ao bagaço de cana, transformando-o em gases de alta qualidade e baixa emissão, que atendam às necessidades dos agricultores e promovam a produtividade agrícola de forma ambientalmente responsável.

2.3.1.2 Visão

“Ser a empresa referência na produção de gases a partir do bagaço de cana, reconhecida pela excelência e inovação em nossos produtos e processos” consiste na visão da *Gas to Farm*. A empresa visa ser líder de mercado, oferecendo soluções sustentáveis e de alto desempenho que impulsionam a produtividade agrícola e promovem a transição para uma economia de baixo carbono.

2.3.1.3 Valores

Sustentabilidade: A empresa se compromete em utilizar processos e tecnologias sustentáveis para minimizar o impacto ambiental da nossa produção de gases. Buscando a máxima eficiência energética, a redução de emissões de gases de efeito estufa e a gestão responsável dos recursos naturais.

Qualidade e Inovação: Busca constante de aprimorar nossos processos e produtos, oferecendo gases de alta qualidade e desempenho consistente. Investimentos em pesquisa e desenvolvimento para inovar as tecnologias de produção e garantir que as necessidades e expectativas dos clientes sejam atendidas.

Responsabilidade Social: Promover o desenvolvimento das comunidades locais onde a empresa atua, gerando empregos, apoiando projetos sociais e respeitando os direitos humanos.

2.3.2 LOGOMARCA DA EMPRESA

A logomarca da empresa, que pode ser visualizada através da Figura 2.7, apresenta um design moderno e elegante, neste, o nome "*Gas to Farm*" está posicionado de forma central com uma fonte limpa e profissional. O ícone da logo simboliza a conexão entre a empresa e a agricultura sustentável. A cor preta é predominante na logo, trazendo um ar de formalidade para a mesma.

Figura 2.7 – Logomarca *Gas to Farm*

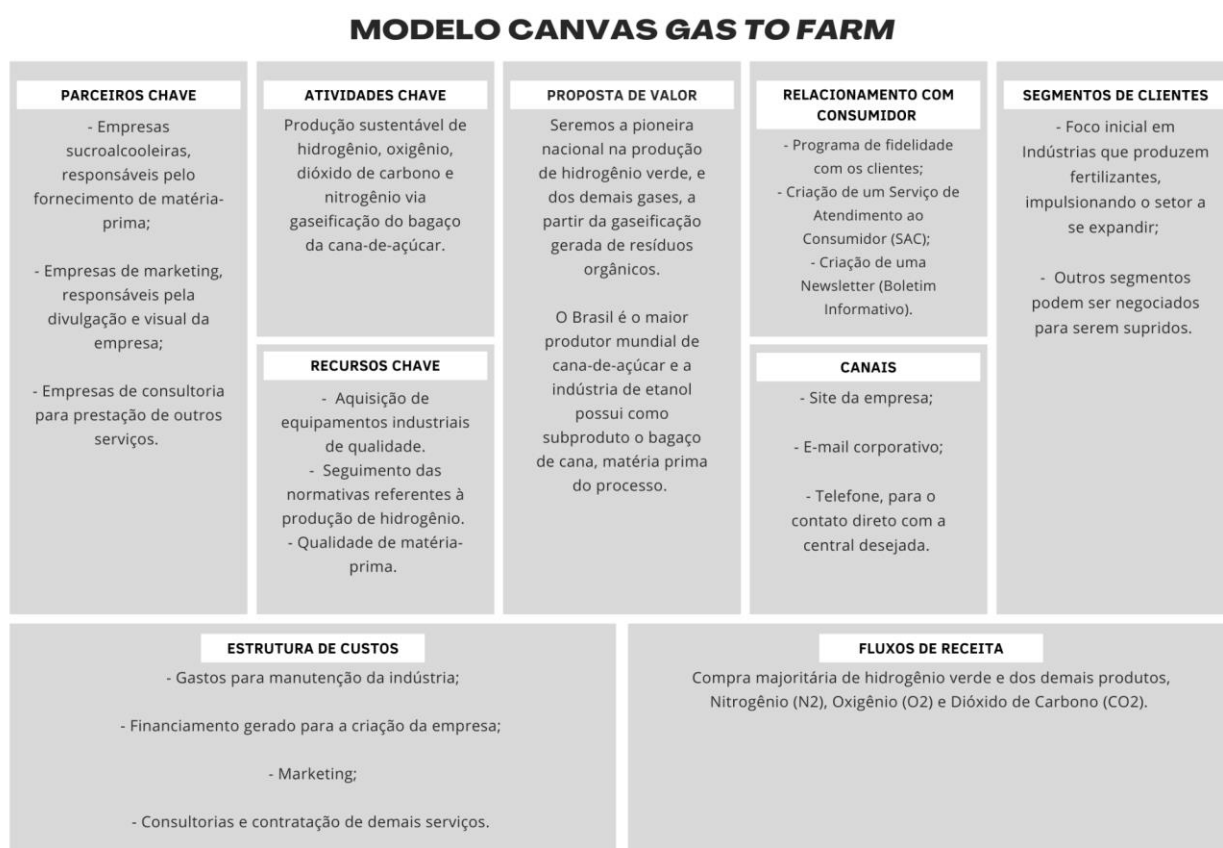


Fonte: Autores, 2023.

2.3.3 MODELO DE NEGÓCIOS – CANVAS

Para melhor descrever, visualizar e avaliar o modelo de negócios da *Gas to Farm*, será utilizado o *Business Model Canvas*. Esta ferramenta, desenvolvida por Alexander Osterwalder no ano de 2004, é formada por nove blocos que compõem a lógica para o desenvolvimento de um modelo de negócios. Na Figura 2.5 é apresentado o mapa visual do modelo de negócios da empresa para a produção de hidrogênio, nitrogênio, oxigênio e dióxido de carbono.

Figura 2.8 – Mapa visual do modelo de negócios da empresa



Fonte: Autores, 2023.

Para o modelo de negócio da *Gas to Farm* foram estabelecidos uma proposta de valor que condiz com a produção sustentável dos produtos gasosos, um segmento de clientes e um relacionamento com o consumidor voltado, em grande parte, para a indústria de fertilizantes, realizados através de canais de comunicação. Também foram determinados os recursos, parceiros, estrutura de custos e fluxos de receita, conforme a atividade-chave.

2.3.3.1 Proposta de valor

O pretexto utilizado para a elaboração da indústria de gases se dá, inicialmente, por conta da produção de fertilizantes que utilizam a amônia como insumo. Como a indústria de fertilizantes é conhecida por uma maior geração de poluentes, o hidrogênio elaborado com uma

tecnologia mais sustentável diminui este problema significativamente. Dentre as tecnologias disponíveis para a produção de hidrogênio, a gaseificação do bagaço de cana trata-se de um processo tecnicamente viável já que o Brasil é o maior produtor mundial de cana-de-açúcar e a indústria de etanol possui como subproduto o bagaço de cana.

A proposta de valor de uma empresa comunica a razão pela qual ela se destaca frente às concorrentes, tanto com uma solução disruptiva, quanto na adição de novos atributos no setor. No Brasil, não há empresa produtora de hidrogênio, bem como dos demais gases, a partir da gaseificação do bagaço de cana, logo, nossa proposta de valor oferece inovação à indústria química e agrícola, aliada à sustentabilidade. Sabendo disso, a empresa assegura o comprometimento na promoção da economia circular, como pioneira nacional na produção de hidrogênio, nitrogênio, oxigênio e dióxido de carbono a partir da gaseificação gerada de resíduos orgânicos.

2.3.3.2 Segmentos de clientes

O fornecimento principal da empresa será aos segmentos de indústrias que produzem fertilizantes já existentes, impulsionando o setor a se expandir, visto que o mesmo está muito defasado nacionalmente, bem como o incentivo a fundação de novas instalações para suprirem o mercado brasileiro que é dependente das importações de fertilizantes. Quaisquer outros segmentos podem ser negociados para serem supridos.

2.3.3.3 Relacionamento com o consumidor

Para garantir o bom relacionamento com o consumidor, pretende-se estabelecer um programa de fidelidade com os clientes, que se trata de um tipo de serviço pelo qual serão oferecidas vantagens aos clientes, que podem ser por conta de compras recorrentes na plataforma, indicações ou também engajamento com ferramentas e eventos. Outrossim, planeja-se a criação de um Serviço de Atendimento ao Consumidor (SAC), visando a resolução de possíveis problemas e aproximação do cliente, tornando a marca memorável. O SAC receptivo será utilizado pela empresa, que consiste no atendimento dos chamados dos clientes, esclarecimento de dúvidas sobre os produtos ou serviços e, eventualmente, fazer alterações em pedidos.

Com o objetivo de manter os clientes informados e atualizados sobre as notícias da empresa, pretende-se criar uma *Newsletter* (Boletim Informativo) da empresa *Gas to Farm* que consiste em um email contendo um relatório das atividades realizadas durante o mês. O email não é focado em uma oferta específica, mas pode abordar diferentes assuntos, geralmente possui últimas notícias e destaques de um período. Objetivando-se o relacionamento com os clientes de forma leve e descontraída.

2.3.3.4 Canais

Os canais de comunicação da *Gas to Farm* serão as ferramentas que o consumidor irá utilizar para contato ou compra com a empresa e poderá ser realizado a partir do site oficial, pelo e-mail corporativo, ou via telefone para o contato direto com a central desejada.

O Serviço de Atendimento ao Consumidor (SAC) terá dois canais, por telefone ou por e-mail, encontrados no site da empresa. A divulgação e notícias serão feitas a partir das redes sociais e do site, facilitando a visualização e o contato.

2.3.3.5 Atividades-chave

A atividade-chave da *Gas to Farm* consiste na produção sustentável dos gases hidrogênio, oxigênio, nitrogênio e dióxido de carbono, através da gaseificação do bagaço da cana-de-açúcar, porém também haverá uma grande preocupação com a redução da emissão de gases poluentes e que contribuem para o efeito estufa.

2.3.3.6 Principais recursos

Tendo em vista a produção sustentável de gases via gaseificação do bagaço de cana-de-açúcar, é indispensável a utilização de equipamentos e recursos favoráveis. Portanto, como principais recursos necessários para a produção pode-se citar a aquisição de equipamentos industriais de qualidade e de acordo com as normativas. A matéria-prima deverá apresentar todas as características necessárias para a produção de qualidade dos produtos gasosos.

2.3.3.7 Parceiros-chave

Os principais parceiros-chave serão as empresas sucroalcooleiras que fornecerão a matéria-prima ao nosso processo produtivo, visto que o bagaço da cana-de-açúcar é um resíduo resultante da produção de etanol e açúcar. As empresas de marketing que ficarão responsáveis pela divulgação, relação com o cliente e visual da empresa perante o mercado também serão parceiros de negócios, bem como empresas de consultoria para realização de serviços.

2.3.3.8 Estrutura de custos

Os principais custos que têm peso no financeiro, os quais definem a Estrutura de Custos da empresa *Gas to Farm* são os gastos para manutenção da indústria, o financiamento gerado para a criação da empresa, o Marketing, o qual será um serviço contratado para ficar responsável pela imagem e prospecção de clientes. Além disso, outros serviços podem ser incluídos.

2.3.3.9 Fluxos de receita

A maneira que os clientes pagarão pelos benefícios recebidos pela empresa *Gas to Farm* será através da compra do oxigênio, nitrogênio, dióxido de carbono e hidrogênio verde.

2.4 EXIGÊNCIAS LEGAIS

Um dos principais pilares da *Gas to Farm* é a preservação da integridade ambiental. Por isso, atender os requisitos exigidos pela legislação ambiental brasileira trata-se de um objetivo irredutível da empresa.

2.4.1 Legislação para os gases

Atualmente no Brasil, não existe nenhuma lei em vigor que fiscalize a rota de produção descrita neste documento. Todavia existe um projeto de Lei nº 725 do ano de 2022 no Senado Federal que estabelece mecanismos de inserção do hidrogênio no setor energético nacional, e estabelece parâmetros de incentivo ao uso do hidrogênio sustentável. Essa Lei se encontra em estado de tramitação, mas se vier a ser aprovada, causará futuramente grandes impactos para o Brasil. A partir dessa medida simples, o país passaria a fazer parte do grupo de países que

buscam o hidrogênio sustentável como uma das soluções para o futuro, assim como Estados Unidos, China, Reino Unido, França, Alemanha, Países Baixos, Arábia Saudita, Austrália e Chile.

Para os outros gases não existe nenhuma lei em vigor que fiscalize a sua utilização e produção.

2.4.2 Legislação para a comercialização de cilindros

De acordo com a NBR-12176-01-2004 - Cilindros para gases, existe uma regulamentação para a identificação dos gases industriais em cilindros. As cores que regulamentam cada tipo de gás podem ser analisadas na Tabela 2.1.

Tabela 2.1 - Identificação dos gases

Gás	Fórmula Química	Cor	Observação
Dióxido de Carbono	CO ₂	Alumínio	Uso industrial
Nitrogênio	N ₂	Cinza claro	-
Oxigênio	O ₂	Preta	Uso industrial

Fonte: ABNT NBR 12176.

2.5 MATÉRIA-PRIMA

A safra paulista de cana-de-açúcar em 2021 produziu 467,98 milhões de toneladas de cana-de-açúcar, segundo a União da Indústria de Cana-de-Açúcar e Bioenergia (UNICA), o que gera aproximadamente 117 milhões de toneladas de bagaço de cana disponíveis para comercialização. Duas das trinta maiores indústrias sucroalcooleiras do Brasil, situadas no estado de São Paulo, produziram 10,5 e 4 milhões de toneladas de cana-de-açúcar na safra de 2021/2022, o que gerou 2,6 e 1 milhão de toneladas de bagaço de cana, respectivamente. A indústria projetada, estará localizada entre as duas usinas de forma a obter a matéria-prima dos dois fornecedores, evitando a dependência e equilibrando o risco na cadeia de suprimentos.

Dessa forma, elegeu-se o bagaço de cana-de-açúcar proveniente da produção de etanol como biomassa para o processo de gaseificação, ou seja, o resíduo da indústria sucroalcooleira.

São gerados cerca de 540 milhões de toneladas por ano no mundo e 117 milhões de toneladas por ano somente no Brasil, que representa cerca de 40% da produção mundial. Apesar da cana-de-açúcar ser produzida por safras a produção do etanol é considerada contínua o ano todo, logo, não é necessário armazenamento do bagaço fora da safra pela *Gas to Farm*, diferente da indústria de etanol que armazena a cana-de-açúcar para haver matéria-prima fora de safra, a nossa matéria-prima será continuamente gerada (BEZERRA; RAGAUSKAS, 2016).

2.5.1 Características

O bagaço representa cerca de 27–28% do peso seco da cana-de-açúcar e é constituído de 40–45% de celulose, 30–35% de hemicelulose e 20–30% de lignina enquanto o restante representa os extrativos e cinzas com um teor de umidade que varia entre 45–55% (BEZERRA; RAGAUSKAS, 2016).

Por conta da alta quantidade de lignocelulose, a principal utilização do bagaço da cana de açúcar é como fonte energética através da queima de 60–90% desta, já que a lignocelulose aumenta sua capacidade de queima.

Outra utilização comum é seguir para a indústria de papel pela grande quantidade de celulose e hemicelulose, base para a produção de papel e papelão (FAPESP, 1998). Porém, atualmente, devido ao aumento da preocupação com a substituição dos combustíveis fósseis e com processos mais sustentáveis, um destino comum é como matéria-prima para o biocombustível de segunda geração e para a gaseificação para produção do hidrogênio.

2.5.1 Estocagem e armazenamento

Como serão utilizadas 240 toneladas de matéria-prima por dia, o estoque reserva terá uma capacidade para uma semana de produção, logo, terá aproximadamente 1680 toneladas de bagaço armazenado, porém seu abastecimento será feito diariamente.

O bagaço da cana-de-açúcar se decompõe com maior facilidade por conta da fermentação do mesmo, e seu armazenamento deve ser feito por até 150 dias (M. SANTOS, 2011) para que não haja uma perda significativa do seu poder calorífico, ou isso pode acabar influenciando no rendimento do produto final, por conta disso o armazenamento será feito apenas para 7 dias para que não haja necessidade de um silo com refrigeração.

O armazenamento será feito da mesma forma que nas indústrias de etanol, em pilhas, o que dificulta a degradação das camadas internas, já que as camadas externas acabam protegendo as mesmas (SANTOS, 2011). Essas pilhas serão organizadas em um galpão, como é mostrado na Figura 2.6.

Figura 2.9 - Galpão de armazenamento de bagaço da cana-de-açúcar



Fonte: SANSUY, 2021.

2.6 PREÇO DE VENDA

O preço de venda do hidrogênio verde produzido pela *Gas to Farm*, será de US\$ 20,59 por kg, com base na faixa de custo do combustível produzido a partir da biomassa e de um valor competitivo no mercado. Desta forma, espera-se concorrer com o maior produtor de hidrogênio verde da América Latina.

Com relação ao CO₂, cada tonelada de CO₂ que deixa de ser emitida equivale a um crédito de carbono. Um crédito de carbono vale aproximadamente US\$5,00 ou R\$26,00 no Brasil. O preço mundial do crédito de carbono, no entanto, pode variar de US\$1,20 a US\$40,00 por tonelada de carbono, dependendo do mercado que está sendo negociado. O preço médio no mundo é de US\$37,00, segundo o Observatório de Bioeconomia da Fundação Getúlio Vargas (FGV), que monitora a precificação do carbono. O preço de venda do gás carbônico produzido pela *Gas to Farm*, será de US\$8,40 por kg, com base no valor competitivo do mercado.

O mercado de gás industrial é segmentado por tipo de produto (gases atmosféricos, gases nobres, gases elementares, gases liquefeitos, gases compostos, gases de hidrocarbonetos

e outros tipos de produtos), indústria de usuário final (petróleo e gás, energia e energia, petroquímica e química) Manufatura, Medicina e Farmacêutica, Alimentos e Bebidas, Mineração, Transporte e Outras Indústrias de Usuário Final) e Geografia (Ásia-Pacífico, América do Norte, Europa, América do Sul e Oriente Médio e África).

O tamanho do mercado de gás industrial foi estimado em 950.000 kton em 2020, e o mercado está projetado para registrar um CAGR de mais de 4% durante o período de previsão de 2021-2026.

Com relação aos outros gases industriais produzidos, a empresa White Martins domina o mercado brasileiro de venda de gases e os preços de gases podem ser definidos como: O₂, por US\$10,30 por quilograma, N₂ por US\$8,47 por quilograma.

2.7 VIABILIDADE ECONÔMICA SIMPLIFICADA

Para a viabilidade econômica simplificada será calculado o lucro bruto levando em conta a receita, os custos totais e a depreciação dos equipamentos. Considerando um preço de venda dos gases produzidos na empresa sendo os apresentados na Tabela 2.6

Tabela 2.2 – Preço de venda dos gases

Item	Produto (kg/h)	Rendimento (%)	Receita bruta anual (US\$)
Gás Carbônico	4377,78	43,70	322.134.330,92
Nitrogênio	8000,00	80,00	581.434.838,40
Oxigênio	2205,46	22,05	193.198.296,00
Hidrogênio	329,23	3,29	57.681.096,00
Total			1.154.448.561,32

Fonte: Autores, 2023.

Com uma produção anual de 38,3 mil toneladas de Gás Carbônico, 19,3 mil toneladas de Gás Oxigênio, 72,6 mil toneladas de Gás Nitrogênio e 2,8 mil toneladas de Gás Hidrogênio o lucro bruto anual da *Gas to Farm* será de aproximadamente US\$ 432 milhões, com um total de custos de US\$ 720 milhões e receita anual de US\$ 1 bilhão. O custo com matéria-prima é estimado em US\$ 583.884.623,22, em que é considerado o custo de compra do bagaço de cana-de-açúcar, carvão ativado, zeólita e níquel, os quais são usados no processo de produção da

empresa. A depreciação dos equipamentos é considerada como 10% do valor do investimento total. Por fim, para a venda de cilindros, foram considerados cilindros de 10 m³.

3. DEFINIÇÕES DO PROCESSO

A seguir serão definidos os parâmetros para o processo como tipo, tecnologias disponíveis, laboratórios, exigências legais e localização.

3.1 TIPO DE PROCESSO

A empresa *Gas to Farm* irá processar bagaço de cana-de-açúcar para a produção de gases industriais em processo contínuo, visto as conformações dos reatores e a necessidade de produção em larga escala. O processo irá ocorrer ininterruptamente durante 365 dias do ano, salvas paradas para manutenção, que serão realizadas a cada 3 anos, com consumo de 10 toneladas de bagaço-de-cana por hora e produção de 365 toneladas de gases industriais por dia.

3.2 ANÁLISE DAS TECNOLOGIAS

Os reagentes a serem utilizados pela *Gas to Farm* serão sintetizados de maneira a obter-se os gases desejados em sua forma gasosa com uma tecnologia mais verde. Serão apresentadas as tecnologias de produção, juntamente com impactos ambientais em relação à produção e aos resíduos, custos relativos de forma simplificada e disponibilidade de matéria-prima de cada processo.

3.2.1 Tecnologias para a produção de hidrogênio

A produção de hidrogênio é realizada através de energia primária fóssil, a qual envolve processos termoquímicos na presença de catalisadores. A liderança da reforma de gás natural, como tecnologia na produção de hidrogênio, pode ser explicada pelo baixo custo do processo (URSUA *et al.*, 2012), assim como o processo de gaseificação da biomassa.

Atualmente, a produção de hidrogênio é baseada em tecnologias que utilizam de combustíveis fósseis como fonte de energia, totalizando 96%, sendo que 48% de toda a produção obtida pela reforma a vapor do gás natural; outros 30% e 18% por processos de oxidação de hidrocarbonetos e carvão mineral, respectivamente. A média de dióxido de carbono emitido para a atmosfera pelo processo de reforma a vapor está na ordem de 9 kg/kg

de hidrogênio produzido (NGOH; *et al.*, 2012). Desta forma, o hidrogênio apenas pode ser considerado como um combustível produzido com carbono neutro, já que toda emissão é compensada na produção da biomassa.

3.2.1.1 Reforma à vapor do gás natural

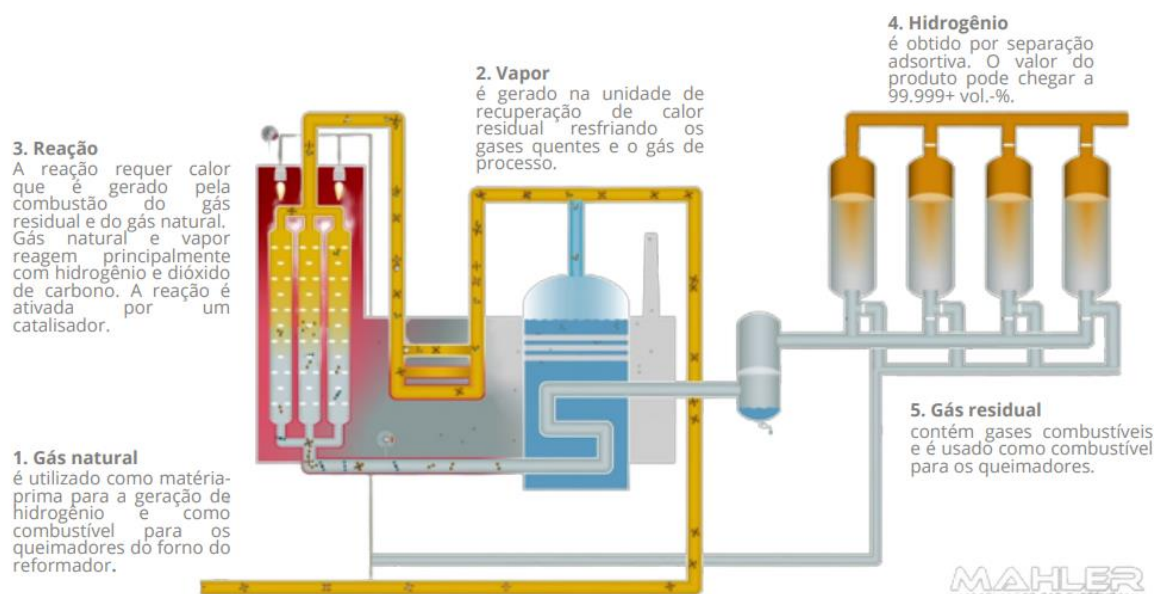
O método de obtenção do hidrogênio a partir da utilização do gás natural, também chamado de reforma a vapor, é o método mais utilizado partindo de combustíveis fósseis e cerca de 76% da produção de hidrogênio é realizada utilizando este método (AMHAMED *et al.*, 2022; APPL, 1999).

A primeira etapa da reforma a vapor consiste na dessulfurização do gás onde os componentes com enxofre serão removidos para que não haja interação com o catalisador. Na etapa posterior, ocorre a reação do metano com a água na presença de catalisador de níquel, chamada Reforma a Vapor de Metano (SMR), representada pela Equação 3.1. A reação resulta na produção do monóxido de carbono e do hidrogênio, a uma pressão de 1-4 MPa e temperatura de 1173 K, aproximadamente. O processo do SMR é representado na Figura 3.1, onde é dividido em 5 parâmetros principais.

Na terceira etapa, ocorre a remoção do monóxido de carbono e de qualquer outro contaminante presente, com a reação de deslocamento gás-água (WGS), representada na Equação 3.2. Esta reação é dividida em duas etapas para que ocorra o deslocamento do equilíbrio para os produtos, no caso o dióxido de carbono e do hidrogênio. A primeira etapa ocorre a altas temperaturas, cerca de 523-638K, e a segunda a temperaturas mais baixas, cerca de 423-523 K. Para o hidrogênio ser utilizado na produção do gás de síntese, que consiste em uma mistura de gases com quantidade variável de monóxido de carbono e hidrogênio, essa mistura deve seguir por absorção gasosa com solvente, para a remoção do dióxido de carbono presente, e o hidrogênio deve sofrer uma pressurização para sua purificação e posterior utilização na produção do gás de síntese (TOCK *et al.*, 2015).



Figura 3.1 – Produção do hidrogênio por reforma a vapor



Fonte: MAHLER, 2019.

A produção por gás de síntese é a que possui um menor custo e uma maior produção, porém, por se tratar de um combustível fóssil, consiste em uma fonte limitada e apresenta maior emissão de dióxido de carbono na atmosfera, não sendo um processo ambientalmente amigável.

3.2.1.2 Gaseificação de biomassa

A obtenção de hidrogênio através da gaseificação de biomassa se dá pelo processo de aquecimento de um material orgânico, proveniente da produção de etanol que o tem como resíduo, ou usar um material disponível no meio ambiente, sendo comumente chamado de biomassa. Este aquecimento é realizado na presença de um oxidante, a fim de se obter um gás combustível formado por dióxido de carbono, monóxido de carbono, hidrogênio e metano, também chamado de gás de síntese ou *syngas*, como descrito na Equação 3. (SILVA; *et al*, 2014).



Esse método de obtenção do gás hidrogênio, será adotado pela *Gas To Farm* a fim de obtê-lo para a produção final de amônia. Uma vez que esse processo é mais ecológico e gera menos índices de poluição, obtendo um bom rendimento do produto final.

O gás de síntese é produzido em um equipamento chamado gaseificador, onde um processo termoquímico ocorre para converter a biomassa sólida ou líquida em um gás, produzindo também as cinzas (carvão), que são resíduos da queima. O gaseificador requer uma fonte de energia para dar partida, podendo ela ser externa ou interna, com reaproveitamento do próprio carvão proveniente da queima como fonte de calor. A gaseificação é dividida em 4 etapas, sendo elas a secagem, a pirólise, a oxidação e a redução (MOLINO; *et al*, 2016).

A secagem é o procedimento de retirar a água da biomassa úmida, para que possa passar pelo processo termoquímico. Se necessário, a biomassa bruta deve ser tratada em uma pré-secagem para se remover o excesso de água presente para posteriormente seguir para o processo de secagem (MOLINO; *et al*, 2016). Já a pirólise é a decomposição da biomassa a altas temperaturas sem a presença de oxigênio, produzindo os gases resultantes do processo e os resíduos.

A oxidação é a reação do carbono e hidrogênio com a molécula do gás oxigênio, produzindo dióxido carbônico, monóxido de carbono e água, conforme representado nas Equações 3.4 a 3.6.



A redução é a última etapa da gaseificação, sendo descrita nas Equações 3.7 a 3.10.



3.2.1.3 Eletrólise da água

A eletrólise se destaca como o método mais importante de obtenção de hidrogênio a partir da eletricidade (URSUA *et al.*, 2012), constituindo uma tecnologia estabelecida, que consiste na geração de H₂ e oxigênio, mediante aplicação de uma corrente elétrica contínua na água, promovendo sua dissociação. O hidrogênio gerado, pode atingir níveis de pureza de até 99,999% depois de seco e purificado. A pureza do H₂ eletrolítico é uma grande vantagem em relação aos processos que utilizam fontes fósseis, principalmente em aplicações que exigem

níveis elevados de especificação, como a utilização em pilhas a combustível de baixa temperatura. Dependendo do tamanho dos sistemas de eletrólise, os custos de produção variam entre 3 e 15 euros por quilograma de hidrogênio (URSUA *et al.*, 2012).

No processo de eletrólise da água, a tecnologia é baseada no princípio de que a água é dissociada em hidrogênio e oxigênio sob a presença de uma corrente contínua (HOLLADAY *et al.*, 2009). As reações químicas podem ser descritas da seguinte forma:



Diferentes sistemas de eletrólitos desenvolvidos para eletrólitos de água incluem eletrólise de água alcalina, troca de prótons membranas, membranas de troca de ânions alcalinos e eletrólise de água de óxido sólido. Diferentes materiais e condições operacionais são usados nesses sistemas. No entanto, os princípios operacionais são os mesmos.

Os eletrolisadores de água alcalina, atualmente, constituem a tecnologia mais madura de eletrólise da água, apresentando custos de investimento significativamente inferiores às outras alternativas e a opção mais utilizada para produção em larga escala. A utilização de solução alcalina como eletrólise constitui uma desvantagem em relação a outros tipos de eletrolisadores, devido à necessidade de regeneração do eletrólito líquido, culminando em módulos eletrolíticos maiores e, conseqüentemente, maiores custos (URSUA *et al.*, 2012). Segundo Bertuccioli *et al.*, (2014) sistemas de eletrólise alcalina comerciais apresentam capacidade variando entre 1,8 – 5.300,0 kW, com taxas de produção entre 0,25–760 Nm³/h e pressão de saída entre 0,05–30,00 bar.

A eletrólise de membrana, produz a melhor alternativa para a produção de hidrogênio que não seja através do método de água alcalina (HOLLADAY *et al.*, 2009). Segundo Millet e Grigoriev (2013), a água eletrolítica vindo do polímero da eletrólise tem mais vantagens quando comparado com o método da água alcalina como, por exemplo, a limpeza ecológica, pequeno tamanho e pouca massa, alta pureza de gás hidrogênio, baixo gás *crossover*, menor consumo de energia, controle sobre as variações de energia elétrica, alta operação sob pressão, maior nível de segurança, fácil manuseio e manutenção.

Sua menor capacidade de produção de hidrogênio, altos custos de investimento e reduzido tempo de vida podem explicar o fato de que eletrolisadores do tipo PEM comerciais

ainda estão limitados a uma escala menor. Entretanto, alguns empreendimentos já ultrapassam algumas barreiras. Esta tecnologia, é o mais desejável método para produzir hidrogênio por eletrólise e ainda otimizar o método em grande escala, pois os eletrolisadores PEM são capazes de operar em patamares bem superiores de densidade de corrente em relação à eletrólise alcalina, uma vez que, a presença de eletrodos porosos em contato direto com a membrana reduz o fenômeno de formação de bolhas. A pureza do hidrogênio é tipicamente superior a 99,99% sem a posterior utilização de etapas de purificação (MILLE; *et al.*, 2013).

O Eletrolisador de Óxido de Alta Temperatura, possui uma eficiência térmica de eletrólise de água de alta temperatura que pode atingir 100%. No entanto, as altas temperaturas apresentam desafios em termos de degradação do material e a duração de operação pode ser um problema. Este fato dificulta a aplicação do eletrolisador na integração, sendo seu potencial delegado ao acoplamento com fontes contínuas de calor residual (SCHIEBAHN *et al.*, 2015).

Por fim, as perspectivas para obtenção de hidrogênio através de diversas tecnologias, estão aliadas ao fato de que o hidrogênio é considerado um combustível do futuro e um transportador de energia. Ele é um combustível livre de carbono e por consequência não agride o meio ambiente. Embora o hidrogênio esteja naturalmente presente na Terra em estados combinados, como em componentes orgânicos e inorgânicos, ele é escasso no estado livre e molecular. Portanto, o hidrogênio deve ser artificialmente produzido em harmonia com o meio ambiente e em segurança (JOSHI *et al.*, 2011).

3.2.2 Tecnologias para a produção de oxigênio

Para obtenção do oxigênio existem vários processos usados pela indústria, sendo o principal o método de destilação criogênica do ar, onde um grau de pureza altamente elevado é obtido (>95%), portanto, esse tipo de processo de obtenção é usado para oxigênio hospitalar. Outros tipos de obtenção também são estudados, todavia em pequena escala.

3.2.2.1 Destilação criogênica do ar

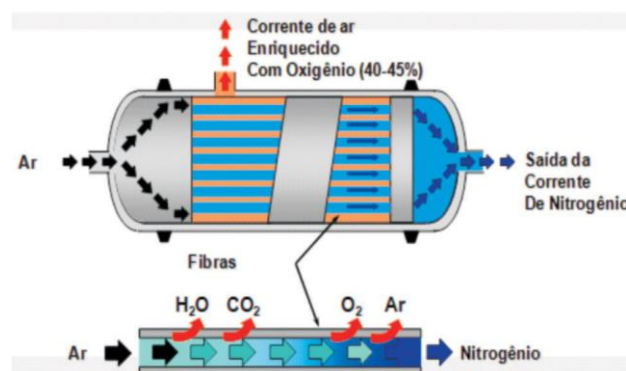
O gás oxigênio pode ser obtido através da destilação criogênica conduzida a baixas temperaturas com o ar sendo a matéria-prima deste processo, assim como o nitrogênio. O processo é baseado na compressão e resfriamento do ar até a liquefação, onde há aproximadamente 21% de O₂ e 79% de N₂, seguindo para o processo de destilação em uma torre, onde a mistura de compostos está líquida. O nitrogênio possui um ponto de ebulição mais baixo, portanto é mais volátil, evaporando primeiro e sendo isolado em cilindros com alto grau

de pureza. O oxigênio continua presente na forma líquida, que é a mais comumente comercializada, com um alto grau de pureza.

3.2.2.2 Membrana

Estudos conduzidos para a produção de membranas que filtram as moléculas do ar para reter o nitrogênio, separando-o do oxigênio, obtendo esses dois gases com alto grau de pureza estão sendo cada vez mais aperfeiçoados. As membranas mais populares para realizar essa separação possuem estrutura nobre de fibra oca de poliimida, possuindo resistência térmica de até 80 graus celsius, operando a pressões de até 24 bar no caso do módulo especial e possuindo alta resistência química. Este tipo de separação consome quantidades relativamente baixas de energia, possui fácil instalação e baixo custo com manutenções, gerando zero resíduos no processo de separação. Em comparação com outras tecnologias de separação, como a adsorção por oscilação de pressão (PSA, do inglês “*pressure swing adsorption*”), esta tecnologia ocupa menos espaço, tornando o seu uso mais versátil e o *scale-up* é mais fácil que nos outros métodos devido a estrutura das membranas ser modular, isto é, basta aumentar o número de módulos. O funcionamento, que pode ser observado na Figura 3.2, é relativamente simples, o ar entra no tubo, passa pela membrana onde um dos gases é retido e a separação é feita, um dos gases é isolado.

Figura 3.2 - Esquema da membrana de separação de oxigênio e nitrogênio



Fonte: Comvix, 2020.

3.2.3 Tecnologias para a produção de nitrogênio

Existem duas maneiras principais de se obter nitrogênio, através da tecnologia de membrana ou adsorção por oscilação de pressão (PSA). Algumas aplicações exigem níveis de pureza baixos (entre 90 e 99%), como enchimento de pneus e prevenção de incêndios, enquanto outras, como aplicações na indústria de alimentos e bebidas ou moldagem de plásticos, exigem níveis altos (de 97 a 99,99%). Nestes casos, a tecnologia PSA é o caminho ideal e mais fácil a seguir.

3.2.3.1 Membrana

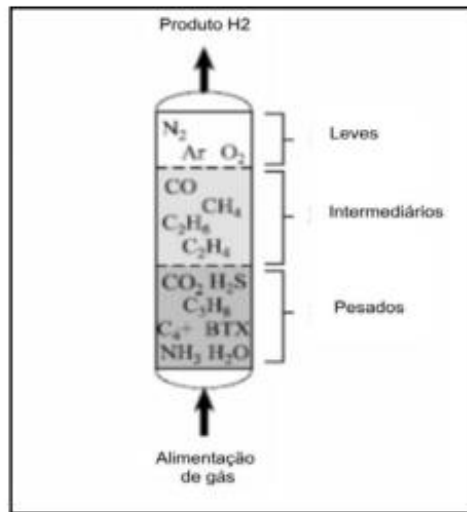
Na tecnologia de membrana os geradores de nitrogênio baseiam-se em um princípio de funcionamento simples, sendo a principal parte o módulo de membrana, o qual é preenchido com pequenas fibras de polímero oco. Entra ar comprimido seco e limpo e, devido à estrutura dessas fibras, saem da fibra partes do ar. Esse processo é chamado de permeação. Durante o processo, saem água, oxigênio e um pouco de argônio pelos lados da membrana das fibras. No final, ficará apenas o nitrogênio, o que é possível devido ao fato de moléculas diferentes permearem em velocidades diferentes. A água irá permear muito rapidamente, o oxigênio demora um pouco mais e o argônio e o nitrogênio permeiam lentamente, o que significa que eles permanecerão nas fibras por muito mais tempo do que a água e o oxigênio.

Devido à permeação através da parede da fibra, o natural seria uma sobrepressão dentro do corpo da membrana, o que provocaria o entupimento das fibras e a eficiência da permeação seria significativamente reduzida. Visando impedir que isso aconteça, há uma abertura no corpo, por onde esses gases de “escape” podem escapar.

3.2.3.2 Adsorção por oscilação de pressão

A tecnologia de pressão modulada ou PSA consiste em um processo de separação de misturas gasosas que utiliza os princípios de adsorção e dessorção de forma cíclica. A dinâmica deste processo ocorre através de leitos adsorventes ou combinações destes em diferentes zonas de uma coluna, de forma semelhante a um processo cromatográfico, conforme ilustrado na Figura 3.3 (STÖCKER et al, 1998). Essas diferentes zonas de adsorção são responsáveis pela reversibilidade e seletividade do processo de remoção gasosa.

Figura 3.3 - Comportamento cromatográfico do processo PSA

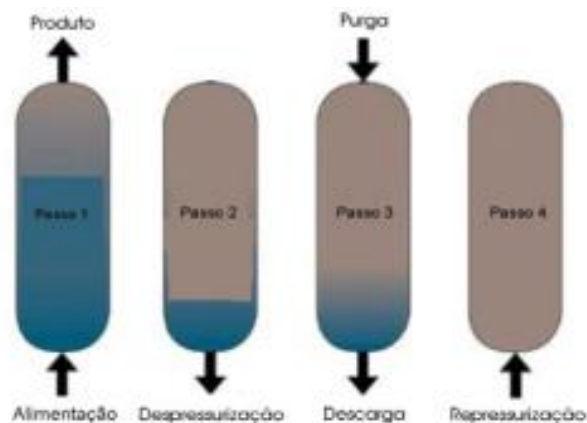


Fonte: Stöcker et al, 1998.

Ressalta-se que a remoção das impurezas adsorvidas depende da capacidade do adsorvente em baixas pressões para uma dada temperatura, acentuadamente em um processo cíclico, onde mesmo pequenas concentrações de contaminantes podem ser removidas (MADEIRA, 2008).

As unidades PSA são projetadas para a repetição cíclica de quatro passos: alimentação, depressurização, purga e repressurização, em um processo contínuo, de forma a minimizar as perdas de energia e as diferenças de pressão nas fases de repressurização, depressurização e equalização da pressão no ciclo operacional. Para evitar perda de gás e otimizar o gasto com energia, a tendência atual é que a operação seja efetuada em estágios paralelos, com o intuito de manter mínima a diferença de pressão entre as fases do processo nos leitos submetidos à equalização de pressões em determinado tempo, de forma que o processo seja quase adiabático. O período de cada ciclo deve ser o menor possível, reduzindo a um mínimo a quantidade de adsorvente requerido para determinada vazão de alimentação, com a obtenção de um produto de alta pureza a custo reduzido (BABICKI, 2007). O esquema simplificado de um arranjo PSA com quatro estágios é representado na Figura 3.4.

Figura 3.4 - Arranjo PSA com quatro estágios



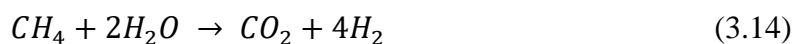
Fonte: Babicki, 2007.

3.2.4 Tecnologias para a produção de dióxido de carbono

Assim como pode ser observado na gaseificação, o dióxido de carbono é subproduto de diversos processos industriais não possuindo uma rota tecnológica específica focando somente na sua produção (HUNT *et al*, 2010), sendo comum a sua captura de processos relacionados a outros produtos principais como na produção de amônia e hidrogênio ou na combustão de combustíveis fósseis como o gás natural e petróleo (PIERANTOZZI, 2003).

3.2.4.1 Recuperação do processo da amônia e hidrogênio

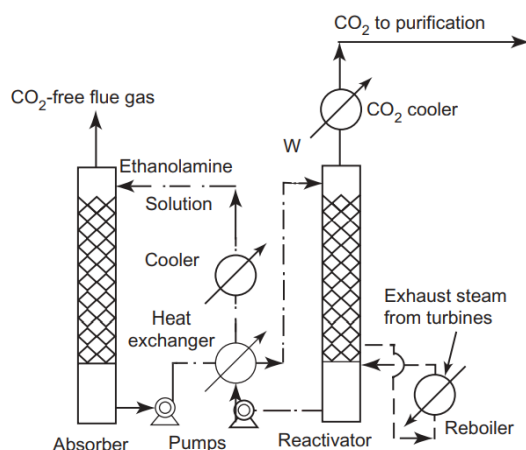
No caso da produção de amônia e hidrogênio pode-se observar a reação descrita na Equação 3.14, onde o dióxido de carbono é produzido junto ao hidrogênio na reação entre o metano e vapor. Esse CO₂ é recuperado enquanto o H₂ segue para a comercialização ou produção da amônia.



3.2.4.1 Recuperação do processo de combustão

Em relação à combustão dos combustíveis fósseis, o gás natural e derivados são queimados em contato com vapor a uma pressão de aproximadamente 1800 kPa a 613K, resultando em uma corrente de 10–18% de CO₂. Essa corrente gasosa passa por uma torre de absorção que captura o CO₂ enquanto o restante dos gases sai pelo topo da coluna, como pode ser observado na Figura 3.5.

Figura 3.5 – Unidade de recuperação de CO₂



Fonte: PIERANTOZZI, 2003.

Após passar por todo o sistema de recuperação os gases seguem para o restante do processo desejado e o dióxido de carbono segue para a sua purificação para a venda ou consumo.

3.2.5 Rota tecnológica escolhida

Para a seleção da rota do processo, foram considerados diversos fatores. Primeiramente, buscou-se utilizar uma rota com maior aproveitamento de resíduos. Assim, escolheu-se utilizar uma rota alternativa de produção. Também foi considerada a complexidade do processo e a quantidade de informações disponíveis, para que o aumento de escala fosse embasado em informações o mais precisas possível e a máxima quantidade de produtos com uma rota ecologicamente correta. Por fim, considerou-se a viabilidade econômica do projeto como critério de escolha da rota.

Considerando tudo isso, a gaseificação utilizando gaseificadores em leito fixo co-corrente ou *downdraft* resulta numa boa e interessante alternativa, frente aos atuais baixos preços de outras fontes de energias como, por exemplo, do gás natural, uma possível regulação do setor elétrico no que se refere à eletricidade gerada a partir da biomassa, faria com que esta tecnologia obtivesse uma viabilidade econômica otimista para os anos vindouros.

Esta rota de produção é considerada a mais ecológica quando comparada às demais, pois é considerado um processo que possui baixos impactos ambientais, porém, como consome muita energia, para não se tornar poluente, exige que seja feita uma integração energética entre as etapas do processo para reaproveitamento de calor.

3.3 NECESSIDADES DE LABORATÓRIOS

Tendo em vista a escala de produção de hidrogênio, a qualidade do processo e do produto a ser obtido, pode-se prever a necessidade de dois laboratórios, um voltado para análises de qualidade e outro para pesquisa e desenvolvimento.

3.3.1 Laboratório de Pesquisa e Desenvolvimento

O laboratório de Pesquisa e Desenvolvimento têm por finalidade manter, servir, moldar e monitorar o mercado da empresa *Gas to Farm*, a partir de atividades como melhoria de processo, desenvolvimento de produtos de acordo com solicitação de clientes e conforme normas vigentes, busca de soluções disruptivas e criação de novos mercados e negócios, bem como acompanhar e validar novas tecnologias para a empresa.

Tendo em vista os processos de gaseificação, reforma a vapor de metano e PSA, realizados na unidade industrial, vê-se o potencial de estudos atrelados à melhoria e desenvolvimento de novas tecnologias associadas a esses processos. Destarte, pretende-se realizar estudos em escala laboratorial relacionados a melhoria no rendimento e conversão dos reatores e gaseificação, que são equipamentos cruciais no desenvolvimento do processo de produção dos gases.

Outrossim, pretende-se também realizar estudos relacionados a novas fontes de matéria-prima e novas tecnologias para a produção de gases, bem como a realização de simulação e otimização de processos, via parceria com universidades. Outro foco do laboratório de pesquisa e desenvolvimento é reduzir as emissões de poluentes provenientes do processo produtivo.

Portanto, se fazem necessárias aquisições de equipamentos chaves do processo em escala laboratorial, como reatores e gaseificador, bem como balança analítica, pipetas automáticas e vidrarias como béqueres, balões volumétricos, erlenmeyers, tubos de ensaio, etc.

3.3.2 Laboratório de Qualidade

O laboratório de controle e qualidade é responsável por realizar a análise das matérias-primas, de subprodutos passíveis de comercialização e do produto final, a fim de que sejam

evitadas contaminações e se atinja as especificações pertinentes ao produto de acordo com as normas regulamentadoras.

A matéria-prima utilizada no processo se trata do bagaço de cana-de-açúcar, o qual passará pelo processo de pirólise e combustão para obtenção do gás de síntese, e terá que ser submetido periodicamente à técnica de Calorimetria Exploratória Diferencial (DSC) para a avaliação da capacidade calorífica. Como o recebimento desse material será realizado a cada 1 hora, a análise será feita por um laboratório terceirizado na cidade de Ariranha - SP, para minimização dos custos.

Indústrias produtoras de hidrogênio fornecem a Ficha de Informações de Segurança, como pode ser observado no Anexo A.1 elaborada de acordo com a ABNT NBR 14725-4, que contém as especificações de comercialização do produto e as demais precauções associadas. Desta forma, os principais critérios a serem atendidos para o gás hidrogênio são relacionados à pureza e às propriedades físico-químicas, como os pontos de fusão e ebulição, pressão do vapor e densidade relativa do vapor. Como os produtos estarão na forma gasosa ao final do processo, será realizada a Análise de Cromatografia Gasosa.

O hidrogênio se trata de um gás inflamável e entra em ignição a 574,3 °C, com limite inferior de ignição igual a 4% e superior igual a 75% (CETESB, 2018). Na indústria petroquímica, comumente é realizado o Ponto de Fulgor, ou "*flash point*", que mede a menor temperatura na qual soluções inflamáveis começam a desprender gases que entram em combustão ao ter contato com uma fonte de ignição, normalmente calor. Portanto, a indústria contará com um Ponto de Fulgor Vaso Fechado Pensky-Martens M292a para análises de inflamabilidade do produto a ser comercializado.

Tratando a respeito do nitrogênio, a ficha técnica, observada no Anexo A.2, apresenta as especificações necessárias para serem atendidas. O nitrogênio é um gás incolor, inodoro, relativamente não-reativo e comprimido a altas pressões. Os pontos de ebulição e congelamento deste gás são de -195,8 °C e -210 °C, respectivamente. Devendo apresentar uma pureza mínima de 99,99%, sendo necessárias a realização de testes de cromatografia gasosa.

O oxigênio é um gás incolor, altamente oxidante e comprimido a altas pressões. Conforme a ficha técnica representada no Anexo A.3, deve apresentar características como ponto de ebulição inicial de -183 °C e ponto de fusão de -219 °C e pureza mínima de 99,99%, sendo necessárias também a realização de testes de cromatografia gasosa.

Tendo em vista o dióxido de carbono, produzido através do processo de compressão criogênica, que se trata de um gás incolor, inodoro, liquefeito a altas pressões e ligeiramente

ácido, deve apresentar especificações conforme a ficha técnica presente no Anexo A.4. Dentre as especificações deve constar pureza mínima de 99,8% e apresentar pressão de vapor de 58,3 kgf/cm² a 21 °C. Assim sendo necessária a realização de testes de cromatografia.

Ademais, serão necessárias aparelhagens para a determinação das propriedades termodinâmicas do produto, tais como: densímetro digital automático, viscosímetro cinemático automático, destilador à vácuo, titulador automático, balança analítica, pipetas automáticas e vidrarias como béqueres, balões volumétricos, erlenmeyers, tubos de ensaio, etc.

3.4 EXIGÊNCIAS LEGAIS

A abertura da *Gas to Farm* exige que trâmites sejam cumpridos, com o objetivo de garantir a regularidade necessária para que tudo funcione regularmente. Logo, a documentação necessária para o registro da empresa são a criação de um CNPJ, realização de um contrato social, registro da empresa na Junta Comercial do Estado de São Paulo, um alvará de funcionamento, licenciamentos do corpo de bombeiros e vigilância sanitária e, por fim, o registro da *Gas to Farm* na Previdência Social. Todos os documentos descritos serão providenciados para a abertura do negócio.

3.5 LOCALIZAÇÃO DA UNIDADE INDUSTRIAL

A fim de definir-se a melhor localização para a unidade industrial da empresa *Gas to Farm*, foram analisados diversos fatores como a proximidade da matéria-prima, a existência de políticas estaduais e municipais de incentivo ao desenvolvimento industrial, proximidade do mercado consumidor, disponibilidade de área adequada para a instalação, considerações climáticas, entre outros.

Desta forma, a unidade industrial será instalada no município de Ariranha, estado de São Paulo sob o Código de Endereço Postal (CEP) 15960-000. Instalada na latitude -21.187689, longitude -48.742313, e, tem como rotas de acesso à rodovia SP 323 (rodovia transversal) e BR-456 (rodovia de ligação do estado de São Paulo). Os fatores decisivos na escolha da localização são apresentados nos tópicos a seguir.

3.5.1 Localização da matéria-prima

A análise mais importante a ser feita, é a de localização da matéria-prima, pois o empreendimento precisa estar próximo da mesma, já que o bagaço de cana-de-açúcar é perecível. Esta proximidade favorece, assim, uma economia no processo de fabricação dos produtos, ocasionado pela redução do custo de transporte e pela agilidade com que as matérias-primas são supridas.

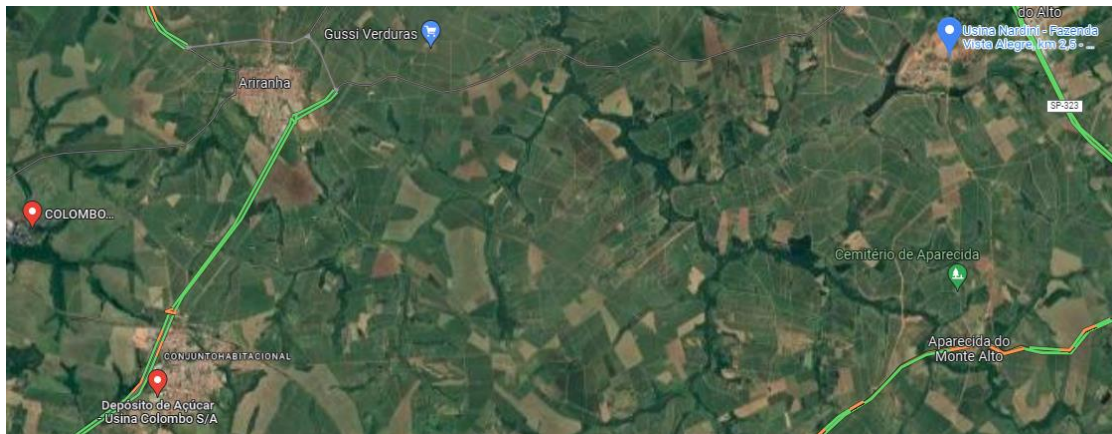
Como mencionado nas seções anteriores, o bagaço de cana-de-açúcar, matéria-prima do processo, é proveniente da produção de etanol e, portanto, um resíduo da indústria sucroalcooleira. Assim, de acordo com dados da Agência Nacional de Petróleo e Biocombustíveis (ANP), o estado de São Paulo é o maior produtor de etanol no Brasil. Em 2020, foram fabricados 14,7 milhões de m³, correspondendo a 45% do total do país. O Estado também é líder nacional em cana-de-açúcar, principal insumo do etanol, concentrando mais da metade da área plantada (5,5 milhões de hectares) e da quantidade colhida (425,6 milhões de toneladas).

Ademais, tendo em vista a produção de etanol no estado de São Paulo e o fato de que o bagaço da cana-de-açúcar se decompõe com maior facilidade por conta da fermentação do mesmo, fez-se necessária a busca por informações acerca da localização das indústrias sucroalcooleiras que pudessem suprir a demanda diária de matéria-prima para a produção da amônia. As usinas Nardini e Colombo localizadas no município de Vista Alegre do Alto e Santa Albertina, respectivamente, são duas das trinta maiores indústrias sucroalcooleiras do Brasil. Desta forma, tendo em vista a proximidade com indústrias do ramo a *Gas to Farm*, optou por instalar-se na região de Ariranha, município próximo às cidades de Vista Alegre do Alto e Santa Albertina.

3.5.2 Disponibilidade de área para instalação

Ao analisar-se a viabilidade da implantação da unidade industrial com proximidade às usinas Nardini e Colombo, verificou-se a ampla disponibilidade de áreas para acomodação da *Gas to Farm*. Destarte, pode-se analisar através da Figura 3.3 a disponibilidade de áreas livres no entorno das usinas supracitadas.

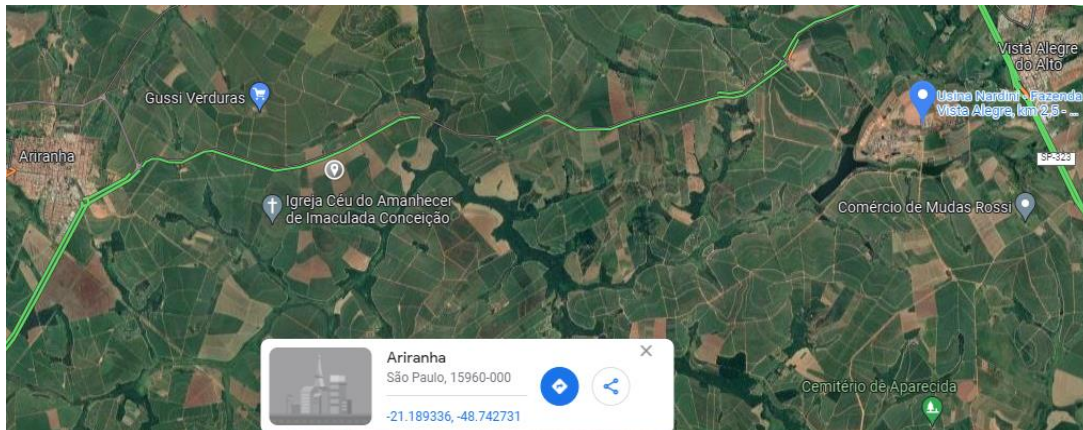
Figura 3.5 – Disponibilidade de áreas livres na região de usinas sucroalcooleiras



Fonte: Google Maps, 2023.

Tendo em vista as rodovias de acesso e escoamento de matéria-prima, optou-se por posicionar a empresa em uma área mais próxima da Usina Nardini e do centro do município de Ariranha, conforme representado na Figura 3.4.

Figura 3.6 – Provável Localização da empresa *Gas to Farm*



Fonte: Google Maps, 2023.

3.5.3 Localização do mercado consumidor

A empresa *Gas to Farm* objetiva como um de seus principais clientes a empresa Yara Fertilizantes. Visando-se o novo projeto de produção de amônia verde a partir de biogás da potencial consumidora, implantado em Omã - Península Arábica, espera-se dobrar a produção de amônia e a taxa de redução de gás carbônico. Além de inserir uma nova forma de obtenção de amônia verde com a utilização do hidrogênio obtido pela gaseificação.

Destarte, sabe-se que a potencial consumidora, Yara Fertilizantes, possui uma de suas unidades industriais de produção de fertilizantes no município de Paulínia, estado de São Paulo.

O município de Paulínia é localizado no noroeste da capital paulista e a aproximadamente 270 km do município de Ariranha, evidenciando a proximidade da empresa *Gas to Farm* com seu potencial consumidor.

3.5.4 Mão de Obra

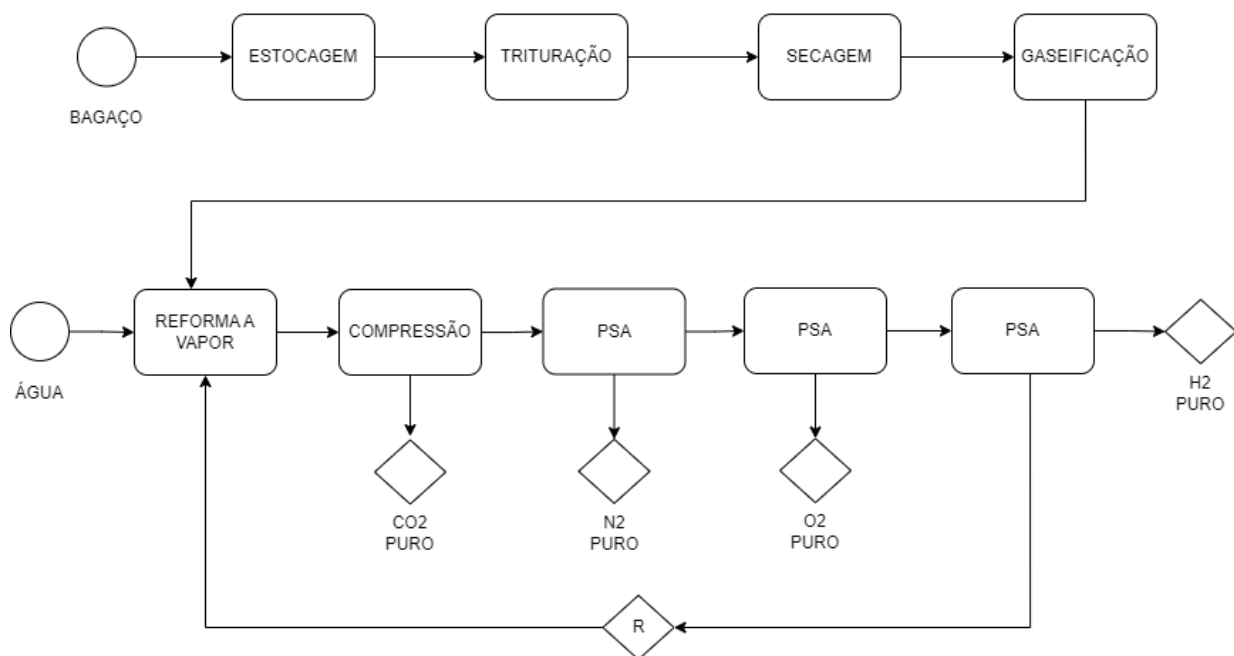
De acordo com o Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística - IBGE (2021), o município de Ariranha apresenta uma população estimada de 9.851 habitantes, o que evidencia um problema relacionado à existência de mão de obra. Buscando resolver tal problema, procurou-se por outras cidades próximas a Ariranha que apresentassem uma maior população. Assim, de acordo com o IBGE (2021) o município de Catanduva, próximo a Ariranha, apresenta uma população de 123.114 pessoas, das quais 38,1% são empregadas. Desta forma, pretende-se suprir a necessidade de mão de obra qualificada a partir da população de Catanduva e outras cidades do entorno, como Monte Alto.

4. PROJETO DO PROCESSO

4.1 DIAGRAMA DE BLOCOS

A fim de uma melhor visualização do projeto, está apresentado na Figura 4.1 o diagrama de blocos do processo que descreve as etapas necessárias para a produção dos gases industriais.

Figura 4.1 – Diagrama de blocos do processo



Fonte: Autores, 2023.

O processo se inicia com o pré-tratamento do bagaço que consiste na trituração e secagem para alcance do diâmetro e umidade ideais para a gaseificação. Segue para o gaseificador onde há a conversão da matéria-prima para o gás, alcatrão e carvão, o gás segue por uma saída e os resíduos sólidos permanecem no fundo do equipamento e a corrente gasosa segue para o reator da reforma a vapor, onde ocorre o restante da conversão. O gás segue para um compressor com o intuito de remover o primeiro produto, o dióxido de carbono purificado. O restante do gás segue para o primeiro PSA, onde temos a remoção do segundo produto desejado, o gás nitrogênio purificado, o segundo PSA remove o terceiro produto, o oxigênio purificado e por fim, o último PSA adsorve o monóxido de carbono e o metano que retornarão como reciclo e o hidrogênio verde purificado será estocado e direcionado para comercialização.

4.2 FLUXOGRAMA DETALHADO

A seguir, na Figura 4.2, é apresentado o fluxograma completo com a definição dos equipamentos necessários para a operação da produção do hidrogênio, oxigênio, nitrogênio e dióxido de carbono purificados.

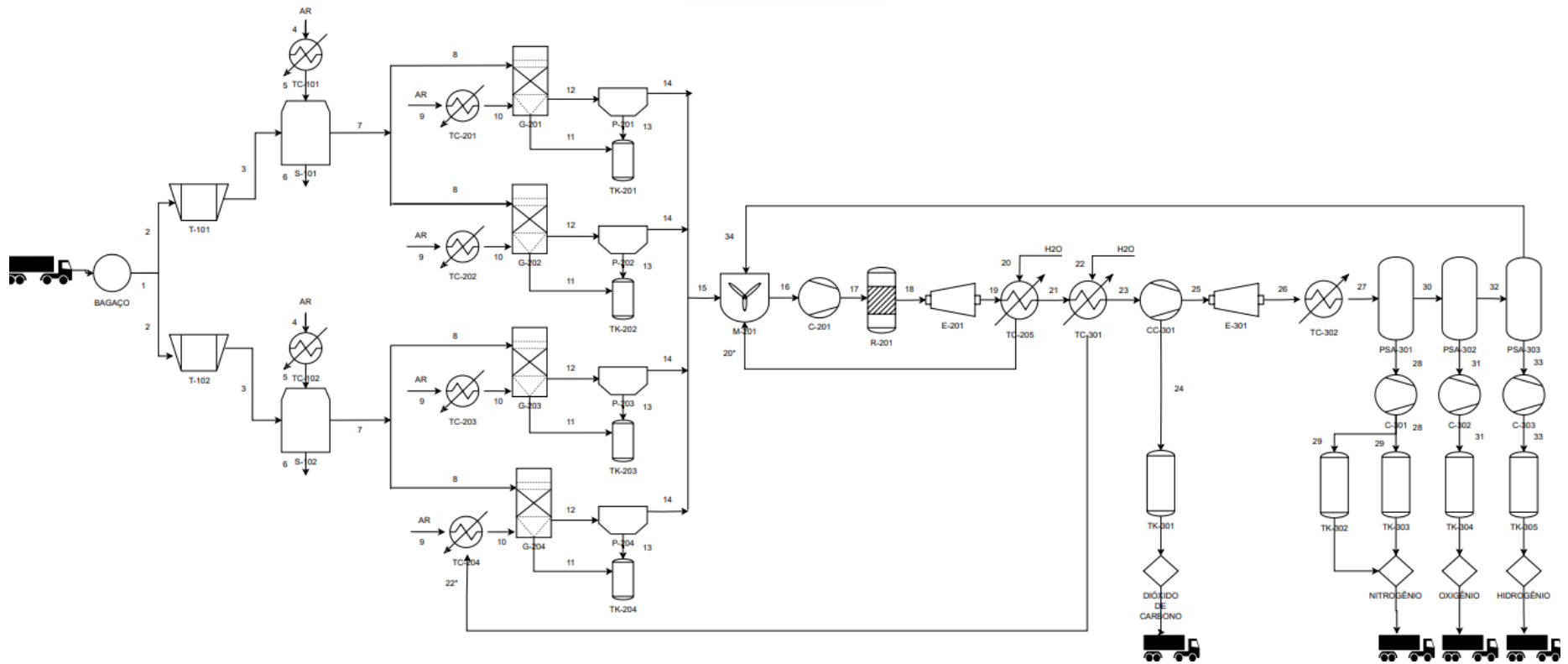
A unidade industrial foi dividida em três áreas, sendo elas o pré-tratamento da matéria-prima, produção de gases e purificação dos produtos, que serão melhor descritas nos tópicos a seguir e possuem suas correntes especificadas no Apêndice A.19. Na Tabela 4.1 está representada a nomenclatura de acordo com os equipamentos utilizados.

Tabela 4.1 – Nomenclatura dos equipamentos

Nomenclatura	Equipamento
T	Triturador
S	Secador
TC	Trocador de Calor
G	Gaseificador
P	Câmara de Poeira
M	Misturador
C	Compressor
R	Reator PBR
E	Exaustor Centrífugo
TK	Tanque
CC	Compressor Criogênico
PSA	Colunas de Adsorção

Fonte: Autores, 2023.

Figura 4.2 – Fluxograma do processo



Fonte: Autores, 2023

4.2.1 Área 100: Pré-tratamento da matéria-prima

A etapa de pré-tratamento do bagaço da cana-de-açúcar consiste na área 100, onde estão localizados o triturador e o secador. Essa etapa é importante uma vez que o bagaço da cana-de-açúcar, matéria-prima do processo, será tratada para se obter o diâmetro e umidade desejados para a gaseificação.

O bagaço de cana será transportado (corrente 1) do galpão para unidade fabril por meio de esteiras de modo a alimentar continuamente os trituradores T-101 e T-102 e reduzir em 95,3% o diâmetro da biomassa de 16 mm para 0,75mm.

Após a redução das dimensões da matéria prima, o bagaço é transferido (corrente 2) para os secadores S-101 e S-102 com o objetivo de reduzir a umidade presente no sólido. Os trocadores de calor TC-101 e TC-102 (corrente 3 e 4) usados para o aquecimento do ar de secagem foram escolhidos com base na demanda de calor, uma vez que terão como fonte de calor a queima de diesel.

4.2.2 Área 200: Produção de Gases

Após a secagem, o bagaço é transportado para os gaseificadores G-201, G-202, G-203 e G-204 (corrente 6 e 7) para ser transformado em gás de síntese, produto intermediário do hidrogênio verde. Dentre os gaseificadores disponíveis, optou-se pelo sistema de gaseificação *Downdraft*, já que essa configuração reduz a produção e o arraste de alcatrão através da saída do gás de síntese através da parte inferior do aparelho (corrente 11).

O fluxo de bagaço é alimentado pela parte superior do gaseificador enquanto o agente gaseificante é introduzido na zona de combustão, a fim de obter um produto com menor impurezas. Nessa configuração, o bagaço necessita ter entre 5 e 8% de umidade para entrar no gaseificador já que um excessivo teor de umidade (>50%) pode afetar negativamente o desempenho do processo, o qual demanda uma alta energia para a evaporação da umidade presente no sólido, e esta será consumida na zona de secagem (SINGH; KALIA, 2017).

Neste caso, o agente gaseificante é o ar, que será aquecido para adentrar o gaseificador pelos trocadores de calor TC-201, TC-202, TC-203 e TC-204 (corrente 8 e 9), sendo os três primeiros, escolhidos com base na demanda de calor necessária e o modelo disponível no mercado da fabricante *Thermobile* com capacidade máxima de aquecimento em 200 kW. Por outro lado, o aquecedor TC-204 será alimentado por uma corrente de vapor superaquecido (corrente 32) proveniente do trocador de calor TC-301 da área 300, reaproveitando assim o calor para aquecer o ar.

A biomassa é introduzida no gaseificador pela parte superior, passando por etapas de processamento dentro do equipamento. A primeira zona é a de secagem em que se tem uma temperatura de 200°C, após isso tem-se a zona de oxidação em que é injetado o agente gaseificante (ar) a 250°C e a temperatura da região pode chegar à 900°C devido às chamas injetadas, gerando o gás de síntese, alcatrão e um resíduo carbonoso (*char*). Por último, tem-se a região de redução em que o alcatrão e os resíduos irão ser depositados e retirados por um compartimento inferior (corrente 10).

Desta região sai a corrente final do gás de síntese que segue para a câmara de poeira para a remoção das pequenas partículas sólidas de cinza contaminantes, a corrente de cinzas e *char* seguem para um tanque para a reutilização do mesmo para queima nas caldeiras. A configuração descendente e a localização da injeção do agente gaseificante favorecem o fracionamento (*cracking*) dos alcatrões presentes e facilitam a separação dos resíduos sólidos do gás de síntese.

Em seguida, o gás de síntese passa pelas câmaras de poeira P-201, P-202, P-203 e P-204 (corrente 11 e 13) para remover as partículas sólidas ainda presentes no gás e poder seguir para a etapa de Reforma a Vapor.

A fim de aumentar o rendimento de hidrogênio da gaseificação, o gás de síntese é pré-tratado no misturador M-201, que agrega a corrente de vapor do TC-205 (corrente 14* e 14) e o reciclo do PSA-303 (corrente 13*) às correntes da gaseificação (correntes 13), posteriormente é inserido no compressor C-201 para atingir a pressão desejada no processo (corrente 15), e então é introduzido ao reator de Reforma a Vapor R-201 (corrente 16). O gás é então despressurizado pelo exaustor centrífugo E-201 (corrente 17) para atingir as condições esperadas na separação dos gases.

O gás de síntese proveniente do reator R-201 sai a uma alta temperatura, possibilitando o reaproveitamento energético dessa corrente para aquecer a água necessária na Reforma de Metano à Vapor no trocador de calor TC-201.

4.2.3 Área 300: Purificação dos produtos

A primeira etapa de purificação ocorre com passagem do gás de síntese pelo trocador de calor TC-301 (corrente 19 e 19*) para remoção da água presente no gás, posteriormente ele é passado pelo compressor criogênico CC-301 para remoção do gás carbônico presente na corrente gasosa (corrente 20 e 21).

O dióxido de carbono presente no gás de síntese é removido pelo compressor criogênico que condensa o componente (corrente 21) e o separa do restante da mistura de gases (corrente 22) onde segue para o tanque de dióxido de carbono TK-301 enquanto o restante do gás é despressurizado pelo exaustor centrífugo E-301 (corrente 22*) e aquecido pelo TC-302 para atingir as condições esperadas para a etapa de adsorção (corrente 23).

O gás de síntese é, por fim, passado por ciclos de adsorção e dessorção para purificação dos produtos. Nessa etapa o PSA-301 irá remover o nitrogênio da corrente gasosa, o PSA-302 irá remover o oxigênio e PSA-303 removerá o hidrogênio. Também conterão os compressores C-301, C-302 e C-303 que irão comprimir os gases para comercialização (corrente 26, 29 e 31).

O primeiro sistema *Pressure Swing Adsorption*, PSA-301, é empregado para remoção do nitrogênio presente na corrente gasosa, proveniente do ar utilizado nos processos de secagem e gaseificação. A corrente de nitrogênio segue para o compressor C-301 (corrente 24 e 25), onde será comprimido para o armazenamento do produto nos tanques TK-302 e TK-303 enquanto o restante dos gases segue para a PSA-302.

No PSA-302, é removido o oxigênio da corrente principal, que vem dos processos de secagem e gaseificação anteriormente citados. A corrente de oxigênio segue para o compressor C-302 (corrente 27 e 28), onde será comprimido para o armazenamento do produto no tanque TK-502 enquanto o restante dos gases segue para a PSA-303 para seguir para a última remoção e reciclo desejado.

Por fim, o PSA-303 se trata do último equipamento do processo, em que o hidrogênio é removido da corrente gasosa (corrente 30 e 13*) e passado para o compressor C-303 para comercialização e os gases restantes adsorvidos são realimentados à corrente de entrada do reator R-201 para aumentar o rendimento da reação.

4.3 BALANÇO DE MASSA E ENERGIA

A seguir são apresentados os principais dados do balanço de massa e energia dos equipamentos, as especificações para os mesmos podem ser encontradas no memorial de cálculo no Apêndice A.

4.3.1 Área 100: Pré-tratamento da matéria-prima

4.3.1.1 Trituradores (T-101 e T-102)

A vazão mássica de bagaço de cana para cada triturador é de 5000 kg/h, o calor necessário para triturar essa quantidade de matéria prima é de 142,28 kW, considerando que 62,62% do calor é perdido com o aquecimento do triturador, 32,99% com o aquecimento da biomassa e 4,38% com a trituração propriamente dita. Os cálculos podem ser encontrados no Apêndice A.1

4.3.1.2 Trocadores de Calor (TC-101 e TC-102)

Os trocadores de calor TC-101 e TC-102 terão potência máxima de aquecimento de 200 kW, sendo alimentados com diesel para queima e geração do calor necessário. A vazão de ar para aquecimento em cada trocador é de 7500 kg/h, com a temperatura de aquecimento ajustada em 100 °C, conforme requerido pelo secador. O calor fornecido ao ar em cada um dos trocadores foi de 169,39 kW, especificado no Apêndice A.2. A imagem do trocador de calor escolhido bem como sua ficha técnica está representada no Anexo D.

4.3.1.3 Secadores (S-101 e S-102)

Os secadores S-101 e S-102 são responsáveis por realizar a secagem de 5 ton/h de bagaço de cana com uma vazão de ar aquecido à 100 °C de 7,5 ton/h, a fim de reduzir a umidade presente na matéria-prima de 55% para 6,8%. Com essa redução, obteve-se uma vazão de saída de bagaço igual a 3637,35 kg/h e do ar a 8862,65 kg/h após o processo de secagem. Além disso, houve um aumento de 5°C na temperatura do bagaço e uma redução de 16,8°C na temperatura do ar. O calor necessário para a secagem do bagaço em cada secador foi de 134,98 kW. Os cálculos do balanço de massa e de energia dos secadores estão descritos no Apêndice A.3.

4.3.2 Área 200: Produção de Gases

4.3.2.1 Trocadores de Calor (TC-201, TC-202, TC-203 e TC-204)

Os trocadores de calor TC-201, TC-202 e TC-203 têm potência máxima de aquecimento de 200 kW, são alimentados com diesel para queima e geração do calor necessário requerido para aquecer o ar. A vazão de ar para aquecimento em cada trocador é de 2848,795 kg/h, com a temperatura de aquecimento ajustada em 250 °C, conforme requerido pelo gaseificador. O calor fornecido ao ar em cada um dos trocadores foi de 181,71 kW. A imagem

do trocador de calor escolhido bem como sua ficha técnica está representada no Anexo C. O trocador de calor TC-204 será casco e tubo para aquecer o ar, usando o calor proveniente da corrente de vapor do trocador de calor TC-301 da área 300. A vazão de ar é de 2848,795 kg/h a 23,1 °C com uma capacidade calorífica de 1,012 kJ/kg.K nestas condições e a vazão de vapor requerida é de 2606,25 kg/h com uma temperatura de entrada de 250 °C e de saída, 130 °C, sendo este vapor liberado na atmosfera após sair do trocador de calor. O calor transferido para o ar é de 181,71 kW, calculado no Apêndice A.4.

4.3.2.2 Gaseificador (G-201, G-202, G-203 e G-204)

Os equipamentos G-201 a G-204 são alimentados por uma corrente de bagaço de 1818,68 kg/h e uma corrente de ar aquecido à 250°C de 2848,79 kg/h, obteve-se um rendimento de 80,58% de gás de síntese (SAIF, 2019), composto por 42,88% molar de hidrogênio, utilizando um gaseificador do modelo *Downdraft*. As vazões de saída do gás de síntese e do hidrogênio foram 4314,28 kg/h e 0,07 kg/h e a vazão de partículas sólidas 365,87 kg/h. O calor necessário para o processo de gaseificação é de 4.018,00 kW, operando a temperatura de 900°C e 1 atm. Os cálculos do balanço de massa e energia e os resultados da gaseificação estão descritos no Apêndice A.5.

4.3.2.3 Câmara de Poeira (P-201, P-202, P-203 e P-204)

As câmaras de poeira obtiveram 80% de eficiência e removeram 283,27 kg/h de partículas sólidas provenientes da etapa de gaseificação, de uma vazão de 4314,28 kg/h de gás de síntese. Os cálculos do balanço de massa das câmaras de poeira estão descritos no Apêndice A.6.

4.3.2.4 Misturador (M-201)

O misturador é alimentado com a corrente de reciclo do PSA-303, de vazão 2260,87 kg/h, com o vapor do trocador TC-201, de vazão 2182,29 kg/h, e com o produto dos quatro gaseificadores, de vazão 16124,05 kg/h de gás de síntese, resultando em uma corrente de saída de 20567,21 kg/h. Os cálculos do balanço de massa do misturador podem ser encontrados no Apêndice A.7.

4.3.2.5 Compressor (C-201)

O compressor irá receber a corrente de 20567,21 kg/h do misturador e vai comprimir os gases de 1 atm até 24,18 atm a uma temperatura de 900°C. Para isso, o compressor irá utilizar

uma potência de 11640 kW, dimensionado através do simulador de processos UniSim® Design da Honeywell.

4.3.2.6 Reator PBR (R-201)

O reator R-201 é responsável pela conversão de metano em hidrogênio, e recebe os gases provenientes dos gaseificadores e da corrente de reciclo do sistema *Pressure Swing Adsorption* (PSA-303) a fim de aumentar o rendimento de hidrogênio. A corrente de entrada é proveniente do misturador, com vazão mássica de 20567,21 kg/h, utilizando-se uma conversão de 97% de metano e um rendimento de 88% de hidrogênio verde. A alimentação já se encontra a 900°C decorrente do processo de gaseificação, não necessitando de calor para a reação de Reforma a Vapor. Serão necessários 280,97 kg do catalisador Ni/a-Al₂O por dia e calor de 3040,38 kW para a operação do reator. Os cálculos do balanço de massa e os resultados da gaseificação estão descritos no Apêndice A.8.

4.3.2.7 Exaustor (E-201)

A corrente de gás de síntese enriquecido em hidrogênio verde é despressurizada de 24,5 a 1 bar, realizando um trabalho de 258,38 kW, para atingir as condições esperadas no trocador TC-201. O cálculo do balanço de energia do exaustor centrífugo E-201 está no Apêndice A.9.

4.3.2.8 Trocador de Calor (TC-205)

O gás adentra o trocador de calor como fluido quente passando pelo casco com uma vazão de 20567,21 kg/h e 900 °C, com um coeficiente global de transferência de troca térmica de 209 W/m².K, saindo com uma temperatura de 350 °C e com um calor removido de 5261,06 kW, especificado no Apêndice A.10. A água é usada para resfriar a corrente de gás, passando pelos tubos com uma vazão de 6122,4 kg/h e 20 °C, com um coeficiente de troca térmica de 224 W/m².K, sendo vaporizada e saindo como vapor superaquecido a 350 °C. Esta corrente de vapor é encaminhada para o misturador M-201 como reciclo para suprir a demanda de vapor d'água do reator R-201.

4.3.3 Área 300: Purificação dos produtos

4.3.3.1 Trocador de Calor (TC-301)

O gás adentra o trocador de calor como fluido quente passando pelo casco com uma vazão de 20567,21 kg/h e 350 °C, com um coeficiente global de transferência de troca térmica

de 638 W/m².K, saindo com uma temperatura de 70 °C e com um calor removido de 2111,76 kW, ou seja, nesta temperatura, a água presente na mistura gasosa condensa e é removida na saída inferior do casco, uma vez que será colocado na vertical, com uma vazão de saída de 884,29 kg/h, calculado no Apêndice A.11. A água usada para resfriar a corrente de gás, passa pelos tubos com uma vazão de 2628,6 kg/h e 20 °C, com um coeficiente de troca térmica de 419 W/m².K, sendo vaporizada e saindo como vapor superaquecido a 250 °C. Esta corrente de vapor é encaminhada para o trocador TC-204 para reaproveitar o calor e aquecer o ar que entra no gaseificador G-204.

4.3.3.2 Compressor criogênico (CC-301)

A corrente de gás de síntese é introduzida no compressor criogênico para a remoção do dióxido de carbono a uma vazão de entrada de 19682,91 kg/h. Utilizou-se uma eficiência de 99,99%, atingindo uma vazão de saída de 4377,78 kg/h de dióxido de carbono e 15305,14 kg/h de gás de síntese. A corrente é pressurizada de 1 a 20,72 atm e resfriada de 90°C a -21,67 °C simultaneamente, necessitando de um trabalho de 1006,67 kW. Os cálculos do balanço de energia do compressor criogênico se encontram no Apêndice A.12.

4.3.3.3 Exaustor Centrífugo (E-301)

A corrente de gás de síntese enriquecido em hidrogênio verde é despressurizada de 20,72 a 1 atm, realizando um trabalho de 1457,80 kW, para atingir as condições esperadas no sistema PSA-301. O cálculo do balanço de energia do exaustor centrífugo E-301 está no Apêndice A.13.

4.3.3.4 Trocador de Calor (TC-302)

O trocador de calor TC-302 será usado para aquecer a corrente de gás de -21,67 °C até 20 °C para poder seguir com a etapa de purificação na área 500. A corrente de entrada é de 15305,14 kg/h advinda do compressor criogênico e sairá com a mesma vazão. O trocador de calor foi abastecido com diesel com capacidade máxima de 200 kW, sendo que o calor transferido à corrente é de 216,24 kW.

4.3.3.5 *Pressure Swing Adsorption* (PSA-301, PSA-302, PSA-303)

O sistema PSA-301 contém uma coluna que é preenchida por Zeólita X e atua em ciclos de compressão e descompressão variando entre 1 e 1,6 atm, com 99,99% de recuperação de nitrogênio (KIM, 2006). Para uma vazão de entrada de 15305,14 kg/h de gás de síntese,

removeu-se 8296,73 kg/h de nitrogênio e os gases restantes adsorvidos seguem para o PSA-302. O trabalho necessário para a compressão do sistema PSA-301 é de 35,99 kW. O balanço de massa e energia do PSA-301 está no Apêndice A.15.

O sistema PSA-302 contém 14 colunas preenchidas por Zeólita 5A e atua em ciclos de compressão e descompressão variando entre 1 e 4 atm, com 99,99% de recuperação de oxigênio (MOFAHARI, 2009). Para uma vazão de entrada de 7008,41 kg/h de gás de síntese, removeu-se 2205,46 kg/h de oxigênio e os gases restantes adsorvidos seguem para o PSA-303. O trabalho necessário para a compressão do sistema PSA-302 é de 5,92 kW. O balanço de massa e energia do PSA-302 está no Apêndice A.16.

Por fim, a corrente é introduzida ao sistema PSA-303 que contém 10 colunas de adsorção paralelas e obtém-se 86% de recuperação do hidrogênio com 99,999% de pureza, utilizando uma camada de carvão ativado na alimentação e uma camada de zeólita 5A na corrente de saída, operando em onze ciclos de 13,33 minutos a 20,7 atm e 21°C (SIRCAR, 2000). Para uma vazão de entrada de 4802,95 kg/h de gás de síntese, removeu-se 329,23 kg/h de hidrogênio verde e os gases restantes adsorvidos foram realimentados na entrada do reator R-201. O trabalho necessário para a compressão do sistema PSA-303 é de 208,6 kW. O balanço de massa e energia do PSA-303 está no Apêndice A.17.

4.3.3.6 Compressores (C-301, C-302, C-303)

Para a venda dos produtos, é necessário o armazenamento em cilindros que requerem uma pressão de 200 bar (AMOS, 1998), logo, como a pressão de saída dos PSA ficam em torno de 1 até 20 atm, são necessários compressores para o seu armazenamento, que irão operar isotermicamente.

No compressor C-301, entra uma corrente de 8296,73 kg/h de gás nitrogênio a uma temperatura de 20°C, a pressão de entrada do compressor é de 1,6 atm, de acordo com o PSA-301 mas 50% da corrente será liberada para a atmosfera e a pressão necessária para o seu armazenamento é de 197,38 atm ou 200 bar. Logo, é utilizada uma potência de 69,14 kW, o cálculo do seu balanço de energia se encontra no Apêndice A.18.

No compressor C-302, uma corrente de gás oxigênio com vazão de 2205,46 kg/h entra a uma temperatura de 20°C. A pressão de entrada do compressor é de 4 atm, de acordo com as especificações do PSA-302, e a pressão necessária para o seu armazenamento é de 197,38 atm ou 200 bar. Para alcançar essas condições, é necessária uma potência de 27,63 kW. Os detalhes do cálculo do balanço de energia estão disponíveis no Apêndice A.18.

Por fim, no compressor C-303, a corrente de hidrogênio é de 329,23 kg/h a uma temperatura de 25°C e pressão de entrada de 20,7 atm, de acordo com o PSA-303. A pressão necessária para o seu armazenamento é de 197,38 atm ou 200 bar. Portanto, é utilizada uma potência de 8,53 kW, o cálculo do seu balanço de energia se encontra no Apêndice A.18.

4.4 DIMENSIONAMENTO E SELEÇÃO DOS EQUIPAMENTOS DO PROCESSO

A seguir são descritos de maneira geral o dimensionamento dos equipamentos do processo de acordo com a área previamente definida na unidade industrial.

4.4.1 Área 100: Pré-tratamento da matéria-prima

4.4.1.1 Trituradores (T-101 e T-102)

Os trituradores T-101 e T-102 tem como objetivo fazer um pré-tratamento da matéria-prima antes de passar pela etapa de secagem, para padronização da matéria-prima. Desta forma, o triturador escolhido é do modelo LYWF da empresa *Liyang Weifeng Equipment Company* que se encontra no Anexo C, com capacidade máxima de operação de 10 t/h. O dimensionamento do triturador T-101 e T-102 se encontra no Apêndice B.1.

4.4.1.2 Trocadores de Calor (TC-101 e TC-102)

Os trocadores de calor TC-101 e TC-102 serão da marca *Thermobile*, modelo IMA 200HP Radial com capacidade máxima de processamento em 13000 m³/h e consumo de 19,4 L/h de combustível em sua potência máxima. Ele será equipado com um termostato para o controle da temperatura e possui 2,71 metros de comprimento, 0,91 metros de comprimento e 1,52 metros de altura. As especificações estão presentes no Anexo D e no Apêndice B.2.

4.4.1.3 Secadores (S-101 e S-102)

Os Secadores de Bagaço S-101 e S-102 de modelo DDSG2010/3 tambor rotativo e marca DongDing, apresentam uma capacidade individual de processar 150 toneladas de bagaço por dia. Estes foram selecionados devido a eficiência de 80%, que é necessária ao processo, pois diariamente são processadas 240 toneladas de bagaço. Conforme o catálogo da marca, o equipamento possui uma largura de 10 metros e comprimento de 30 metros, consumindo uma potência de 160 kW. As especificações dos secadores escolhidos podem ser observadas no Anexo E e no Apêndice B.3.

4.4.2 Área 200: Produção de Gases

4.4.2.1 Trocadores de Calor (TC-201, TC-202, TC-203 e TC-204)

Os trocadores de calor TC-201, TC-202 e TC-203 serão da marca *Thermobile*, modelo IMA 200HP Radial com capacidade máxima de processamento em 13000 m³/h e consumo de 19,4 L/h de combustível em sua potência máxima. Ele será equipado com um termostato para o controle da temperatura e possui 2,71 metros de comprimento, 0,91 metros de comprimento e 1,52 metros de altura. As especificações estão presentes no Anexo D.

O trocador de calor TC-204 será no formato casco e tubo e foi dimensionado através do simulador de processos *UniSim® Design Heat Exchanger* da Honeywell, com 7,86 metros de comprimento no total, 1,676 metros de diâmetro no casco e 6,096 metros de comprimento nos tubos. O número total de tubos é de 3773 e a área total de troca térmica é 1376,5 m². O relatório apresentado pelo simulador pode ser visualizado no Anexo F, o layout do trocador no Anexo G e o dimensionamento no Apêndice B.3.

4.4.2.2 Gaseificador (G-201, G-202, G203, G204)

Para o dimensionamento dos gaseificadores, levou-se em consideração as regiões da garganta e pirólise, sendo as responsáveis por possuírem o menor e o maior diâmetros do equipamento, respectivamente. Os cálculos envolvidos no dimensionamento dos 4 gaseificadores, podem ser analisados mais detalhadamente no Apêndice B.5. Os valores das dimensões obtidas para os equipamentos G-201 a G-204 foram 10,19 metros de altura e 133,3 m³ de volume de leito.

Para atender à demanda de bagaço a ser introduzida no gaseificador, foi escolhido o modelo *Downdraft Fluidized Bed Gasifier* (DFBG) 1000 produzido pela empresa Powermax, e as especificações do equipamento podem ser analisadas no Anexo H. Todos os gaseificadores foram dimensionados de acordo com o Apêndice B.5 e, a partir disso, foi calculado um tempo de residência de 4,36 minutos.

Para o isolamento do gaseificador, utilizou-se o isolante térmico lã de rocha, visto que se trata de um produto incombustível, ou seja, que não pega fogo. Foram consideradas três camadas de isolamento, sendo a primeira formada por material refratário (96,54 mm), a segunda o isolante de lã de rocha (37,21 mm), e por fim a camada de aço que será o material do gaseificador (6,35 mm). O cálculo para o isolamento térmico pode ser analisado no Apêndice D. O fabricante escolhido para atender a demanda de isolamento foram escolhidos

os painéis de duas polegadas em lã de rocha basáltica da marca *THERMAX®*, comercializados através da empresa Caldesul. As especificações do fabricante podem ser analisadas no Anexo I.

4.4.2.3 Câmara de Poeira (P-201, P-202, P-203, P-204)

Para uma vazão de gás de 4314,28 kg/h, contendo uma vazão de partículas sólidas de 365,87 kg/h (RODRIGUES, 2007) para cada câmara de poeira, dimensionou-se um separador com 2 metros de altura, 4 metros de largura e 10 metros de comprimento para cada gaseificador. Selecionou-se o modelo Filtro Manga da empresa *Cardall*, de forma a alcançar 80% de eficiência na remoção de partículas sólidas presentes no gás, encontrado no Anexo J, o dimensionamento das câmaras P-201 a P-204 está no Apêndice B.6.

4.4.2.4 Tanque (TK-201)

Considerando a vazão de 365,87 kg/h de carvão vindo da câmara de poeira, é necessário um tanque cilíndrico vertical para 6 m³ com 1,7 m de diâmetro e 2,9 m de altura considerando 80% de ocupação da capacidade total. Foi escolhido o tanque cilíndrico vertical modelo PA da marca Stringal Hurner, conforme o Anexo K.

4.4.2.5 Misturador (M-201)

Para o misturador de gases será utilizado um Gas Mixer KM20-100 3 Ex da marca WITT designada para 3 correntes gasosas inflamáveis, para vazões de até 350 NI/min. O misturador possui dimensões de 250x370x340 mm e o restante de suas especificações podem ser encontradas no Anexo L.

4.4.2.6 Compressor (C-201)

O compressor da entrada do reator C-201 é um compressor PAP Plus EH de dois estágios, que possui capacidade de 695 m³/min e pressão de até 365 psig. O equipamento possui uma altura de 4 metros, largura de 7 metros e comprimento de 6 metros, consumindo uma potência de 11640 kW. As especificações do equipamento podem ser encontradas no Anexo M.

4.4.2.7 Reator PBR (R-201)

O reator utilizado na etapa de Reforma a Vapor do Metano se trata de um Reator Tubular de Leito Fixo (PBR), que será adquirido pela empresa *Weihai Huixin Chemical Machinery Company* de acordo com as dimensões projetadas. O equipamento apresenta 2 metros de comprimento e 2 metros de diâmetro, possui um feixe de 180 tubos de 0,13 m e 0,15 m de diâmetro interno e externo respectivamente. Serão necessários 280,97 kg do catalisador Ni/a-Al₂O por dia, com porosidade igual a 0,44 e diâmetro de partícula igual a 0,15 mm (HOU, 2000). Para o isolamento do reator, utilizou-se uma camada de 13,87 mm de isolante térmico lã de rocha, coberto por uma camada fina de 6,35 mm de aço. O dimensionamento do reator R-201 está presente no Apêndice B.7.

4.4.2.8 Exaustor Centrífugo (E-201)

O exaustor centrífugo E-201 processa 3359,13 m³/h de gás de síntese com um diâmetro de entrada de 240 milímetros e área de bocal de saída de 0,0625 m². Optou-se pelo Exaustor Centrífugo Siroco Trifásico modelo EC5-TN da empresa Nova Exaustores, presente no Anexo N.

4.4.2.9 Trocador de Calor (TC-205)

O trocador de calor TC-201 foi dimensionado através do simulador de processos *UniSim® Design Heat Exchanger* da Honeywell usando o módulo STE (*Shell Tube Heat Exchanger*). O trocador possui um número total de tubos de 1774. A área total de troca térmica do trocador será de 207,14 m², com 3,64 metros de comprimento e 1,22 metros de diâmetro. O comprimento dos tubos será de 1,95 metros e 19,05 milímetros de diâmetro externo cada. O relatório apresentado pelo simulador pode ser visualizado no Anexo O, o layout do trocador no Anexo P e o dimensionamento no Apêndice B.8.

4.4.3 Área 300: Purificação dos produtos

4.4.3.1 Trocador de Calor (TC-301)

O dimensionamento do trocador de calor TC-301 foi feito através do simulador de processos *UniSim® Design Heat Exchanger* da Honeywell, módulo STE (*Shell Tube Exchanger*) A área total de troca térmica do trocador será de 177,31 m², com 7,24 metros de comprimento e 0,63 metros de diâmetro. O número total de tubos será de 486 no casco com 6,09 metros de comprimento e 19,05 milímetros de diâmetro externo cada. O relatório

apresentado pelo simulador pode ser visualizado no Anexo Q, o layout do trocador no Anexo R e o dimensionamento no Apêndice B.9.

4.4.3.2 Compressor criogênico (CC-301)

Para a vazão normal volumétrica de 18235,31 Nm³/h do gás de síntese e pressão de 20,72 atm, optou-se pelo modelo de compressor criogênico *Hydrogen Plant* da empresa Phenix, presente no Anexo M, que atende as especificações do processo. O dimensionamento do compressor criogênico CC-301 está no Apêndice B.10.

4.4.3.3 Tanque (TK-301)

Considerando a vazão de 4377,78 kg/h de dióxido de carbono vindo do compressor criogênico, é necessário um tanque cilíndrico vertical para 150 m³ com 4,5 m de diâmetro e 10,9 m de altura considerando 80% de ocupação da capacidade total. Foi escolhido o tanque cilíndrico vertical modelo PA da marca *Stringal Hurner*, conforme o Anexo K.

4.4.3.4 Exaustor Centrífugo (E-301)

O exaustor centrífugo E-301 processa 24246,95 m³/h de gás de síntese com um diâmetro de entrada de 750 milímetros e área de bocal de saída de 0,47 m². Optou-se pelo Exaustor Centrífugo Limit-Load Simples modelo NCLI-750/15 da empresa Nova Exaustores, presente no Anexo S.

4.3.3.5 Trocador de Calor (TC-302)

O trocador de calor TC-302 será da marca *Thermobile*, modelo IMA 200HP Radial com capacidade máxima de processamento em 13000 m³/h e consumo de 19,4 L/h de combustível em sua potência máxima. Ele será equipado com um termostato para o controle da temperatura e possui 2,71 metros de comprimento, 0,91 metros de comprimento e 1,52 metros de altura. As especificações estão presentes no Anexo D e o dimensionamento no Apêndice B11.

4.4.3.6 *Pressure Swing Adsorption* (PSA-301, PSA-302, PSA-303)

O primeiro sistema PSA-301 possui uma demanda de 16008,02 Nm³/h de gás de síntese, composto por uma coluna de adsorção de 1 metro de altura e 0,14 metros de diâmetro, preenchida com 46,20 kg do adsorvente zeólita X. O segundo sistema PSA-302 possui uma

demanda de 9374,78 Nm³/h de gás de síntese, composto por 14 colunas de adsorção de 1,5 metros e 0,3 metros de diâmetro, preenchida com 437,2 kg de zeólita 5A. O último PSA-303 contém 10 colunas, possui demanda de 6429,51 Nm³/h de gás e opera em ciclos de 1 e 20,7 atm, o sistema escolhido é do modelo H3200 Series da empresa Xebec. Os parâmetros utilizados para o dimensionamento dos PSA estão no Apêndice B.12.

4.4.3.7 Compressores (C-301, C-302, C-303)

Os compressores dos produtos C-301, C-302 e C-303 são do modelo TVZ 900 de dois estágios, da marca *Mehrer*. O equipamento comprime até uma pressão de 65 bar e a máxima força de acionamento do eixo é de 200 kW. As especificações do equipamento podem ser encontradas no Anexo T.

4.4.5.8 Tanques (TK-302, TK-303, TK-304, TK-305)

Os tanques cilíndricos verticais são do modelo PA da marca Stringal Hurner, conforme o Anexo K e foram escolhidos de acordo com a demanda de cada produto. Para o TK-302 e TK-303 foram escolhidos tanques de 1000 m³, com 7 m de diâmetro e 27 m de altura para o nitrogênio. Para o TK-304 foi escolhido um tanque de 300 m³, com 7 m de diâmetro e 9,6 m de altura para o oxigênio. Por fim, para o TK-305 foi escolhido um tanque de 700 m³, com 7 m de diâmetro e 20 m de altura para o hidrogênio.

4.5 LAYOUT

A unidade industrial da *Gas to Farm* consiste em uma área de 157 m por 114 m totalizando 17.898 metros quadrados, separada em unidade fabril, escritórios, cozinha, refeitório, lavanderia, uma área de convivência, estacionamento, galpão de armazenamento de bagaço da cana-de-açúcar, utilidades, oficinas, sala de compressores, sala da caldeira e estoque. A unidade fabril corresponde a uma área de 2720,04 m², como pode ser observado no Anexo U.

5. PROJETO DE INSTALAÇÕES INDUSTRIAIS

Nesta seção, serão apresentados os resultados e as considerações efetuadas para o dimensionamento das tubulações presentes no processo e das demais utilidades. Por conseguinte, são apresentados os resultados para as tubulações relativas às linhas de vapor e condensado, água, fluidos de resfriamento e aquecimento e ao fluxo de processo.

5.1 INSTALAÇÕES DE VAPOR

5.1.1 Demanda de vapor por localidade

As instalações de vapor estão presentes na lavanderia, na cozinha e no aquecimento dos tanques de água quente. Na lavanderia se fazem necessárias 7 máquinas de lavar de 50 kg, 7 secadoras de 50 kg e 7 calandras. Os equipamentos escolhidos para a lavanderia são da marca Rufino ou similar, conforme modelos RLI-50, RSI-50 e RCI-20 para as máquinas de lavar, secadoras e calandras, respectivamente, e podem ser visualizados nos Anexos V, W e X. Na Tabela 5.1, estão representados o consumo de vapor de cada equipamento, bem como o tempo de operação estimado.

Tabela 5.1 – Demanda de Vapor na Lavanderia

Equipamento	Vapor (kg/h)	Vapor (kg/dia)	Operação (h)
Lavadora de roupas (7)	245	490	2
Secadora de roupas (7)	420	840	2
Calandra (7)	70	280	4

Fonte: Autores, 2023.

Na cozinha industrial, pode-se prever a necessidade de um ponto de vapor a 2 atm, de 3 lavadoras de louça da marca Hobart, modelo AMT2 ou similar e 4 panelões industriais de 300 L de capacidade, conforme modelo CVIL-300. Os equipamentos escolhidos para a cozinha podem ser averiguados nos Anexos Y e Z. Na Tabela 5.2 pode-se verificar o consumo de vapor e o tempo estimado de operação destes equipamentos.

Tabela 5.2 – Demanda de Vapor na Cozinha

Equipamento	Vapor (kg/h)	Vapor (kg/dia)	Operação (h)
Lava-louças (3)	240	40,08	0,167
Panelão Industrial (4)	144	432	3
Ponto de vapor 2 atm	80	-	-

Fonte: Autores, 2023.

Para determinar a quantidade necessária de vapor para o aquecimento dos tanques de água quente, diversos cálculos e considerações foram envolvidos, os quais podem ser consultados no Apêndice D.3. Na Tabela 5.3 é possível verificar a demanda de vapor utilizada nos tanques de 45 °C e 70 °C.

Tabela 5.3 – Demanda de vapor para os tanques de água quente

Equipamento	Vapor (kg/h)	Vapor (kg/dia)	Operação (h)
Tanque 45°C	92,47	2219,33	24
Tanque 70°C	59,96	1439,06	24

Fonte: Autores, 2023.

Desta forma, a demanda total de vapor é de 1351,43 kg/h, ou seja, 0,2392 m³/h. Para suprir essa demanda, optou-se pela aquisição da caldeira flamotubular de modelo LHC-1.6 e marca Aalborg ou similar, que opera a pressão de 153 psig e apresenta uma capacidade de produção de vapor de 1600 kg/h, representada no Anexo AA. A temperatura e pressão do vapor de aquecimento foram fixadas em 151 °C e 5 kgf/cm², conforme indicado no Anexo AB. Vale ressaltar que a caldeira utilizada consome 469 kg/h de combustível, e, será abastecida a partir do carvão resultante da etapa de gaseificação do processo industrial.

5.1.2 Dimensionamento das tubulações de vapor

Conforme especifica a norma ASTM A-53, para as instalações de vapor, geralmente, utiliza-se o aço carbono SCH 40, que apresenta espessura suficiente para ter uma vida útil de até 15 anos. Outrossim, com o intuito de evitar erosão e elevadas perdas de carga nas tubulações é recomendada uma velocidade de 15 a 30 m/s para linhas alimentadoras, e, 10 a 15 m/s para

ramais secundários e linhas curtas, conforme especifica o Anexo AC. Os resultados para o dimensionamento das linhas de vapor podem ser analisados nas Tabelas 5.4 e 5.5.

Tabela 5.4 – Linha de vapor 1 – prédio auxiliar

Trecho	Distância (m)	Ramal	Vazão (kg/h)	Diâmetro (m)	Bitola Seleccionada (in)
1-2	100,3	Principal	1199	0,0735	3"
2-2'	4	Abastecimento	240	0,0329	1.1/2"
2-3	2	Secundário	959	0,0929	4"
3-3'	4	Abastecimento	144	0,0255	1"
3-4	2	Secundário	815	0,0857	3.1/2"
4-4'	4	Abastecimento	80	0,0190	3/4"
4-5	8,7	Secundário	735	0,0814	3"
5-5'	4,2	Abastecimento	245	0,0332	1.1/2"
5-6	2	Secundário	490	0,0664	3"
6-6'	4,2	Abastecimento	420	0,0435	2"
6-7	6,2	Secundário	70	0,0251	1"

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 5.5 – Linha de vapor 2 – Tanques

Trecho	Distância (m)	Ramal	Vazão (kg/h)	Diâmetro (m)	Bitola Seleccionada (in)
1-2	37,1	Principal	152,43	0,0262	1.1/2"
2-2'	1,64	Abastecimento	92,47	0,0204	1"
2-3	9,9	Abastecimento	59,96	0,0164	1"

Fonte: Autores, 2023.

Cabe ressaltar que todos os cálculos efetuados no dimensionamento das tubulações de vapor podem ser analisados no Apêndice D.1, juntamente com o *layout* das linhas de vapor no Anexo U.

5.2 INSTALAÇÕES DE CONDENSADO

5.2.1 Condensado produzido nas tubulações

Sabe-se que o condensado produzido durante o processo é proporcional à quantidade de vapor e é gerado na operação normal e no aquecimento da tubulação. A quantia em kg/h de condensado gerado nas tubulações é apresentada na Tabela 5.6, onde “Q gerado” corresponde ao condensado gerado na operação normal e no aquecimento da tubulação, enquanto “Q vapor” corresponde ao condensado que é proporcional à quantidade de vapor. Os cálculos envolvidos podem ser observados no Apêndice D.2.

Tabela 5.6 – Condensado produzido na linha de vapor 1

Trecho	Q gerado (kg/min)	Q vapor (kg/min)	Q (kg/h)
1-2	0,0786	0,1911	31,3546
2-2'	0,0282	0,0085	5,8378
2-3	0,1119	0,0038	20,4854
3-3'	0,0174	0,0085	3,9037
3-4	0,0945	0,0038	17,3454
4-4'	0,0117	0,0085	2,8789
4-5	0,0786	0,0165	15,6360
5-5'	0,0282	0,0089	5,8719
5-6	0,0786	0,0038	14,4925
6-6'	0,0379	0,0089	7,6195
6-7	0,0174	0,0127	4,2792

Fonte: Autores, 2023.

5.2.2 Dimensionamento das tubulações de condensado

As tubulações de retorno de condensado são projetadas em aço carbono, conforme indicam as normas da ASTM A-53. Ademais, estas foram dimensionadas a partir das vazões obtidas no tópico anterior e, considerou-se uma declividade de 0,5 cm/m, obtendo-se as bitolas comerciais para as tubulações. Os valores encontrados podem ser observados na Tabela 5.7 e os cálculos podem ser analisados no Apêndice D.2.

Tabela 5.7 - Dimensionamento das tubulações de condensado

Trecho	Bitola (in)
1-2	3"
2-2'	1.1/2"
2-3	4"
3-3'	1"
3-4	3.1/2"
4-4'	3/4"
4-5	3"
5-5'	1.1/2"
5-6	3"
6-6'	2"
6-7	1"

Fonte: Autores, 2023.

5.3 INSTALAÇÕES DE ÁGUA FRIA

Nesta seção, são apresentadas todas as demandas de água fria presentes na indústria e prédios auxiliares da empresa *Gas to Farm*. Vale ressaltar que, de acordo com a norma NBR 5626 – 1998, água fria é definida como água à temperatura dada pelas condições do ambiente e água potável é a água que atende ao padrão de potabilidade determinado pela Portaria n° 36 do Ministério da Saúde. Outrossim, a norma objetiva estabelecer exigências e recomendações que respeitem o bom desempenho da instalação e a potabilidade da água.

5.3.1 Demanda de água fria por localidade

A água será obtida através de poço artesiano via sistema *air-lift*, que consiste em um método comum de bombeamento utilizando ar comprimido. Nas instalações industriais, utiliza-se água fria para a limpeza do pavilhão industrial e prédios auxiliares, nos banheiros, lavanderia, cozinha e refeitório, bem como na caldeira, para gerar vapor. Ademais, ela é necessária para gerar água quente, cuja demanda é descrita em tópicos seguintes.

Para a limpeza das áreas, foi considerada a utilização de 1,1 L/m² por dia. Nos banheiros, a água fria é utilizada nos lavatórios, mictórios, vasos sanitários e chuveiros. Assim, tendo em vista um tempo de banho de cinco minutos, o consumo total de água por banho contabilizado é igual a 60 L/dia. Para os demais usos, é considerado o consumo por uso de 10 L nos vasos sanitários, 12 L nos mictórios e 4,5 L nos lavatórios. A quantidade de equipamentos foi determinada segundo Macintyre (2010), que estabelece que haja um vaso sanitário para cada dez funcionários, um chuveiro para cada quinze pessoas e um lavatório para cada dez pessoas, com a quantidade de equipamentos e o consumo por uso estabelecidos, determinou-se a demanda diária de água fria.

Na cozinha, a demanda de água fria necessária é determinada a partir da utilização das lava-louças, cujo modelo é representado no Anexo Y, que consome 180 L/h, com 6 ciclos de 12 minutos, resultando em uma demanda diária de 36 L, juntamente com o preparo dos alimentos necessários para uma refeição básica, resultando em um consumo de, aproximadamente, 3,36 L por pessoa e refeição. Para o cozimento dos alimentos, serão utilizados 4 caldeirões industriais de aço inoxidável, de modelo CVIL-300.

Na lavanderia, para determinar a demanda de água considerou-se a utilização da máquina de lavar da marca Rufino modelo RLI 50, representada no Anexo V, que apresenta capacidade de até 50 kg. Segundo Macintyre (2010), o consumo de água por quilograma de roupa seca é equivalente a 30 L/dia, assim, tendo em vista a lavagem de uniforme dos funcionários, toalhas de banho, panos de prato e de limpeza, foi possível estimar a demanda total de água fria.

Para o cálculo de demanda de água fria nos trocadores de calor, foram utilizados os respectivos balanços de massa construídos nos *softwares* de simulação e Excel. Portanto, todas as considerações realizadas podem ser observadas nos Apêndices A.10 e A.11.

Outrossim, a demanda total de vapor e conseqüente demanda de água fria na caldeira é equivalente a 0,2392 m³/h, também há uma produção de condensado de 0,2344 m³/h.

Considerando uma perda de 15% de condensado, se faz necessário adicionar 0,012 m³/h de água advinda do poço. Na Tabela 5.8 é possível analisar as demandas totais por localidade na indústria.

Tabela 5.8 – Demandas totais por localidade

Localidade	Demanda (m³/h)	Demanda (m³/dia)
Cozinha e Refeitório	0,9098	21,8360
Banheiros	4,4248	106,1950
Vestuário	24,6299	591,1185
Pavilhão industrial	8,7510	210,0240
Lavanderia	0,4808	11,5380
Água quente	2,3098	55,4348
Água para limpeza	0,2140	5,1359
Caldeira	0,2392	5,7405

Fonte: Autores, 2023.

Portanto, a demanda total diária de água fria das instalações industriais da empresa *Gas to Farm* é igual a 1007,022 m³/dia.

5.3.2 Dimensionamento das tubulações de água fria

As tubulações de água fria também serão em aço carbono, conforme a norma ASTM A-53, e foram dimensionadas a partir do *layout*, apresentado no Anexo U. Através do *layout*, determinaram-se a distância, área e diâmetro das tubulações. Tendo em vista a determinação do diâmetro mínimo das tubulações, foi possível escolher as bitolas adequadas para cada trecho da tubulação, conforme representado nas Tabelas 5.9, 5.10 e 5.11. Todas as considerações e cálculos efetuados para dimensionar as tubulações de água fria podem ser observados no memorial de cálculo, presente no Apêndice D.4.

Tabela 5.9 – Dimensionamento linha de água fria 1 – tanques e prédio auxiliar

Trecho	Diâmetro (in)	Bitola (in)
1-3	3,2528	3.1/2"
2-3	3,5244	4"
3-4	4,7960	5"
4-5	4,5391	5"
5-5'	0,1774	1/4"
5-6	4,5356	5"
6-6'	0,6622	3/4"
6-7	4,4835	5"
7-8	3,4840	3.1/2"
8-9	3,4836	5"
9-10	0,7957	1"
10-10'	0,6882	1"
10-11	0,3993	1/2"
9-12	3,3916	4"
12-12'	0,3847	1/2"
12-13	3,3697	4"
13-13'	0,3184	1/2"
13-14	3,3546	3.1/2"
14-14'	0,3630	3/8"
14-15	3,3349	3.1/2"
15-15'	0,3993	1/2"
15-16	3,3109	3.1/2"
16-16'	0,4255	1/2"
16-17	3,2834	3.1/2"

17-17'	0,4255	1/2"
17-18	3,2558	3.1/2"
18-18'	0,4255	1/2"
18-19	3,2278	3.1/2"
19-19'	0,4255	1/2"
19-20	3,1997	3.1/2"
20-20'	0,2854	1/2"
20-21	3,1869	3.1/2"
21-21'	0,2854	1/2"
21-22	3,1741	3.1/2"
22-22'	0,2854	1/2"
22-23	3,1613	3.1/2"
23-23'	0,2854	1/2"
23-24	3,1483	3.1/2"
24-24'	0,2854	1/2"
24-25	3,1354	3.1/2"
8-26	0,0475	1/8"

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 5.10 – Dimensionamento linha de água fria 2 – vestiários

Trecho	Diâmetro (in)	Bitola (in)
7-1	2,8220	3"
1-2	1,8003	2"
2-2'	0,4788	1/2"
2-3	1,7354	2"
3-3'	0,4788	1/2"

3-4	1,6681	2"
4-4'	0,4788	1/2"
4-5	1,5979	2"
5-5'	0,4788	1/2"
5-6	1,5244	2"
6-6'	0,4788	1/2"
6-7	1,4473	1.1/2"
7-7'	0,4788	1/2"
7-8	1,3658	1.1/2"
8-8'	0,4788	1/2"
8-9	1,2791	1.1/2"
9-9'	0,4788	1/2"
9-45	1,1861	1.1/2"
45-46	1,0204	1.1/4"
46-46'	0,3401	1/2"
46-47	0,9621	1"
47-47'	0,3401	1/2"
47-48	0,8999	1"
48-48'	0,3401	1/2"
48-49	0,8332	1"
49-49'	0,3401	1/2"
49-50	0,7606	1"
50-50'	0,3401	1/2"
50-51	0,6803	1"
51-51'	0,3401	1/2"
51-52	0,5892	1/2"

52-52'	0,3401	1/2"
52-53	0,4810	1/2"
53-53'	0,3401	1/2"
53-54	0,3401	1/2"
45-55	0,6045	1"
55-55'	0,2015	1/2"
55-56	0,5699	3/4"
56-56'	0,2015	1/2"
56-57	0,5331	3/4"
57-57'	0,2015	3/4"
57-58	0,4936	1/2"
58-58'	0,2015	1/2"
58-59	0,4506	1/2"
59-59'	0,2015	1/2"
59-60	0,4030	1/2"
60-60'	0,2015	1/2"
60-61	0,3490	1/2"
61-61'	0,2015	1/2"
61-62	0,2850	1/2"
62-62'	0,2015	1/2"
62-63	0,2015	1/2"
1-10	2,1732	2.1/2"
10-10'	0,4927	1/2"
10-11	2,1166	2.1/2"
11-11'	0,4927	1/2"
11-12	2,0585	2.1/2"

12-12'	0,4927	1/2"
12-13	1,9986	2"
13-13'	0,4927	1/2"
13-14	1,9369	2"
14-14'	0,4927	1/2"
14-15	1,8732	2"
15-15'	0,4927	1/2"
15-16	1,8073	2"
16-16'	0,4927	1/2"
16-17	1,7388	2"
17-17'	0,4927	1/2"
17-18	1,6675	2"
18-18'	0,4927	1/2"
18-19	1,5931	2"
19-19'	0,2088	1/2"
19-20	1,5793	2"
20-20'	0,2088	1/2"
20-21	1,5655	2"
21-21'	0,2088	1/2"
21-22	1,5515	2"
22-22'	0,2088	1/2"
22-23	1,5374	2"
23-23'	0,2088	1/2"
23-24	1,5231	2"
24-24'	0,2088	1/2"
24-25	1,5087	2"

25-26	1,2080	2"
26-26'	0,3013	1/2"
26-27	0,8523	1"
27-27'	0,3013	1/2"
27-28	0,7972	1"
28-28'	0,3013	1/2"
28-29	0,7381	1"
29-29'	0,3013	1/2"
29-30	0,6738	1"
30-30'	0,3013	1/2"
30-31	0,6026	1"
31-31'	0,3013	1/2"
31-32	0,5219	1"
32-32'	0,3013	1/2"
32-33	0,4261	1/2"
33-33'	0,3013	1/2"
33-34	0,3013	1/2"
25-35	0,9075	1"
35-35'	0,1918	1/4"
35-36	0,8870	1"
36-36'	0,1918	1/4"
36-37	0,8661	1"
37-37'	0,1918	1/4"
37-38	0,8446	1"
38-38'	0,1918	1/4"
38-39	0,8225	1"

39-39'	0,1918	1/4"
39-40	0,7998	1"
40-40'	0,1918	1/4"
40-41	0,7765	1"
41-41'	0,1918	1/4"
41-42	0,7525	1"
42-42'	0,1918	1/4"
42-43	0,7276	1"
43-43'	0,1918	1/4"
43-44	0,7019	1"

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 5.11 – Dimensionamento linha de água fria 3 – trocadores de calor

Trecho	Diâmetro (in)	Bitola (in)
4-1	1,5488	1.1/2"
1-1'	1,2954	1.1/2"
1-2	0,8488	1/2"

Fonte: Autores, 2023.

5.4 INSTALAÇÕES DE ÁGUA QUENTE

Segundo Macintyre (2010), o fornecimento de água quente representa uma necessidade nas instalações de determinados aparelhos e equipamentos ou uma conveniência para melhorar as condições de conforto e de higiene em aparelhos sanitários de uso comum. Outrossim, a temperatura requisitada para cada aplicação pode variar de acordo com a necessidade.

5.4.1 Demanda de água quente por localidade

Na indústria *Gas to Farm*, as instalações de água quente são primordiais nos prédios auxiliares, como banheiros e refeitório. Para os chuveiros, 40% da água é quente e 60% água

fria, assim a vazão de água nos chuveiros por banho, considerando 5 minutos, é de 60 L, assim, essa demanda foi determinada considerando o uso de 288 funcionários, responsáveis pela operação da planta. Para o refeitório, serão utilizadas 6 cubas do tipo buffet, este será do tipo buffet térmico para 3 cubas e o volume obtido é de 10342,8 L. Ademais, foram considerados dois buffets térmicos que possuem água quente para aquecimento dos alimentos em 20% do seu volume, tanto para almoço quanto para o jantar. Na Tabela 5.12 são apresentados os valores da demanda total dos prédios auxiliares.

Tabela 5.12 – Demanda total de água quente

Local	Temperatura (°C)	Demanda (m³/h)
Chuveiros – Vestiário	45	1,728
Refeitório	70	0,581

Fonte: Autores, 2023.

Portanto, obteve-se a demanda total igual a 2327,13 L/dia ou 0,582 m³/h de água quente a 70 °C e 6912 L/dia ou 1,73 m³/h de água quente a 45 °C.

5.4.2 Dimensionamento das tubulações de água quente

A partir do layout das instalações, determinaram-se a distância, área e diâmetro das tubulações de água quente projetadas em aço carbono conforme a norma ASTM A-53. Com os resultados obtidos de diâmetro mínimo, escolheram-se as bitolas adequadas para cada trecho da tubulação. Nas Tabelas 5.13 e 5.14, pode-se analisar os resultados obtidos.

Tabela 5.13 – Dimensionamento linha de água quente 1 – 70°C

Trecho	Diâmetro (in)	Bitola (in)	Área int. (m²)
1-2	0,3993	1/2"	0,0001267
2-2'	0,2824	3/8"	0,0000713
2-3	0,2824	3/8"	0,0000713

Fonte: Autores, 2023.

Tabela 5.14 – Dimensionamento linha de água quente 2 – 45°C

Trecho	Diâmetro (in)	Bitola (in)	Área int. (m²)
1-2	0,6880	1"	0,0005067
2-3	0,5006	3/4"	0,0002850
3-3'	0,1669	1/4"	0,0000317
3-4	0,4415	1/2"	0,0001267
4-4'	0,1669	1/4"	0,0000317
4-5	0,4088	1/2"	0,0001267
5-5'	0,1669	1/4"	0,0000317
5-6	0,3731	1/2"	0,0001267
6-6'	0,1669	1/4"	0,0000317
6-7	0,3338	1/2"	0,0001267
7-7'	0,1669	1/4"	0,0000317
7-8	0,2890	1/2"	0,0001267
8-8'	0,1669	1/4"	0,0000317
8-9	0,2360	1/4"	0,0000317
9-9'	0,1669	1/4"	0,0000317
9-10	0,1669	1/4"	0,0000317
2-11	0,5006	3/4"	0,0002850
11-11'	0,1669	1/4"	0,0000317
11-12	0,4720	1/2"	0,0001267
12-12'	0,1669	1/4"	0,0000317
12-13	0,4415	1/2"	0,0001267
13-13'	0,1669	1/4"	0,0000317
13-14	0,4088	1/2"	0,0001267
14-14'	0,1669	1/4"	0,0000317

14-15	0,3731	1/2"	0,0001267
15-15'	0,1669	1/4"	0,0000317
15-16	0,3338	1/2"	0,0001267
16-16'	0,1669	1/4"	0,0000317
16-17	0,2890	1/2"	0,0001267
17-17'	0,1669	1/4"	0,0000317
17-18	0,2360	1/4"	0,0000317
18-18'	0,1669	1/4"	0,0000317
18-19	0,1669	1/4"	0,0000317

Fonte: Autores, 2023.

5.5 RESERVATÓRIOS DE ÁGUA POTÁVEL

De acordo com Macintyre (2010), existem três tipos de abastecimento predial, considerando a divisão entre rede interna e rede pública. Neste caso específico da indústria em questão, o abastecimento é do tipo indireto e envolve um sistema com reservatório superior e inferior. Para simplificar, assume-se que a distribuição de água proveniente do poço artesiano (rede interna) é contínua e que a vazão de alimentação atende ao consumo diário da instalação ao longo das 24 horas.

A norma NBR-5626/96 estabelece que a capacidade total acumulada nos reservatórios inferiores e superiores não deve ser inferior ao consumo diário, recomendando-se que não ultrapasse três vezes esse valor. No caso de estabelecimentos industriais, é possível suprir a demanda de apenas um turno, o que será considerado neste dimensionamento. Portanto, as seguintes considerações são adotadas:

- Reservatório superior: volume correspondente a 2/5 do volume necessário, acrescido de 20% como reserva de água para combate a incêndios;
- Reservatório inferior: volume correspondente a 3/5 do volume necessário, acrescido de 20% como reserva de água para combate a incêndios.

Além disso, de acordo com a norma NBR 5626, os reservatórios devem garantir a preservação do padrão de potabilidade, ou seja, a água não deve apresentar cor, gosto, odor ou toxicidade, nem promover o crescimento de microrganismos. Além disso, os reservatórios devem possuir uma tampa para evitar a entrada de insetos, animais, poeira e líquidos, além de serem feitos de um material resistente à corrosão ou serem tratados com revestimento anticorrosivo.

Levando em consideração essas diretrizes, serão instalados 1 reservatório superior, 3 reservatórios inferiores e 2 tanques de aquecimento de água, conforme detalhado a seguir:

- Um tanque de 1,16 m³ com diâmetro de 0,90 m e altura de 1,81 m, destinado para o armazenamento de água quente a 70 °C;
- Um tanque de 3,46 m³ com diâmetro de 1,30 m e altura de 2,60 m, localizado próximo ao vestiário e banheiros, para armazenamento de água quente a 45 °C;
- Um reservatório superior com capacidade de 1065,43 m³, sendo uma caixa d'água do tipo tubular, suprimindo a demanda dos tanques de aquecimento e sanitários e vestiários, considerando reserva para casos de incêndio e ocupação de 85%, com diâmetro de 8,79 m e altura de 17,57 m;
- Três reservatórios inferiores com capacidade de 416,91 m³, suprimindo a demanda das demais instalações, considerando reserva para casos de incêndio e ocupação de 85%, com diâmetros e alturas de 6,43 m.

Outrossim, os cálculos e considerações envolvidos estão presentes no Apêndice D.4.

5.6 INSTALAÇÕES DE AR COMPRIMIDO

O ar comprimido é uma forma de energia de enorme utilidade e inúmeras aplicações. Em muitos campos de utilização, compete com a energia elétrica, e em outros, é um complemento necessário da mesma. Nas indústrias, o ar comprimido é empregado em máquinas operatrizes, em motores pneumáticos, em sistemas de comando, controle, regulagem, instrumentação de medição e na automatização de processos (MACINTYRE, 2010). Assim, nas seções seguintes serão apresentadas as demandas e os dimensionamentos das tubulações de ar comprimido da indústria *Gas to Farm*.

5.6.1 Demanda de ar comprimido

A demanda de ar comprimido na indústria *Gas to Farm* se faz necessária nos prédios auxiliares, mais especificamente na oficina de manutenção, em ferramentas manuais, jato de areia e pintura. A partir da Tabela 5.15, baseada em dados de Macintyre (2010) presentes no Anexo AD, é possível analisar o consumo e o fator de utilização de algumas das ferramentas usuais que fazem o uso de ar comprimido. Vale ressaltar que os valores foram obtidos tendo em vista um tempo de operação de 6 horas diárias.

Tabela 5.15 – Consumo e fator de utilização de equipamentos

Pontos	Fator de Utilização
Furadeira	0,05
Rosqueadeira	0,2
Parafusadeira	0,1
Esmerilhadeira	0,2
Bico de limpeza	0,1
Rebitadores	0,05
Rebarbadores	0,1
Jato de Areia	0,2
Pistola de Pintura	0,5

Fonte: Autores, 2023.

Outrossim, o sistema *air-lift* será utilizado para retirar água dos poços, promovendo a injeção de ar comprimido nos mesmos, visando a obtenção de uma mistura líquido-ar, permitindo a retirada de água devido à diferença de pressão. A demanda necessária de ar comprimido para o funcionamento de um poço artesiano

5.6.2 Dimensionamento das tubulações de ar comprimido

A partir do layout estabelecido, determinou-se a distância de cada trecho da tubulação e então, estimou-se o comprimento equivalente, a perda de carga e por conseguinte o diâmetro mínimo das tubulações, para escolher a bitola adequada. Ademais, a tubulação de ar

comprimido foi projetada utilizando aço carbono. Os valores obtidos para as bitolas escolhidas podem ser observados na Tabela 5.16.

Tabela 5.16 – Dimensionamento linha de ar comprimido

Trecho	Diâmetro (in)	Bitola (in)
1-2	5,50	6"
2-2'	1,48	1.1/2"
2-3	1,65	2"
3-3'	1,12	1.1/4"
3-4	1,47	1.1/2"

Fonte: Autores, 2023.

5.7 ISOLAMENTO TÉRMICO, JUNTAS DE DILATAÇÃO, PINTURA, SUPORTE DAS TUBULAÇÕES E TESTE HIDROSTÁTICO

O teste hidrostático é realizado com a tubulação montada, de maneira prévia às etapas de acabamento, isolamento térmico e pintura, com o intuito de detectar possíveis vazamentos e testar a resistência da tubulação à pressão, conforme a norma NR-13, no Apêndice D.7 pode-se verificar os resultados obtidos.

Como etapa posterior ao teste hidrostático, realiza-se a aplicação de um isolante térmico a fim de evitar perdas de energia, eficiência e formação de condensado que podem provocar a corrosão e incrustação das tubulações de vapor. O material escolhido para desempenhar este papel pode ser o carbonato de magnésio, usado até 300 °C ou à base de silicato de cálcio hidratado e fibras longas de amianto, usado até 650 °C. Ademais, as espessuras recomendadas de isolamento térmico podem ser observadas no Anexo AE, o isolamento escolhido é da marca Calorisol 650.

Segundo Macintyre (2010), deve-se proteger o isolamento, o que será realizado utilizando-se a folha de alumínio corrugado de modelo CAL-JACK e marca Calorisol nas tubulações, juntamente com um impermeabilizante à base de emulsão asfáltica, misturado com fibras de amianto e fillers minerais, como o Calokote, também de marca Calorisol, nas curvas válvulas e tanques.

Ressalta-se também a importância da pintura adequada das tubulações na parte externa, aplicando-se tinta para evitar a corrosão. Inicialmente, antes do procedimento de pintura deve-se realizar a limpeza e preparação da superfície da tubulação para remover sujidades. Em seguida, é feita a aplicação da base, que deve ser anticorrosiva, de fundo tipo tinta oxid ou zarcão, por exemplo. Para aplicar a camada de proteção final, deve-se realizar a aplicação de duas ou três demãos de tinta, que pode ser feita utilizando-se pincel ou pistola. A pintura das tubulações é de extrema importância, tanto para a proteção dos tubos quanto para a classificação e prevenção de acidentes. No Anexo AF, pode-se observar as especificações abordadas conforme a norma NR-54, ratificada pela NR-26.

Por fim, outros cuidados que devem ser realizados são relacionados às guias de sustentação, que servem para sustentar a tubulação de vapor que se expande longitudinalmente, evitando possíveis movimentos transversais. Outrossim, as juntas de dilatação são utilizadas para compensar o efeito da dilatação, uma vez que estas atuam em temperaturas elevadas, que levam a expansão do material da tubulação. Já os suportes devem ser posicionados próximos dos equipamentos, de maneira a evitar a sobrecarga nas ligações dos bocais. As recomendações relacionadas a suportes e juntas de dilatação podem ser observadas nos Anexos AG e AH. Vale ressaltar ainda, que tais resultados podem ser observados no Apêndice D.7.

5.8 ACESSÓRIOS

Visando o dimensionamento previamente realizado de todas as tubulações de utilidades, estimou-se o número de acessórios necessários para cada instalação. Por conseguinte, empregou-se cotovelos de 90° em cada curva, tês para cada divisão de linhas, purgadores nos pontos baixos das linhas de ar comprimido e vapor, válvulas gavetas e registros nas entradas e saídas de cada equipamento. A partir destas estimativas, construiu-se a Tabela 5.17, que representa a quantidade de acessórios necessária para as tubulações de utilidades. Outrossim, as considerações realizadas para estipular a quantidade de acessórios podem ser observadas no Apêndice D.8.

Tabela 5.17 - Quantidade total de acessórios necessários - tubulações de utilidades

Quantidade de Acessórios	
Cotovelo 90°	36
Tê	112
Válvula	116
Registro Globo	118
Purgadores	11

Fonte: Autores, 2023.

5.9 TUBULAÇÕES DO PROCESSO

As instalações do processo compreendem as tubulações e esteiras de transporte de matéria prima, gases e insumos dos tanques de armazenamento para os equipamentos, bem como de um equipamento para outro. A tubulação utilizada é de aço carbono, assim como nas demais instalações. No Apêndice D.8 é possível averiguar o dimensionamento destas instalações.

Ressalta-se que, o transporte de bagaço de cana-de-açúcar será realizado através do uso de linhas de esteira transportadora. As esteiras utilizadas são conforme o modelo de taliscas, da marca Dgrande, que transportam o material de forma uniforme e contínua. As esteiras escolhidas podem ser averiguadas no Anexo AI.

6. CONTROLE E INSTRUMENTAÇÃO

O controle e instrumentação do processo foi projetado para o principal equipamento, o gaseificador, que necessita de um controle mais sensível e está indicado na Figura 6.1. A instrumentação foi realizada de acordo com a ANSI/ISA-5.1-1984 e a NBR 8190/1983, que forneceram a simbologia necessária para adaptação da instrumentação.

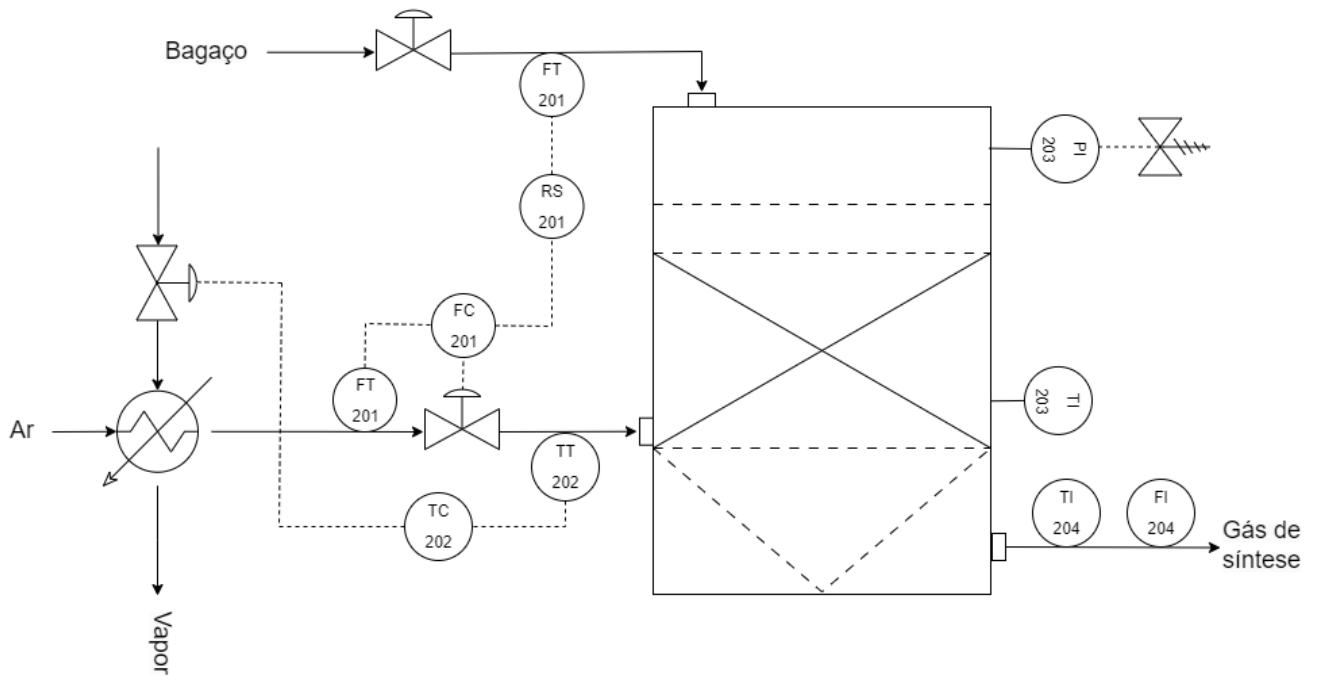
Como citado anteriormente, o gaseificador possui uma alimentação de bagaço seco que segue para a secagem e pirólise em atmosfera inerte, após isso é necessária uma alimentação de ar a 250°C para a realização da combustão a 900°C resultando na corrente de gás de síntese, a partir destes parâmetros, foram determinadas as instrumentações de controle necessárias em duas diferentes malhas sendo elas o controle de razão e o controle de temperatura da corrente de entrada do ar.

Para a corrente de entrada do bagaço foi adicionado uma malha de controle com um sistema composto por um transmissor de vazão (FT-201), para medir a quantidade de bagaço, que envia esta informação para o controlador de razão (RS-201) e, em seguida, ao controlador de vazão (FC-201) da quantidade de ar que entra no gaseificador para a etapa de combustão. Esse sistema é necessário para manter a proporção desejada entre as duas correntes do gaseificador.

Em relação a entrada da corrente de ar, é necessária uma vazão de entrada relacionada com a vazão de bagaço e uma temperatura de 250°C, logo é adicionado uma malha para o controle garantir a temperatura desejada composta por um transmissor de temperatura (TT-202) que está instalado na corrente de alimentação de ar do gaseificador manda o sinal para o controlador de temperatura (TC-202) para a válvula de aquecimento do trocador de calor que ajusta a vazão de acordo com a temperatura desejada.

No gaseificador foram instalados indicadores de pressão (PI-203) no topo ligado à uma válvula de alívio de pressão para uma maior segurança do processo por conta da alta temperatura. Também foi instalado um indicador de temperatura (TI-203) na zona de combustão do gaseificador, que irá indicar a temperatura desejada. Em relação a corrente de saída foram instalados apenas indicadores de temperatura (TI-204) e vazão (FI-204) que monitoram manualmente a corrente de saída.

Figura 6.1 – Instrumentação gaseificador



Fonte: Autores, 2023.

7. ANÁLISE ECONÔMICA

A análise econômica é parte essencial no projeto, visto que ela determina todos os custos de implementação e operação da planta, podendo apontar não só a viabilidade financeira desta, mas como também das etapas individuais do processo. Nesta seção será abordada a análise econômica para a implantação de uma indústria de produção de hidrogênio da gaseificação do bagaço de cana de açúcar.

Para analisar como será a atuação econômica da planta industrial de produção de hidrogênio presente neste projeto, contabilizou-se todos os investimentos necessários para a construção da planta, incluindo o levantamento de todos os custos para a implantação e operação da unidade industrial. A partir disso, foi possível apresentar cenários de *Payback*, Taxa Interna de Retorno (TIR) e Valor Presente Líquido (VPL).

7.1 INVESTIMENTO TOTAL

Para que a planta possa começar a operar, é necessário que se tenha um investimento de capital suficiente para adquirir todos os itens necessários para que seja possível iniciar o processo de produção. O Investimento total, de acordo com Peters, Timmerhaus e West (2003), pode ser dividido em Capital de Giro, Investimento de Partida e Investimento Fixo.

O Investimento Fixo corresponde ao valor do capital necessário para a aquisição e instalação dos equipamentos e todos os componentes necessários para a completa operação do processo (PETERS; *et al*, 2003), e se divide em:

Investimentos diretos: Os custos diretos incluem os equipamentos, construções, instalações dos equipamentos e supervisão na construção da planta. Assim, considera-se duas categorias de custo dentro dos custos diretos: *Inside battery limits* (ISBL), que considera os custos de aquisição e instalação de equipamentos; *Offsite Battery Limits* (OSBL), que considera os custos relacionados a infraestrutura necessária para o processo, para além dos equipamentos. Fora isso, os custos indiretos se relacionam a custos temporários para construção da planta: aluguel de equipamento de construção, água e energia temporárias, oficinas de construção, pagamento de horas extras, entre outros. (TOWLER; *et al*, 2013).

Investimentos indiretos: custos temporários para construção da planta: aluguel de equipamento de construção, água e energia temporárias, oficinas de construção, pagamento de horas extras, entre outros. (TOWLER; SINNOTT, 2013).

O Capital de Giro engloba o valor investido em matéria-prima e suprimentos estocados, produtos finalizados em estoque e produtos semifinalizados em processo de fabricação, contas a receber, caixa mantido para o pagamento mensal de despesas operacionais, contas a pagar e impostos a pagar. Ele consiste nos custos de operação da planta por um mês, correspondendo ao valor necessário para a partida da planta (PETERS, TIMMERHAUS; *et al*, 2003).

O Investimento de Partida serve para cobrir custos que ocorrem antes e durante a partida do processo, como contratação antecipada de certo tipo de pessoal e a operação ineficiente do processo durante essa fase inicial.

Para estimar o valor do investimento total, foi utilizada uma das metodologias de Peters, Timmerhaus e West (2003) baseada na porcentagem do valor dos equipamentos entregues, ou seja, o valor total despendido com todos os equipamentos utilizados no processo somado da taxa de entrega dos mesmos, a qual equivale a 10% do valor dos equipamentos. De acordo com essa metodologia, cada tipo de investimento equivale a um valor percentual dos equipamentos entregues, e a tabela com os valores de cada porcentagem está apresentada no Anexo AJ.

7.1.1 Investimento Fixo

7.1.1.1 Custo e instalação dos equipamentos

A estimativa de custo de cada um dos equipamentos foi feita de três formas: através do orçamento de catálogos de empresas, valores encontrados na literatura, através da técnica de Rudd-Watson, tendo-se no Apêndice E a descrição dos cálculos realizados.

O custo de instalação de cada equipamento foi estipulado a partir da tabela de porcentagens dada por Peters, Timmerhaus e West (2003) apresentada no Anexo AK, a qual traz o custo das instalações como uma porcentagem do valor do equipamento. Os valores obtidos para a aquisição e instalação de cada equipamento, assim como a respectiva metodologia utilizada para encontrar esses valores estão apresentados na Tabela 7.1.

Tabela 7.1 – Preço de equipamento e valor da instalação

Equipamento	TAG	Metodologia	Unidade	Tamanho	Material	Valor da instalação	
						Preço equipamentos (US\$)	(US\$)
Triturador	T-101	Fabricante	t/h	10	Aço-carbono	7.819,50	3.323,29
Triturador	T-102	Fabricante	t/h	10	Aço-carbono	7.819,50	3.323,29
Secador (tambor rotativo)	S-101	Rudd-Watson	ft ²	3229,17	Aço-carbono	456.297,61	205.333,92
Secador (tambor rotativo)	S-102	Rudd-Watson	ft ²	3229,17	Aço-carbono	456.297,61	205.333,92
Câmara de Poeira	SC-201	Rudd-Watson	t/h	4,03	Aço-carbono	129.959,57	51.983,83
Câmara de Poeira	SC-202	Rudd-Watson	t/h	4,03	Aço-carbono	129.959,57	51.983,83
Câmara de Poeira	SC-203	Rudd-Watson	t/h	4,03	Aço-carbono	129.959,57	51.983,83
Câmara de Poeira	SC-204	Rudd-Watson	t/h	4,03	Aço-carbono	129.959,57	51.983,83
Gaseificador	G-201	Rudd-Watson	gal	35214,135	Aço inoxidável	288.112,94	201.679,06
Gaseificador	G-202	Rudd-Watson	gal	35214,135	Aço inoxidável	288.112,94	201.679,06
Gaseificador	G-203	Rudd-Watson	gal	35214,135	Aço inoxidável	288.112,94	201.679,06
Gaseificador	G-204	Rudd-Watson	gal	35214,135	Aço inoxidável	288.112,94	201.679,06
Reator SMR-PBR	R-301	Rudd-Watson	gal	1680,134	Aço inoxidável	38.876,26	27.213,38
Trocador de calor	TC - 401	Rudd-Watson	ft ²	2229,6364	Aço inoxidável	102.619,89	46.178,95
Trocador de calor	TC - 402	Rudd-Watson	ft ²	1908,54896	Aço inoxidável	92.323,15	41.545,42

(Continuação)

Equipamento	TAG	Metodologia	Unidade	Tamanho	Material	Preço equipamentos (US\$)	Valor da instalação (US\$)
Trocador de calor	TC - 101	Rudd-Watson	m³/h	13000	Aço inoxidável	56.745,97	25.535,69
Trocador de calor	TC - 102	Rudd-Watson	m³/h	13000	Aço inoxidável	56.745,97	25.535,69
Trocador de calor	TC - 201	Fabricante	m³/h	13000	Aço inoxidável	56.745,97	25.535,69
Trocador de calor	TC - 202	Fabricante	m³/h	13000	Aço inoxidável	56.745,97	25.535,69
Trocador de calor	TC - 203	Fabricante	m³/h	13000	Aço inoxidável	56.745,97	25.535,69
Trocador de calor	TC - 204	Rudd-Watson	ft²	14816,5227	Aço inoxidável	202.674,09	91.203,34
Compressor criogênico	CC-402	Rudd-Watson	Hp	2013,625256	Aço inoxidável	1.109.585,51	443.834,20
PSA (adsorção)	PSA-501	Rudd-Watson	lb	101,8536	Aço doce	76.308,36	30.523,35
PSA (adsorção)	PSA-502	Rudd-Watson	lb	13494,04282	Aço doce	114.348,98	45.739,59
PSA (adsorção)	PSA-503	Rudd-Watson	lb	6445,83	Aço doce	91.919,80	36.767,92
Compressor	C-501	Rudd-Watson	Hp	59,501	Aço inoxidável	82.216,98	32.886,79
Compressor	C-502	Rudd-Watson	Hp	23,618	Aço inoxidável	39.258,76	15.703,51
Compressor	C-503	Rudd-Watson	Hp	13,974	Aço inoxidável	25.798,75	10.319,50
Compressor	C-301	Rudd-Watson	Hp	15609,497	Aço inoxidável	7.080.325,82	2.832.130,33

(Conclusão)

Equipamento	TAG	Metodologia	Unidade	Tamanho	Material	Valor da instalação	
						Preço equipamentos (US\$)	(US\$)
Tanque	TK-302	Rudd-Watson	gal	9546,64	Aço inoxidável	112.102,25	33.630,68
Tanque	TK-304	Rudd-Watson	gal	2083,76	Aço inoxidável	43.736,61	13.120,98
Tanque	TK-305	Rudd-Watson	gal	6032,25	Aço inoxidável	78.010,72	23.403,22
Tanque	TK-301	Rudd-Watson	gal	1112,12	Aço inoxidável	29.632,86	8.889,86
Tanque	TK-303	Rudd-Watson	gal	9546,64	Aço inoxidável	112.102,25	33.630,68
Tanque	TK-201	Rudd-Watson	gal	1450,305	Aço inoxidável	34935,28	10480,58
Exaustor	E - 301	Fabricante	m³/h	15444	Aço inoxidável	926,00	370,40
Exaustor	E - 401	Fabricante	m³/h	22932	Aço inoxidável	2.126,00	850,40
Misturador	M - 301	Fabricante	m³/h	20567,21	Aço inoxidável	718,00	323,10
Total						12.354.800,43	5.338.390,57

Fonte: Autores, 2023.

Após ser calculado o valor total despendido com os equipamentos, calculou-se o valor da entrega dos mesmos, a qual resultou em US\$ 1.235.480,04, assim, o valor total dos equipamentos entregues equivale a US\$ 13.590.280,48.

7.1.2 Determinação do investimento total

O restante dos investimentos foi calculado a partir do valor dos equipamentos entregues e os valores encontrados estão apresentados na Tabela 7.2.

Tabela 7.2 – Investimento total

Investimento		Valor (US\$)
Investimento Fixo		
Investimentos Diretos		
Equipamentos entregues	100%	13.590.280,48
Custo total com instalação de equipamentos	-	5.338.390,57
Instrumentação e controle	26%	3.533.472,92
Instalação de Tubulação	31%	4.212.986,95
Sistemas Elétricos	-	20.872.734,30
Construção	29%	3.941.181,34
Construção Pátio Externo	12%	1.630.833,66
Instalação de Serviços	55%	7.474.654,26
Total Investimentos Diretos	26%	60.594.534,47
Investimentos Indiretos		
Engenharia e supervisão	32%	4.348.889,75
Despesas construção	34%	4.620.695,36
Despesas legais	4%	543.611,22
Serviços terceirizados	19%	2.582.153,29
Despesas eventuais	37%	5.028.403,78
Total Investimentos indiretos		17.123.753,40
TOTAL Investimento Fixo (FCI)		77.718.287,87
INVESTIMENTO DE GIRO		
Capital de giro	75%	10.192.710,36
INVESTIMENTO TOTAL		87.910.998,23

Valor BNDES	80%	70.328.798,58
Valor sócios investidores	20%	17.582.199,65

Fonte: Autores, 2023.

Os Investimentos Indiretos, Engenharia e Supervisão são os valores relacionados aos gastos com escritório, já as Despesas construção são os valores referentes à construção da indústria, e as Despesas legais são as documentações relacionados à abertura da empresa. Os Serviços terceirizados são os relacionados com possíveis gastos como limpeza geral da fábrica, e por fim as despesas eventuais são os gastos inesperados que podem surgir com a construção da indústria.

Para os sistemas elétricos, foi considerada a potência total gasta com cada equipamento, considerando o valor da energia do estado de São Paulo de R\$ 0,656/kW. Os valores obtidos podem ser analisados na Tabela 7.3.

Tabela 7.3 – Energia necessária por equipamento

Equipamento	Potência (kW)
T-101 e T-102	284,56
TC -101 e TC-102	338,78
S-101 e S-102	134,97
TC 201 – 204	600,00
G-201 a G-204	16.072,32
C-201	1.000,73
E-201	258,39
CC-301	1.1640,67
E-301	1457,80
PSA-301	35,99
PSA-302	5,92
PSA-303	208,60
C-301	69,14

C-302	27,62
C-303	8,53
Total	19.728,54
Custo/ano (US\$)	20.872.734,30

Fonte: Autores, 2023.

7.1.3 Financiamento

Para o financiamento do projeto, foi escolhido o programa de financiamento Finem Crédito para projetos Direto (BNDES, 2023), do Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social (BNDES). Nesse programa, o presente projeto se enquadra no investimento do tipo “Financiamento para expansão e modernização da infraestrutura de geração de energia a partir de fontes renováveis” o qual apresenta a taxa de remuneração do BNDES equivalente a 1,1% ao ano e financiamento máximo de 80% do valor do projeto. Portanto, considerou-se que 80% do valor do investimento inicial será financiado pelo BNDES e os 20% restantes serão adquiridos do grupo de sócios investidores.

Para o cálculo da taxa de juros, utilizou-se a Equação 1. A taxa de remuneração do BNDES utilizada foi a de 1,1% a.a., e a taxa do agente financeiro, a qual é negociada entre a instituição financeira credenciada do BNDES e a empresa beneficiária do financiamento, foi considerada como 3% a.a.

$$Taxa\ de\ juros = (1 + Custo\ financeiro) \cdot (1 + Taxa\ do\ BNDES) \cdot (1 + Taxa\ do\ Agente) - 1 \quad (1)$$

Para o custo financeiro, foi analisado o cenário de 2023, em que a taxa fixa do BNDES para o período de 12 meses (TFB120) é equivalente a 12,21% a.a. (BNDES, 2023) e a taxa Selic equivalente a 13,75% a.a. Utilizando-se a TFB120 como custo financeiro, tem-se que a taxa de juros para o ano de 2023 é equivalente a 16,85% a.a. Os dados das taxas de juros podem ser analisados na Tabela 7.4.

Tabela 7.4 – Juros referente ao ano de 2023

Taxa	Valor (%)
Taxa de juros	16,85
Taxa fixa do BNDES	12,21

Remuneração do BNDES	1,10
Fator taxa do agente	3,00
Taxa selic (TMA)	13,75

Fonte: TIPI, 2022.

Assim, considerando um financiamento que será quitado em um período de 12 anos por um sistema de amortização constante (SAC) e com carência de dois anos, equivalente ao período de construção da indústria, tem-se as parcelas anuais de financiamento conforme apresentado na Tabela 7.5.

Tabela 7.5 – Parcelas do financiamento

Ano	Parcela	Juros	Amortização	Saldo Devedor
0	-	-	-	70.328.798,58
1	17.711.135,78	11.850.402,56	5.860.733,22	64.468.065,37
2	16.723.602,23	10.862.869,01	5.860.733,22	58.607.332,15
3	15.736.068,68	9.875.335,47	5.860.733,22	52.746.598,94
4	14.748.535,14	8.887.801,92	5.860.733,22	46.885.865,72
5	13.761.001,59	7.900.268,37	5.860.733,22	41.025.132,51
6	12.773.468,04	6.912.734,83	5.860.733,22	35.164.399,29
7	11.785.934,50	5.925.201,28	5.860.733,22	29.303.666,08
8	10.798.400,95	4.937.667,73	5.860.733,22	23.442.932,86
9	9.810.867,40	3.950.134,19	5.860.733,22	17.582.199,65
10	8.823.333,86	2.962.600,64	5.860.733,22	11.721.466,43
11	7.835.800,31	1.975.067,09	5.860.733,22	5.860.733,22
12	6.848.266,76	987.533,55	5.860.733,22	0,00

Fonte: Autores, 2023.

7.2 ESTIMATIVAS DE CUSTOS

Custo é todo e qualquer gasto ou saída de caixa que uma empresa tem, e que esteja diretamente relacionado à produção dos produtos ou serviços, logo, é de extrema importância os seus cálculos, para posteriormente análise dos indicadores. Eles são divididos em duas principais categorias: Custos de produção e Custos gerais. São os custos relacionados ao

funcionamento da indústria e o seu valor total será sanado ao longo dos anos de operação da planta.

7.2.1 Custos com produção

Os custos com produção envolvem todo o valor que é gasto no processo produtivo da *Gas to Farm*, desde o preço das matérias-primas até o valor investido em marketing e vendas para o produto. De acordo com Peters, Timmerhaus e West (2003), esse tipo de custo se divide em Custos variáveis de produção, Custos fixos e Custos indiretos.

7.2.1.1 Custos variáveis de produção

Os custos variáveis de produção incluem despesas diretamente ligadas à produção, como custos com matéria-prima, utilidades de processo, mão-de-obra, manutenção e reparos, materiais de laboratório, suprimentos operacionais e catalisadores. Também se considera um gasto de 2% do investimento total para manutenção anual, a partir do terceiro ano desde o início do empreendimento. O resumo dos custos com matéria-prima é apresentado na Tabela 7.6. Além disso, foi levado em consideração o preço do dólar como R\$ 5,00.

Tabela 7.6 – Custos com matéria-prima

Matéria Prima	Preço (US\$/kg)	Referência	Quantidade (t/dia)	Valor (US\$/ano)
Bagaço de cana	0,03	Alibaba (2023)	240,00	2.628.000,00
Carvão ativado	0,80	Alibaba (2023)	1853,30	541.163.600,00
Zeólita	0,36	Alibaba (2023)	289,42	38.029.788,00
Níquel	16,23	Brasil Investing (2023)	348,33	2.063.235,22
Total				583.884.623,20

Fonte: Autores, 2023.

7.2.1.2 Utilidades

Os custos das utilidades envolvem a distribuição de vapor, água, ar comprimido e eletricidade para as diferentes demandas da indústria, conforme o dimensionamento das tubulações. Foram cotados valores dos sistemas de distribuição das utilidades, visto que o sistema produtor de vapor já está listado nos equipamentos de processo, e a subestação elétrica já se encontra no terreno adquirido. Para o cálculo de custos com a água, utilizou-se para a água potável a água de rede pública, e seu valor é estipulado pela Companhia de Saneamento Básico do Estado de São Paulo (Sabesp), sendo R\$3,06/m³.

Tabela 7.7 – Utilidades do processo

Item	Preço (R\$/m ³)	Quantidade/h (m ³)	Quantidade/ano (m ³)	Valor (US\$)
Água potável (fria)	3,06	41,95	402.960,00	80.592,00

Fonte: Autores, 2023.

7.2.1.3 Salário dos funcionários

O cálculo realizado para obtenção do número de funcionários está apresentado no Apêndice C, o qual resultou em um total de 317 colaboradores. Para calcular o salário de cada funcionário, utilizou-se os valores médios dados pelo site Glassdoor (2022). O valor referente a cada tipo de serviço está presente na Tabela 7.8. Assim, tem-se que a empresa despende anualmente US\$ 2.009.541,60 com o salário dos funcionários.

Tabela 7.8 – Salário para cada funcionário

Tipo de atividade	Quantidade de funcionários	Salário total de funcionários (US\$/ano)
Operador de processo	281	1.675.209,60
Supervisores industriais	7	72.240,00
Técnico de segurança	2	14.400,00
Comercial	2	14.400,00
Administrativo-financeiro	2	14.400,00
Gestão de pessoas	2	14.400,00
Qualidade	3	19.440,00
P&D (Técnico)	2	25.488,00
Químico Industrial	2	26.452,80
Projetos	2	28.478,40
Limpeza e outros serviços	10	38.880,00
Engenheiro Supervisor	1	24.650,40
Engenheiro Químico de Processo	1	17.102,40
Engenheiro Responsável laboratório	1	24.000,00
Total	317	2.009.541,6

Fonte: Autores, 2023.

7.2.1.4 Custos Fixos

Os custos fixos são custos que não variam, ou variam muito pouco com a variação da quantidade produzida. Eles incluem custos com financiamento, os quais foram descritos anteriormente, e custos com seguro, os quais equivalem a 1% do valor do investimento fixo.

7.2.1.5 Custos Indiretos

Os custos indiretos incluem despesas com hospital e serviços de saúde, serviços de segurança, plano de saúde, entre outros. Seu valor equivale a 50% da soma dos valores despendidos com mão-de-obra e manutenção (PETERS, TIMMERHAUS, WEST, 2003).

7.2.2 Custos gerais

Os custos gerais da planta industrial envolvem despesas com o processo de vendas, distribuição e marketing dos produtos, incluindo os pagamentos para os trabalhadores envolvidos, suprimentos, comissões, entre outros custos. No presente projeto, considerou-se que esse serviço será realizado por empresas terceirizadas. Além disso, tem-se como custos gerais o valor despendido com pesquisa e desenvolvimento, o qual inclui custos operacionais e custo de materiais e suprimentos. Esse custo equivale a aproximadamente 10 % da receita.

7.2.3 Custo total

Após contabilizar todos os custos com produção, calculou-se que o custo total despendido para a produção é de US\$ 720.374.718,67 e mais resultados podem ser observados na Tabela 7.9.

Tabela 7.9 – Custos totais do processo

Custo		Valor
	Custo de Produção	
Matéria Prima	-	583.884.623,22
Utilidades	-	80.592,00
Salários	-	2.009.541,60
Manutenção e Reparos	2% Investimento fixo	1.554.365,76
Suprimentos Operacionais	15 % Manutenção	233.154,86
Materiais de Laboratório	10% Mão de obra	200.954,16
Seguro	1% Investimento Fixo	777.182,88

Saúde e Segurança	50% (Mão de obra + Manut)	1.781.953,68
Total Custos de Produção		590.522.368,16
Custos Gerais		
Pesquisa e Desenvolvimento	2% Receita	115.444.856,13
Marketing e Comercial	2% (Custos prod + pesquisa e desenv)	14.407.494,37
Total Custos Gerais		129.852.350,51
Custos Totais		720.374.718,67

Fonte: Autores, 2023.

Após a realização dos cálculos, tem-se que a vida útil do empreendimento é de 27 anos, sendo 2 anos para a construção da planta e 25 anos de operação. A planta produtiva opera durante 365 dias por ano. O investimento total é realizado nos primeiros dois anos de vida útil do projeto, sendo 50% realizado no primeiro ano e os 50% restantes no segundo ano. A produção inicia a partir do terceiro ano com 60% da capacidade total da planta, e a partir do quarto ano atinge 100% da capacidade.

7.3 RECEITA

As receitas do projeto são provenientes do Hidrogênio de pureza 99,9% para a indústrias de fertilizante Yara, da venda de Dióxido de Carbono com pureza de 99,9% para a indústria de refrigerantes, Oxigênio com 99,9% de pureza e Nitrogênio com 99,9% de pureza serão vendidos para Yara também. Como a *Gas to Farm* é localizada em uma zona industrial, esses gases serão transportados para as outras empresas por dutos, os quais terão seus custos de instalação quitados pela própria empresa que adquirir os produtos.

De acordo com a cotação da indústria White Martins em 2023, determinou-se o preço de venda dos gases hidrogênio, oxigênio, nitrogênio e gás carbônico. Com isso, obteve-se o valor da receita bruta anual da indústria *Gas to Farm*, demonstrada na Tabela 7.10.

Tabela 7.10 – Receita Bruta anual

Item	Preço de Venda (US\$/kg)	Quantidade (kg/h)	Receita Bruta Anual (US\$)
Gás Carbônico	8,4	4.377,78	322.134.330,92
Gás Hidrogênio	20,59	329,23	57.681.096,00

Gás Oxigênio	10,30	2.205,46	193.198.296,00
Gás Nitrogênio	8,47	8000	581.434.838,40
Total			1.154.448.561,32

Fonte: Autores, 2023.

7.4 DEPRECIÇÃO

A depreciação corresponde ao custo da desvalorização das instalações físicas da planta industrial, as quais se deterioram durante a vida útil do processo. O valor destinado à manutenção dos equipamentos foi estimado como 10% do custo de compra (TOWLER; SINNOTT, 2008). Desta forma, o custo anual da depreciação e manutenção dos equipamentos é de US\$ 1.235.480,04.

7.5 IMPOSTOS

Para obtenção do lucro líquido da empresa, é necessário descontar os impostos cobrados pelo governo. Dentre os tributos tem-se o Imposto sobre a Renda das Pessoas Jurídicas (IRPJ), o qual tem uma taxa de 15% a.a. sobre o lucro bruto, a Contribuição Social sobre o Lucro Líquido (CSLL), na qual a alíquota base sobre a indústria é igual a 12% sobre o lucro e o imposto a pagar é 9% desse valor, o Programa de Integração Social (PIS), que equivale a 1,65% a.a., a Contribuição para Financiamento da Seguridade Social (COFINS), que equivale a 7,6% a.a., e o Imposto sobre Circulação de Mercadorias e Serviços (ICMS), que no estado de São Paulo equivale a 18% a.a. do preço da mercadoria.

O total de impostos calculados sobre a indústria *Gas to Farm* pode ser analisado na Tabela 7.11.

Tabela 7.11 – Total de impostos a pagar

IMPOSTOS		
Imposto	Taxa	Valor a pagar
Imposto de renda (IRPJ)	0,15	64.925.754,39
CSLL	-	-
Alíquota base de cálculo	0,12	4.674.654,32
Alíquota	0,09	-

PIS	0,0165	7.141.832,98
COFINS	0,08	32.895.715,56
IPI	0	9,00
ICMS	0,18	207.800.741,04
Total imposto		317.438.707,29

Fonte: Autores, 2023.

7.6 LUCRO BRUTO, LUCRO LÍQUIDO E FLUXO DE CAIXA LÍQUIDO

A partir dos valores calculados para os custos totais, receita, depreciação e impostos foi possível calcular o lucro bruto (LB), lucro líquido (LL) e fluxo de caixa (FC) do empreendimento, conforme a metodologia proposta por Peters, Timmerhaus e West (2003), a qual calcula o LB, LL e FC a partir das Equações 2, 3 e 4, respectivamente.

$$LB = Receita - Custos Totais - Depreciação \quad (2)$$

$$LL = LB - Impostos \quad (3)$$

$$FC = LL + Depreciação \quad (4)$$

O LB, LL e FC foram calculados para o cenário do ano de 2023, e seus valores estão apresentados na Tabela 7.12.

Tabela 7.12 – Fluxo de caixa

Ano	Receita (US\$)	Custos Totais (US\$)	Parcelas Financ. (US\$)	Depreciação (US\$)	LB (US\$)	Impostos (US\$)	Lucro líquido (US\$)	Fluxo descontado acumulado (US\$)
1	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-43.955.499,11	-43.955.499,11
2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-43.955.499,11	-87.910.998,23
3	692.669.136,79	432.224.831,20	17.711.135,78	1.235.480,04	241.497.689,77	233.958.149,25	7.539.540,53	-80.196.694,43
4	1.154.448.561,32	720.374.718,67	16.723.602,23	1.235.480,04	416.114.760,38	396.092.670,11	20.022.090,27	-63.767.706,38
5	1.154.448.561,32	720.374.718,67	15.736.068,68	1.235.480,04	417.102.293,93	396.539.529,04	20.562.764,89	-48.957.288,51
6	1.154.448.561,32	720.374.718,67	14.748.535,14	1.235.480,04	418.089.827,48	396.986.387,97	21.103.439,51	-35.614.194,60
7	1.154.448.561,32	720.374.718,67	13.761.001,59	1.235.480,04	419.077.361,02	397.433.246,90	21.644.114,12	-23.600.093,28
8	1.154.448.561,32	720.374.718,67	12.773.468,04	1.235.480,04	420.064.894,57	397.880.105,83	22.184.788,74	-12.788.655,76
9	1.154.448.561,32	720.374.718,67	11.785.934,50	1.235.480,04	421.052.428,12	398.326.964,76	22.725.463,36	-3.064.675,33
10	1.154.448.561,32	720.374.718,67	10.798.400,95	1.235.480,04	422.039.961,66	398.773.823,69	23.266.137,97	5.676.775,56
11	1.154.448.561,32	720.374.718,67	9.810.867,40	1.235.480,04	423.027.495,21	399.220.682,62	23.806.812,59	13.531.147,05
12	1.154.448.561,32	720.374.718,67	8.823.333,86	1.235.480,04	424.015.028,76	399.667.541,55	24.347.487,21	20.585.169,89
13	1.154.448.561,32	720.374.718,67	7.835.800,31	1.235.480,04	425.002.562,30	400.114.400,48	24.888.161,82	26.917.568,76
14	1.154.448.561,32	720.374.718,67	6.848.266,76	1.235.480,04	425.990.095,85	400.561.259,41	25.428.836,44	32.599.730,50
15	1.154.448.561,32	720.374.718,67	0,00	1.235.480,04	432.838.362,61	403.660.100,12	29.178.262,49	38.297.456,96
16	1.154.448.561,32	720.374.718,67	0,00	1.235.480,04	432.838.362,61	403.660.100,12	29.178.262,49	43.306.447,26
17	1.154.448.561,32	720.374.718,67	0,00	1.235.480,04	432.838.362,61	403.660.100,12	29.178.262,49	47.709.955,22
18	1.154.448.561,32	720.374.718,67	0,00	1.235.480,04	432.838.362,61	403.660.100,12	29.178.262,49	51.581.171,00
19	1.154.448.561,32	720.374.718,67	0,00	1.235.480,04	432.838.362,61	403.660.100,12	29.178.262,49	54.984.437,63

(Conclusão)

Ano	Receita (US\$)	Custos Totais (US\$)	Parcelas Financ. (US\$)	Depreciação (US\$)	LB (US\$)	Impostos (US\$)	Lucro líquido (US\$)	Fluxo descontado acumulado (US\$)
20	1.154.448.561,32	720.374.718,67	0,00	1.235.480,04	432.838.362,61	403.660.100,12	29.178.262,49	57.976.320,37
21	1.154.448.561,32	720.374.718,67	0,00	1.235.480,04	432.838.362,61	403.660.100,12	29.178.262,49	60.606.546,96
22	1.154.448.561,32	720.374.718,67	0,00	1.235.480,04	432.838.362,61	403.660.100,12	29.178.262,49	62.918.834,07
23	1.154.448.561,32	720.374.718,67	0,00	1.235.480,04	432.838.362,61	403.660.100,12	29.178.262,49	64.951.613,95
24	1.154.448.561,32	720.374.718,67	0,00	1.235.480,04	432.838.362,61	403.660.100,12	29.178.262,49	66.738.673,19
25	1.154.448.561,32	720.374.718,67	0,00	1.235.480,04	432.838.362,61	403.660.100,12	29.178.262,49	68.309.714,27
26	1.154.448.561,32	720.374.718,67	0,00	1.235.480,04	432.838.362,61	403.660.100,12	29.178.262,49	69.690.849,29
27	1.154.448.561,32	720.374.718,67	0,00	1.235.480,04	432.838.362,61	403.660.100,12	29.178.262,49	70.905.033,92

Fonte: Autores, 2023.

7.7 AVALIAÇÃO DOS INDICADORES DA ANÁLISE ECONÔMICA

A análise de viabilidade econômica do projeto foi realizada a partir de dois critérios de engenharia econômica: o Valor Presente Líquido (VPL) e a Taxa Interna de Retorno (TIR).

7.7.1 Valor presente líquido (VPL)

O VPL determina o valor presente de uma série de pagamentos futuros e é obtido pela soma de todos os valores do fluxo de caixa líquido trazidos para a data presente descontando-se uma taxa equivalente à Taxa Mínima de Atratividade (TMA). A TMA é a taxa que corresponde ao rendimento de um investimento alternativo de baixo risco para o investidor, a qual, para este projeto, foi considerada igual à taxa Selic, equivalente a 13,75% para o ano de 2023. Para que o projeto seja economicamente viável, seu VPL deve ser positivo. O VPL encontrado no projeto foi de US\$ 623.768.551,80 sendo considerado adequado para o cenário econômico da empresa.

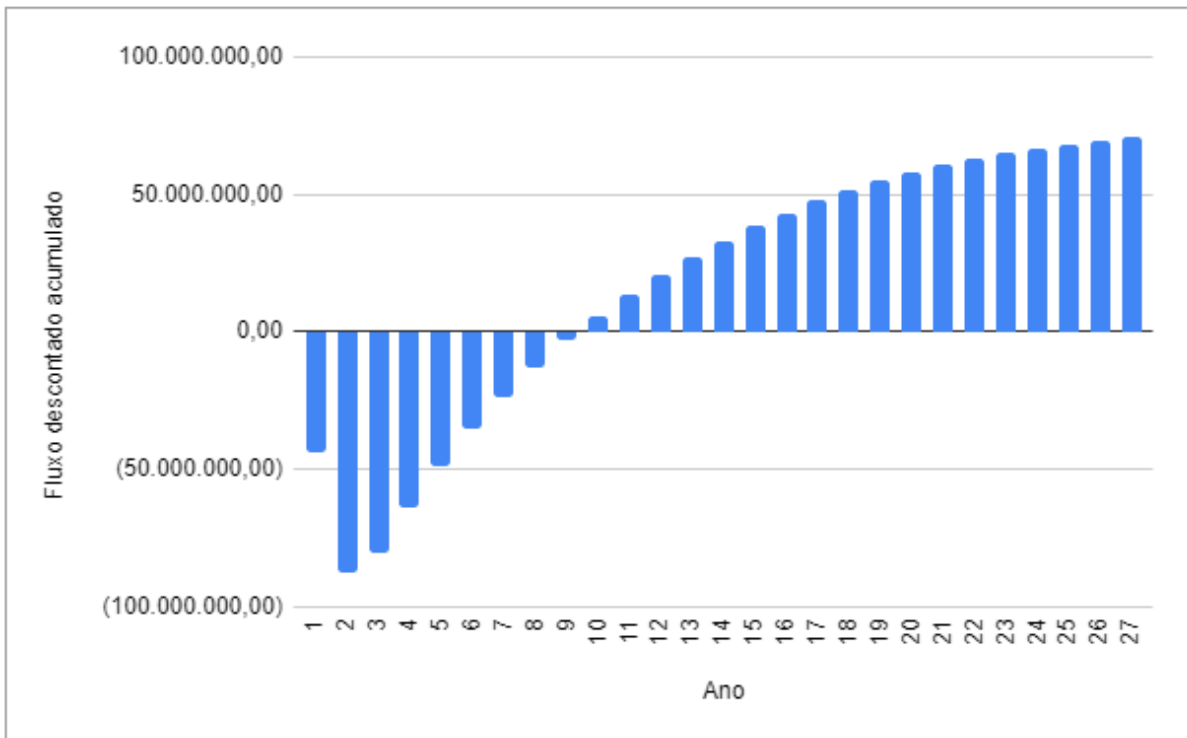
7.7.2 Taxa interna de retorno (TIR)

É calculada a partir do fluxo de caixa da empresa ao longo de um período. Ela calcula a taxa de desconto que um fluxo de caixa deve ter para que seu Valor Presente Líquido (VPL) seja equivalente a zero. Ela indica se um projeto econômico é viável a partir da comparação entre seu resultado e a TMA. Quando a TIR do projeto possuir um valor maior que a TMA significa que o projeto é viável. No presente projeto, foi encontrado o valor de TIR de 22%, sendo esse valor maior do que a TMA adotada, pode-se dizer que o projeto é muito atrativo.

7.7.3 Payback

O *Payback* é um indicador que aponta o tempo necessário para para haver retorno sobre o investimento feito, onde a empresa começa a dar lucro. Relacionando-o com o indicador anterior, é o tempo necessário até o VPL zerar e dar números positivos. Dessa forma, quanto menor o *Payback*, melhor para os investidos e para a saúde da empresa.

Figura 7.1 – *Payback* do investimento



Fonte: Autores, 2023.

De acordo com a Figura 7.1, o tempo de *payback* do projeto é de 10 anos, apresentando um bom indicador para a empresa.

8. CONSIDERAÇÕES FINAIS

Atualmente, a preocupação com a substituição de tecnologias poluentes para tecnologias verdes está em pauta muito fortemente e, por conta disso, a utilização de resíduos de outros processos como matéria-prima tem uma grande importância. Portanto, a rota de gaseificação do bagaço da cana-de-açúcar para a produção de diversos gases industriais importantes que a *Gas to Farm* apresenta tem uma ampla relevância, principalmente pelo principal mercado alvo ser a indústria de fertilizantes que é conhecida pelos grandes impactos ambientais.

Apesar de não serem empregadas as tecnologias mais comuns atualmente, para o hidrogênio, nitrogênio, oxigênio e dióxido de carbono, a rota escolhida se iniciando na gaseificação seguida de uma forma renovável da reforma a vapor tem um ponto extremamente importante por não possuir efluentes no processo e por se tratar de um processo contínuo, tem capacidade de competir no mercado já que a capacidade de produção aumenta significativamente.

Além das 199,1 toneladas de nitrogênio são produzidas 105,06 toneladas de dióxido de carbono, 52,9 toneladas de oxigênio e 7,9 toneladas de hidrogênio por dia totalizando 365 toneladas de gases industriais com 99,99% de pureza por dia, sem nenhuma emissão direta de gases poluentes e com aproveitamento de todos os resíduos produzidos ao longo do processo totalizando 133 mil toneladas de produtos anualmente a partir de 3650 toneladas de bagaço da cana-de-açúcar, que é o resíduo da indústria de etanol.

A localização escolhida se encontra entre duas indústrias de etanol, mais especificamente na cidade de Ariranha, no estado de São Paulo, onde também estão localizadas as empresas alvo do mercado consumidor desejado e está perto de cidades como Campinas que possuem mão-de-obra qualificada para 317 funcionários necessários para o funcionamento da *Gas to Farm*.

Em relação ao ponto de vista econômico, apesar da alta demanda de capital para equipamentos e custo energético, por se tratar de gases, o investimento gerou um *Payback* em 10 anos contando com um TMA de 13,75% e um VPL de US\$ 623.768.551,80 indicando um projeto economicamente viável.

Por fim, a *Gas to Farm* conta com uma viabilidade tecnológica e econômica de uma forma sustentável levando em conta todos os pontos abordados neste projeto apesar das limitações energéticas por se tratar de altas temperaturas e altas pressões e do uso de trocadores

de calor a base de diesel, sendo pontos importantes de melhoria para um processo ainda mais sustentável.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABBASFARD, Hamed; *et al.* Mathematical Modeling and Simulation of Drying Using Two Industrial Concurrent and Countercurrent Rotary Dryers for Ammonium Nitrate. Department of Chemical Engineering, College of Engineering, Shahid Bahonar University of Kerman, Kerman, Iran. 2013.

AIRPRODUCTS. Nitrogênio, o gás inerte usado em uma variedade de aplicações. Disponível em: <https://www.airproducts.com.br/gases/nitrogen#/>. Acesso em: 04 de julho de 2023.

ALMEIDA, A. Produção de fertilizantes organomineral a partir de resíduos orgânicos. Monografia (Monografia em Engenharia química) – Universidade de Uberaba. Uberaba, MG. 2018.

ALVES, Helton José. Tecnologias de Produção de Hidrogênio. Programa de Pós-Graduação em Bioenergia, 2017. Universidade Federal do Paraná. Disponível em: <https://palotina.ufpr.br/bioenergia/wp-content/uploads/sites/5/2017/05/Aula-H2-Bioenergia-1.pdf>

AMHAMED, A.I.; QARNAIN, S.S.; HEWLETT, S.; SODIQ, A.; ABDELLATIF, Y.; ISAIFAN, R.J.; FAWWAZ ALREBEI, O. Ammonia Production Plants. A Review. *Fuels* 2022,3, 408–435.

Ammonia Technology Roadmap, International Energy Agency, 2021.

AMOS, Wade A. National Renewable Energy Laboratory (NREL). Costs of Storing and Transporting Hydrogen, 1998. Disponível em: <https://www.nrel.gov/docs/fy99osti/25106.pdf>.

APPL, M. Ammonia: Principles and Industrial Practice. Weinheim: Wiley–VCH, 1999.

ARAUZO, J. “Reactores de Lecho Movil Downdraft”, Encuentro sobre gasificación de biomasa, Madrid – España. 1999.

ARMOR, J.N., 1999, “The multiple roles for catalysis in the production of H₂”, Applied Catalysis A, v. 176, pp. 159-176.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. NBR 12176: Cilindros para gases. Rio de Janeiro, 1999.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. NBR 8190: Simbologia e Instrumentação. Rio de Janeiro, 1983.

AWASTHI, A.; SCOTT, K.; BASU, S. Dynamic modeling and simulation of a proton exchange membrane electrolyzer for hydrogen production. International Journal of Hydrogen Energy, v. 36, n. 22, p. 14779–14786, 2011. Elsevier Ltd. Disponível em: <http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0360319911006343>.

BABICKI, M.; HALL A., “PSA Technology Hits the Fast Lane”, QuestAir Technologies Inc.. Disponível em www.chemicalprocessing.com/articles/2003/322.html?page=print.

BARBIR, F., GOMEZ, T.. Efficiency and economics of proton exchange membrane (PEM) fuel cells. International Journal of Hydrogen Energy, v. 21, p. 891–901, 1996.

BARROS, Geraldo. Relatório do PIB do Agronegócio 2022. Centro de Estudos Avançados em Economia Aplicada – CEPEA. 2023.

BASTOS, Lauro Pessoa Barbieri. Estudo e Projeto de um Sistema de Resfriamento com Nitrogênio Líquido em Bombas Tesla 2017. Trabalho de Conclusão de Curso em Engenharia Mecânica, CEFET/RJ. Disponível http://www.cefet-rj.br/attachments/article/2943/Projeto%20Final%202017_1%20Estudo%20e%20Projeto%20de%20Sistema%20Resfriamento%20c%20Nitrog%C3%AAnio%20L%20C3%ADquido%20p%20Bobinas%20Tesla.pdf

BERTUCCIOLI, L.; CHAN, A.; HART, D.; *et al.* Development of Water Electrolysis in the European Union. Fuel Cells and Hydrogen Joint Undertaking., 2014. Disponível em: <http://www.fch-ju.eu/sites/default/files/study_electrolyser_0-Logos_0_0.pdf>.

BILBAO, R & FERNANDEZ, F, (1998) “Gasificación de Biomásas en un lecho móvil de corrientes paralelas”. Ingeniería Química, 20 (226) 199–203.

BIČÁKOVÁ, O.; STRAKA, P. Production of hydrogen from renewable resources and its effectiveness. International Journal of Hydrogen Energy, v. 37, n. 16, p. 11563–11578, 2012. Elsevier Ltd. Disponível em: <http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0360319912011901>.

BNDES. BNDES Finem Crédito para projetos Direto. Disponível em: <https://www.bndes.gov.br/wps/portal/site/home/financiamento/produto/bndes-finem-creditoprojetos-direto>. Acesso em: 10 mai. 2023.

BNDES. TFB – Taxa Fixa do BNDES. Disponível em: <https://www.bndes.gov.br/wps/portal/site/home/financiamento/guia/custos-financeiros/tfbtaxa-fixa-bndes>. Acesso em: 10 mai. 2023.

BRAGA ARANTES GARCIA, Gustavo. Aspectos técnicos, econômicos e de sustentabilidade da produção de hidrogênio renovável. Guaratinguetá, 2015. 83p. Dissertação (Mestrado) – Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, 2015.

BRASIL. Ministério da Saúde. Disponível em: https://bvsms.saude.gov.br/bvs/saudelegis/anvisa/2007/rdc0013_28_02_2007.html.

BRASIL. Projeto de Lei nº 725, de novembro de 2022. Disciplina a inserção do hidrogênio como fonte de energia no Brasil, e estabelece parâmetros de incentivo ao uso do hidrogênio sustentável. Brasília. DF. Diário Oficial da União, 2022.

BREATHE. O que é amônia? Riscos à saúde. Breathe, 2022. Disponível em: <https://protecaoespiratoria.com/o-que-e-amonia-riscos-a-saude/>

BRUNNING, Andy. Environmental Impact Of Industrial Reactions. Chemical & Engineering News, 2010.

CABALLERO, Luiza. NH₃: Entenda o que é amônia e seus riscos. eCicle, 2010. Disponível em: <https://www.ecycle.com.br/amonia/>

CALDEIRA, Cinderela; SERRANO, Luiz Roberto. O Brasil tem capacidade de ser autossuficiente na produção de fertilizantes? Jornal da USP, 2022. Disponível em: <https://jornal.usp.br/atualidades/o-brasil-tem-capacidade-de-ser-autossuficiente-na-producao-de-fertilizantes/>

CETESB, Companhia Ambiental do Estado de São Paulo. Padrões de Qualidade do Ar. 2022. Disponível em: [Padrões de Qualidade do Ar | Qualidade do Ar \(cetesb.sp.gov.br\)](https://www.cetesb.sp.gov.br/padrões-de-qualidade-do-ar/).

CETESB. Ficha de Informação de Produto Químico. Hidrogênio Comprimido. Companhia Ambiental do Estado de São Paulo. Disponível em: [CETESB](https://www.cetesb.sp.gov.br/ficha-de-informacao-de-produto-quimico/).

CHI, JUN; YU, HONGMEI. Water electrolysis based on renewable energy for hydrogen production. ScienceDirect, 2018. Disponível em: https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1872206717629498?casa_token=4QXdEe64pEkAAAAA:zUpmTAsonuqs3Eg7YMJI3ANfhNdKEJ1eIbKDEgCK8nbi8Ib26PguLHhE9INfbCz9_YvbKG13N4y_.

COLOMBO, M.. Produtividade do milho safrinha em função de fontes de nitrogênio e estádios de aplicação. – Monografia (Monografia em Agronomia) Universidade Federal do Paraná. Palatina, 2017.

CONAB. Safra Brasileira de Cana-de-Açúcar. Disponível em: <https://www.conab.gov.br/info-agro/safras/cana>

CURIONE, Ricardo. Hinove – Tendências do mercado de fertilizantes para 2022. GlobalFert, 2021. Disponível em: <https://globalfert.com.br/colunistas/tendencias-do-mercado-de-fertilizantes-2022/>

DE PINHO REIS, Lucas. Avaliação da produção de hidrogênio a partir de excedentes de energia eólica utilizando algoritmos evolucionários. Rio de Janeiro, 2017. 234p. Dissertação (Mestrado) – Programa de Pós-graduação em Planejamento Energético, Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2017.

ECYCLE. CO2: definição e impactos do dióxido de carbono. Disponível em: <<https://www.ecycle.com.br/co2/>>. Acesso em: 04 de julho de 2023.

ELEBRATEC. Características Técnica dos Gases: Gás Hidrogênio. Disponível em: <https://www.elebratec.com.br/caracteristicas-tecnicas-dos-gases/gas-hidrogenio/>

Enciclopédia Britannica. Reactivity of Hydrogen. Enciclopédia Britannica. [Enciclopédia online]. Britannica. Disponível em: <https://www.britannica.com/science/hydrogen/Reactivity-of-hydrogen>.

Energy Education Canada. Molecular hydrogen. Energy Education Canada. [Enciclopédia online]. Canada: Energy Education Canada. Disponível em: https://energyeducation.ca/encyclopedia/Molecular_hydrogen#cite_note-1.

EPE. Balanço energético nacional 2015: Ano Base 2014. , 2015a. Rio de Janeiro, Brasil. Disponível em: <https://ben.epe.gov.br/downloads/Relatorio_Final_BEN_2015.pdf>.

FAPESP. Propriedades Do Bagaço Da Cana-De-Açúcar, 1998. Disponível em: <https://revistapesquisa.fapesp.br/propriedades-do-bagaco-da-cana-de-acucar/>

FOREST INDUSTRIES DIVISION, FAO Forestry Department – ONU, “Wood Gas as Engine Fuel”, Paper 72, ISBN 92-5-302436-4., 1993.

FOUHY, K., ONDREY, G.. Hydrogen: Don't count it out. Chemical Engineering, p. 46-48, 1996.

FS ELLIOT. PAP Plus® EH air compressor. 2023. Disponível em: [PAP Plus EH Centrifugal Compressor | FS-Elliott](#).

FUNGARO, D. A.; BRETT, C. M. A. Eletrodos modificados com polímeros perfluorados e sulfonados: Aplicações em análises ambientais. *Quimica Nova*, v. 23, n. 6, p. 805–811, 2000.

GARRET, Donald E. **Chemical Engineering Economics**. 1. ed. New York: Van Nostrand Reinhold, 1989.

GAULIER, G. and Zignago, S. (2010) BACI: International Trade Database at the Product-Level. The 1994–2007 Version. CEPII Working Paper, N°2010–23. BibTex

GLOBALFERT, Nitrogenados – Principais origens de importação no Brasil em 2018, 2019. Disponível em: <https://globalfert.com.br/boletins/nitrogenados-principais-origens-de-importacao-no-brasil-em-2018/>

GLASSDOOR. **Busca de salários e compensações**. Disponível em: <https://www.glassdoor.com.br/Sal%C3%A1rios/index.htm>. Acesso em: 10 mai. 2023.

GOVERNO FEDERAL. **Tabela de Incidência do Imposto sobre Produtos Industrializados (TIPI)**. 2022. Disponível em: <https://www.gov.br/receitafederal/ptbr/aceso-a-informacao/legislacao/documentos-e-arquivos/tipi.pdf>. Acesso em: 10 mai 2023.

HOU, Kaihu. The kinetics of methane steam reforming over a Ni/a-Al₂O catalyst. Chemical Engineering Unit, University of Salford, Maxwell Building, The Crescent, Salford, Manchester M5 4WT, UK. 2000.

HOLLADAY, J. D.; HU, J.; KING, D. L.; WANG, Y. An overview of hydrogen production technologies. *Catalysis Today*, v. 139, n. 4, p. 244–260, 2009. Disponível em: [An overview of hydrogen production technologies – ScienceDirect](#).

HUNT, A. J., SIN, E. H. K., MARRIOTT, R., & CLARK, J. H. (2010). Generation, Capture, and Utilization of Industrial Carbon Dioxide. *ChemSusChem*, 3(3), 306–322. doi:10.1002/cssc.200900169

IEA. The Future of Hydrogen – Seizing today’s opportunities. 2019.

Instituto de Pesquisa Econômica Aplicada (IPEA). PANORAMA DO HIDROGÊNIO NO BRASIL. [Relatório técnico]. Brasília, DF: IPEA, 2021. Disponível em: https://repositorio.ipea.gov.br/bitstream/11058/11291/1/td_2787_web.pdf. Acesso em: 28 maio 2023

COLLINS, Leigh. This is what the massive international clean hydrogen trade may look like in 2050. IRENA. 2022. Disponível em: [This is what the massive international clean hydrogen trade may look like in 2050: Irena | Recharge \(rechargenews.com\)](https://www.rechargenews.com/irena/this-is-what-the-massive-international-clean-hydrogen-trade-may-look-like-in-2050).

JAISWAL, Chitranshi. Industrial Gases Market Research Report Information Type and Application by Region. Market Research Report. July, 2023.

JOSHI A.S., Dincer I. and Reddy B.V. Exergetic assessment of solar hydrogen production methods’, *International Journal of Hydrogen Energy*, 2010; 35: 4901–4908.

KIM, Jong-Nam, *et al.* Production of High-Purity Nitrogen from Air by Pressure Swing Adsorption on Zeolite X. Department of Chemical Engineering, Korea Advanced Institute of Science and Technology. Taejon, Korea. 2006.

KOUMI NGOH, S.; NJOMO, D. An overview of hydrogen gas production from solar energy. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v. 16, n. 9, p. 6782–6792, 2012. Elsevier. Disponível em: <http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S1364032112004698>.

LAGUNA-BERCERO, M. A. Recent advances in high temperature electrolysis using solid oxide fuel cells: A review. *Journal of Power Sources*, v. 203, p. 4–16, 2012.

LYUBOVSKY, M., ROYCHOUDHURY, S. e LAPIERRE, R., 2005, “Catalytic partial oxidation of methane to syngas at elevated pressures”. *Catalysis Letters* , v. 99 , pp. 113.

MACINTYRE, Archibald Joseph. *Instalações hidráulicas: prediais e industriais*. 4 ed. Rio de Janeiro. LTC. 2010.

MADEIRA, Antonio C. F.. *Avaliação da tecnologia de adsorção PSA para remoção de nitrogênio do gás natural*. Escola de Química - UFRJ, 2008.

MAR, 2021. *Industrial Gases Market Size, Share & Trends Analysis Report By Product (Nitrogen, Oxygen), By Application (Healthcare, Manufacturing, Retail), By Distribution (Bulk, Cylinder), And Segment Forecasts, 2023 - 2030*.

MAHLER, Advanced Gas System. *Hydrogen Generation Plants Hydroform C*, 2021. Disponível em: [Mahler AGS Hydrogen Plants Hydroform C \(mahler-ags.com\)](http://mahler-ags.com).

MARCIC, Simon *et al.* *Electricity and Heat Production by Biomass*. Faculty of Energy Technology, University of Maribor, Maribor, Slovenija. 2016.

MENDIS, M.S. “Biomass gasification: Past Experiences and future prospects in developing countries”. In *Pyrolysis and Gasification*, ed, G. L. Ferrero, K. Maniatis, A. Buekens & A.V. Bridgwater. Elsevier Appl. Science, London, UK, pp, 11–28. 1989.

MENDONÇA, R. S.. *Fontes de fertilizantes nitrogenados para a cultura do milho*. 23 f. 2015. – Monografia (Monografia em Agronomia) – Universidade Federal de São João Del Rei. Sete Lagoas – MG. 2015.

MILLET, P.; GRIGORIEV, S. Chapter 2 – Water Electrolysis Technologies. In: L. M. Gandía; G. Arzamendi; P. M. Diéguez (Eds.); *Renewable Hydrogen Technologies*, 2013. Amsterdam: Elsevier.

MOFARAHI, Masoud. *Oxygen Separation from Air by Four–Bed Pressure Swing Adsorption*. Chemical Engineering Department, Tarbiat Modares University. Tehran, Iran. 2009.

MOLINO, A.; CHIANESE, S.; MUSMARRA, D. Biomass gasification technology: the state of the art overview. Journal of Energy Chemistry. National Agency for New Technologies, Energy and Sustainable Economic Development. Matera. Italy. 2016.

NETO, Turíbio Gomes; FREIRE, Jorge. Análise de pureza e teor de água e amônia em hidrazina segundo a norma MIL–P–26536E. Ministério da Ciência e Tecnologia Instituto Nacional de Pesquisas Espaciais. 2002.

NEVES, Juliete. Bases. Educa Mais Brasil, 2019. Disponível em: <https://www.educamaisbrasil.com.br/enem/quimica/bases>

Nova Exaustores. Exaustores Centrífugos. 2021. Disponível em: [Centrífugos \(novaexaustores.com.br\)](http://novaexaustores.com.br)

O’Sullivan, Meghan, *et al.* The Geopolitics of Renewable Energy. Faculty Research Working Paper Series. Berlin, Germany. July, 2017.

ONU – Organização das Nações Unidas. Declaração Universal dos Direitos Humanos da ONU. BRASIL. Instrução Normativa nº 39, de 8 de agosto de 2018. Diário Oficial [da] República Federativa do Brasil, Poder Executivo, Brasília, DF, 8 ago. 2018.

PARKERS, Rachel. World’s biggest green hydrogen project now under construction in China, replacing coal–based H₂. Hydrogen Insight, Rystad Energy. 2023.

PAULA, A. C. S.. Diagnóstico Estratégico da Indústria de Fertilizantes Nitrogenados no Brasil. Monografia (Monografia em Engenharia Química) – Universidade Federal do Rio de Janeiro. Rio de Janeiro. 2020.

PERRY, “Chemical Engineer Handbook”, 6ta ed. McGraw–Hill, New York, 1984.

PETERS, Max S.; TIMMERHAUS Klaus D.; WEST, Ronald E. Plant Design and Economics for Chemical Engineers. 5^a ed. New York: McGraw–Hill, 2003.

PIERANTOZZI, R. (2003). Carbon Dioxide. Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology. doi:10.1002/0471238961.0301180216090518.a01.pub2

PUBCHEM, Compound Summary. Disponível em: <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/783>. Acesso em: 04 de julho de 2023.

RAFIQUL, I.; WEBER, C.; LEHMANN, B.; VOSS, A. Energy efficiency improvements in ammonia production – Perspectives and uncertainties. Energy, v. 30, n. 13, p. 2487–2504, 2005.

REED, T. “ Biomass Gasification” Energy Technology Review: n° 67. Park Ridge, New Jersey, USA. 1981.

REED, T., DASS, A., 1989., Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine Systems, Solar Energy Research Institute (SERI), U.S. Department of Energy Solar Technical Information Program. Third Printing. pp 140.

REETZ JR, H. F. Fertilizantes e seu Uso Eficiente. 1° ed. Copyright 2016 IFA. São Paulo, 2017.

RICARDO, Alberto (2022). Air-Lift. Disponível em: <https://pdfcoffee.com/air-liftdocx-pdf-free.html#Alberto+Ricardo>. Acesso em 29 de junho de 2023.

ROSEN, M. A., SCOTT, D. Comparative efficiency assessments for a range of hydrogen production processes. International Journal of Hydrogen Energy, v. 23, p. 653–659, 1998.

SAIF, Ahmed Gaber. Pyrolysis of Sugarcane Bagasse: The Effects of Process Parameters on SANUY. Patio de biomassa: Entenda os cuidados. Disponível em: <https://blog.sansuy.com.br/patio-de-biomassa-entenda-os-principais-cuidados/>

SCHIEBAHN, S.; GRUBE, T.; ROBINIUS, M.; *et al.* Power to gas: Technological overview, systems analysis and economic assessment for a case study in Germany. International Journal

of Hydrogen Energy, v. 40, n. 12, p. 4285–4294, 2015. Elsevier Ltd. Disponível em: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0360319915001913>.

SCHNITKEY, G., N. PAULSON, C. ZULAUF, K. SWANSON AND J. BALTZ. "[Fertilizer Prices, Rates, and Costs for 2023](#)." farmdoc daily (12):148, Department of Agricultural and Consumer Economics, University of Illinois at Urbana–Champaign, September 27, 2022.

SIEMENS. Kick-off for world's largest electrolysis system in Mainz. Disponível em: <http://www.siemens.com/press/en/feature/2014/corporate/2014-05-energiepark-mainz.php>.

SILVA, Marcelo J. M.; RUGGERO, Paulo André. Gaseificação, Universidade de Campinas.

SIMÕES, Alexander, *et al.* Ammonia in Brazil. The Economic Complexity Observatory: An Analytical Tool for Understanding the Dynamics of Economic Development, 2022.

SIMÕES, Alexander, *et al.* Ammonia. The Economic Complexity Observatory: An Analytical Tool for Understanding the Dynamics of Economic Development, 2022.

SIMONSSON, D., Electrochemistry for a cleaner environment. Chemical Society Review, v. 26, p. 181–189, 1997

SIRCAR, S; GOLDEN, T. Purification of Hydrogen by Pressure Swing Adsorption. Separation Science and Technology, 35:5, PP 667–687. 2000.

STÖCKER, J.; WHYSALL, M.; MILLER, G. Q., “30 Years of PSA Technology for Hydrogen Purification”, UOP LLC, July, 1998. Disponível em: www.uop.com/objects/30YrsPSATechHydPurif.pdf.

The Product Yields. Dept. of Mechanical Power Engineering and Energy, Minia University, Egypt. 2019.

TL BEZERRA, AJ RAGAUSKAS. Review: A review of sugarcane bagasse for second-generation bioethanol and biopower production, 2016.

TOCK, L.; MARÉCHAL, F.; PERRENOUD, M. Thermo–environomic Evaluation of the Ammonia Production. *The Canadian Journal Of Chemical Engineering*. 2015.

TOWLER, G.; SINNOTT, R. *Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*. [S.l.: s.n.], 2013. v. 76. 114–142 p. ISSN 0019–7866. ISBN 9780080966595

TULLO, Alexander. Is ammonia the fuel of the future? Industry sees the agricultural chemical as a convenient means to transport hydrogen. *Chemical & Engineering News*, 2021.

TURNER, J.; SVERDRUP, G.; MANN, M. K.; *et al.* Renewable hydrogen production. *International Journal of Energy Research*. February 2007, p. 379–407, 2008. Disponível em: <http://onlinelibrary.wiley.com/doi/10.1002/er.1372/abstract>.

TURTON, Richard; SHAEIWITZ, Joseph A.; BHATTACHARYYA, Debangsu; WHITING, Wallace B. **Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Process**. 5^a ed. Boston: Pearson Education, Inc., 2018.

U.S. Geological Survey. Disponível em: <https://s3-us-west-2.amazonaws.com/prd-wret/assets/palladium/production/mineral-pubs/nitrogen/mcs-2011-nitro.pdf>.

URSUA, A.; GANDIA, L. M.; SANCHIS, P. Hydrogen Production From Water Electrolysis: Current Status and Future Trends. *Proceedings of the IEEE*, v. 100, n. 2, p. 410–426, 2012. Disponível em: <http://ieeexplore.ieee.org/ielx5/5/6132586/05898382.pdf?tp=&arnumber=5898382&isnumber=6132586>http://ieeexplore.ieee.org/xpls/abs_all.jsp?arnumber=5898382.

VAZZOLER, A. Oxidação Parcial do Propano para Geração de Hidrogênio em Catalisadores Ni/CeO₂/Al₂O₃. Dissertação de Mestrado, Universidade Federal do Rio de Janeiro 2013.

VIKACONTROLS. Soluções em medição e conectividade para produção de gases industriais. Disponível em: <http://www.vikacontrols.com.br/solucoes-em-medicao-e-conectividade-para-a-producao-de-gases-industriais/>

WALSH, M. P., The importance of fuel cells to address the global warming problem. *Journal of Power Sources*, v. 29, p. 13–28, 1990.

XEBEC. Pressure Swing Adsorption (PSA) Systems for Ultra-Pure Hydrogen & Other Industry Gas Purification. 2021. Disponível em: [Xebec-Hydrogen-Brochure.pdf \(xebecinc.com\)](#).

YORK, A. P. E., XIAO, T. e GREEN, M. L. H., 2003, “Brief overview of the partial oxidation of methane to synthesis gas” *Topics in Catalysis*, v. 22, Nos. 3–4, pp. 345- 358.

ZENG, K.; ZHANG, D. Recent progress in alkaline water electrolysis for hydrogen production and applications. *Progress in Energy and Combustion Science*, v. 36, n. 3, p. 307–326, 2010. Elsevier Ltd. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.pecs.2009.11.002>

APÊNDICES

APÊNDICE A – MEMORIAL DE CÁLCULO

O Apêndice A retrata todas as considerações e cálculos realizados para a determinação dos parâmetros do balanço de massa e energia dos equipamentos.

A.1 – BALANÇO DE ENERGIA DO TRITURADOR T-101 E T-102

O triturador tem como objetivo fornecer energia para a redução da partícula do bagaço de cana-de-açúcar, com esse processo tanto o equipamento quanto a partícula sofrem um aumento de temperatura devido ao atrito do processo, fazendo-se necessário considerar o calor perdido na trituração e o calor transferido para a biomassa. O calor perdido do processo de trituração para o bagaço foi calculado pela Equação A.1.

$$Q = F C_p \Delta T \quad (\text{A.1})$$

Em que:

F : Vazão de alimentação (kg/s);

C_p : Capacidade calorífica do bagaço (kJ/kg°C);

ΔT : Diferencial de temperatura (°C).

Considerando a vazão mássica de alimentação de cada triturador de 5 ton/h, a capacidade calorífica do bagaço de 2 kJ/kg, a temperatura de entrada 23,1°C, média anual de São Paulo, e de saída de 40°C, o calor perdido para o bagaço foi de 46,94 kW. O calor requerido para o processo mecânico da trituração foi calculado com a Equação A.2.

$$\frac{P}{T} = 1,46 E_i \left(\frac{1}{\sqrt{D_p}} - \frac{1}{\sqrt{D_f}} \right) \quad (\text{A.2})$$

Em que:

P : Potência requerida (hp);

T : Taxa de alimentação do moinho (ton/min);

E_i : Índice de trabalho (kWh/ton);

D_p : Diâmetro das partículas alimentadas (ft);

D_f : Diâmetro das partículas do produto (ft).

De acordo com Perry e Green, o índice de trabalho E_i pode ser considerado como 4,35 kWh/ton para a biomassa. Considerou-se 16 mm para o diâmetro inicial das partículas (PEGO, 2019) e 0,75 mm para o diâmetro final, conforme o requerido pelos gaseificadores. A taxa de alimentação dos trituradores T-101 e T-102 é de 0,0833 ton/min, de acordo com a capacidade de produção. Com isso, obteve-se um valor de 95,33 kW de potência requerida para o processo mecânico da trituração para cada triturador. Sabe-se que grande parte da potência utilizada para a trituração é perdida como calor para o triturador, dessa forma, considerou-se 93% da potência requerida como calor perdido para o triturador e 7% utilizada para o processo de trituração.

Somando o calor perdido para o bagaço, mais o calor necessário para a trituração, obteve-se o calor total do processo igual a 142,28 kW. Em vista dos possíveis desgastes do equipamento, optou-se por operar com 50% da capacidade, elegendo dois trituradores com potência máxima de 220 kW.

A.2 – BALANÇO DE ENERGIA DOS TROCADORES DE CALOR DOS SECADORES TC-101 E TC-102

A partir do balanço de energia, foi calculado o calor requerido para aquecer a corrente de ar pelos aquecedores TC-101 e TC-102, que foi calculado pela Equação A.3 utilizando o C_p de 1,012 kJ/kgK para o ar. Os parâmetros utilizados na escolha do aquecedor e o resultado do calor necessário estão representados na Tabela A.1.

$$Q = \dot{m} \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (\text{A.3})$$

Onde,

Q : calor requerido para aquecer o ar (kJ/h);

\dot{m} : vazão mássica de ar entrando no aquecedor (kg/h);

C_p : capacidade calorífica do ar (kJ/kg.K);

ΔT : variação de temperatura na entrada e na saída do aquecedor (K).

Tabela A.1 – Variáveis utilizadas na escolha dos aquecedores TC–101 e TC–102

Variável	Valor	Unidade
Vazão de entrada	7500	kg/h
Vazão de saída	7500	kg/h
C_p para o ar	1,01	kJ/kg.K
Temperatura de entrada	23,1	°C
Temperatura de saída	100	°C
Calor necessário	169,39	kW

Fonte: Autores, 2023.

A.3 – BALANÇO DE MASSA E ENERGIA DO SECADOR S–101 E S–102

O balanço de massa global para o secador é calculado pela Equação A.4.

$$F_{a,1} + F_{p,1} = F_{a,2} + F_{p,2} \quad (\text{A.4})$$

Onde,

$F_{a,1}$: vazão de ar de entrada (kg de ar seco/h);

$F_{p,1}$: vazão de bagaço de entrada (kg de sólido úmido/h);

$F_{a,2}$: vazão de ar de saída (kg de ar úmido/h);

$F_{p,2}$: vazão de bagaço de saída (kg de sólido seco/h).

Para a determinação da vazão de saída de bagaço, realizou-se o balanço de massa parcial da água para o secador, de acordo com a Equação A.5.

$$F_{a,1}H_1 + F_{p,1}x_1 = F_{a,2}H_2 + F_{p,2}x_2 \quad (\text{A.5})$$

Onde,

H_1 : umidade absoluta do ar de entrada (kg de água/kg de ar seco);

x_1 : umidade de bagaço (kg água/kg de sólido úmido);

H_2 : umidade absoluta do ar de saída (kg de água/kg de ar úmido);

x_2 : umidade do produto (kg água/kg de sólido seco).

Adotou-se a razão 2:1 de fluxo de ar para fluxo de produto, em volume, na entrada dos secadores (Abbasfard, 2013). Logo, para uma vazão mássica de entrada de 5 t/h de bagaço em cada secador, alimenta-se 7,5 t/h de ar aquecido no secador rotativo. Conforme relata Silva e Lima (2020), a umidade do bagaço é igual a 0,55 kg água/kg bagaço úmido e na saída é necessário reduzir essa umidade para 0,068 kg água/kg bagaço úmido para atender as necessidades do gaseificador escolhido. Outrossim, a umidade absoluta de entrada do ar foi determinada através da Carta Psicrométrica, conhecendo-se as Temperaturas de Bulbo Úmido (TBU) do ar e o percentual de umidade relativa na entrada do processo com base na média anual de São Paulo, obtendo-se 0,0136 kg de água/kg de ar seco. Para a obtenção da umidade absoluta de saída do ar, igualou-se o balanço de massa parcial da água e o balanço de energia e determinou-se a quantidade de água removida do bagaço e a umidade absoluta de saída do ar, obtendo o valor de 1362,65 kg/h de água removida e 0,09 kg de água/kg de ar seco respectivamente. Com isso, diminuiu-se a vazão de água da vazão mássica de entrada e obteve-se a vazão de saída do bagaço e adicionou-se a vazão de água à corrente de saída do ar. Os valores obtidos estão descritos na Tabela A.2.

Tabela A.2 – Variáveis utilizadas no balanço de massa dos secadores S-101 e S-102

Variável	Valor	Unidade
Vazão de entrada	5000,00	kg/h
Vazão de saída	3637,35	kg/h
Umidade de entrada do ar	0,0136	kg água/kg ar
Umidade de saída do ar	0,266	kg água/kg ar
Umidade de entrada do bagaço	0,55	kg água/kg bagaço
Umidade de saída do bagaço	0,068	kg água/kg bagaço

Fonte: Autores, 2023.

O balanço energético para o secador foi determinado pelo conjunto de Equações A.6, A.7, A.8 e A.9.

$$F_{a,1}Ha_1 + F_{p,1}Hp_1 = F_{a,2}Ha_2 + F_{p,2}Hp_2 + Q \quad (\text{A.6})$$

Onde:

$F_{a,1}$: vazão de entrada do ar (kg de ar seco/h);

$F_{p,1}$: vazão de entrada do bagaço (kg de sólido úmido/h);

Ha_1 : entalpia de entrada do ar (kJ/kg de ar seco);

Hp_1 : entalpia de entrada do bagaço (kJ/kg de sólido úmido);

$F_{a,2}$: vazão de saída do ar (kg de ar úmido/h);

$F_{p,2}$: vazão de saída do bagaço (kg de sólido seco/h);

Ha_2 : entalpia de saída do ar (kJ/kg de ar úmido);

Hp_2 : entalpia de saída do bagaço (kJ/kg de sólido seco);

Q : calor necessário (kJ/h).

Sendo,

$$H_a = C_s(T_a - T_R) + H \cdot \lambda \quad (\text{A.7})$$

$$C_s = 1,005 + 1,88 \cdot H \quad (\text{A.8})$$

Onde:

C_s : Calor específico do ar (kJ/kg de ar.°C);

T_a : Temperatura do ar (°C);

T_R : Temperatura de referência (°C);

H : Umidade do ar (kg de água/kg de ar);

λ : Calor latente de vaporização da água (kJ/kg de água).

$$H_p = C_{p,p}(T_p - T_R) + x C_{p,\acute{a}g}(T_p - T_R) \quad (\text{A.9})$$

Onde:

$C_{p,p}$: Calor específico do bagaço (kJ/kg bagaço.°C);

T_p : Temperatura do bagaço (°C);

T_R : Temperatura de referência (°C);

x : Umidade do bagaço (kg água/kg bagaço);

$C_{p,\acute{a}g}$: Calor específico da água (kJ/kg bagaço.°C).

Os parâmetros utilizados para o cálculo da entalpia de entrada e de saída do ar, bem como os resultados obtidos na Equação A.7 estão descritos na Tabela A.3.

Tabela A.3 – Variáveis utilizadas no balanço energético do ar nos secadores S-101 e S-102

Variável	Valor	Unidade
Temperatura de entrada	100	°C
Temperatura de saída	80,4	°C
Umidade de entrada	0,0136	kg água/kg de ar seco
Umidade de saída	0,266	kg água/kg de ar seco
Entalpia de entrada	137,06	kJ/kg ar seco
Entalpia de saída	666,88	kJ/kg ar seco

Fonte: Autores, 2023.

Os parâmetros utilizados para o cálculo da entalpia de entrada e de saída do bagaço, bem como os resultados obtidos na Equação A.9 estão descritos na Tabela A.4.

Tabela A.4 – Variáveis utilizadas no balanço energético do bagaço nos secadores S-101 e S-102

Variável	Valor	Unidade
Temperatura de entrada	40	°C
Temperatura de saída	45	°C
Capacidade calorífica do bagaço	2,00	kJ/kg°C
Umidade de entrada	0,55	kg água/kg de ar seco
Umidade de saída	0,068	kg água/kg de ar seco
Entalpia de entrada	171,96	kJ/kg ar seco
Entalpia de saída	102,79	kJ/kg ar seco

Fonte: Autores, 2023.

Através dos valores obtidos para entalpia do bagaço e do ar, determinou-se o calor de 134,98 kW para a operação dos secadores S-101 e S-102 no processo de secagem, a partir da Equação A.6.

A.4 – BALANÇO DE ENERGIA DOS TROCADORES DE CALOR DOS GASEIFICADORES TC-201, TC-202, TC-203 E TC-204

O calor necessário para aquecer a corrente de ar foi calculado através do balanço de energia através da Equação A.10, utilizando o valor do C_p para o ar em 1,012 kJ/kgK e 2,09 kJ/kg°C para o vapor. Fez-se o uso dos aquecedores TC-201, TC-202 e TC-203 para realizar o aquecimento. Os parâmetros utilizados na escolha do aquecedor e o resultado do calor necessário estão representados na Tabela A.5.

$$Q = \dot{m} \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (\text{A.10})$$

Onde,

Q : calor requerido para aquecer o ar (kJ/h);

\dot{m} : vazão mássica entrando no aquecedor (kg/h);

C_p : capacidade calorífica (kJ/kg.K);

ΔT : variação de temperatura na entrada e na saída do aquecedor (K).

Tabela A.5 – Variáveis utilizadas na escolha dos aquecedores TC-201, TC-202 e TC-203

Variável	Valor	Unidade
Vazão de entrada de ar	2848,79	kg/h
Vazão de saída de ar	2848,79	kg/h
C_p para o ar	1,01	kJ/kg.K
Temperatura de entrada do ar	23,1	°C
Temperatura de saída do ar	250	°C
Calor necessário para aquecer o ar	181,71	kW

Fonte: Autores, 2023.

O balanço de energia do trocador TC-204 foi realizado pelo simulador de processos *UniSim® Design Heat Exchanger* da Honeywell utilizando o módulo STE (*Shell and Tube Heat Exchanger*), de forma a aproveitar a energia da corrente que sai do trocador TC-301. Os dados inseridos no simulador e os obtidos estão representados na Tabela A.6.

Tabela A.6 – Variáveis utilizadas e obtidas no simulador Unisim STE do TC-204

Variável	Valor	Unidade
Vazão de entrada de ar	2848,79	kg/h
Vazão de entrada de vapor	2608,25	kg/h
Vazão de saída de ar	2848,79	kg/h
Vazão de saída de vapor	2608,25	kg/h
C_p para o ar	1,01	kJ/kg.K
C_p para o vapor	2,09	kJ/kg.K
Temperatura de entrada do ar	23,1	°C
Temperatura de entrada do vapor	250	°C
Temperatura de saída do ar	250	°C
Temperatura de saída do vapor	130	°C
Calor fornecido ao ar	181,71	kW

Fonte: Autores (UniSim® STE), 2023.

A.5 – BALANÇO DE MASSA E ENERGIA DO GASEIFICADOR G-201, G-202, G-203 E G-204

A gaseificação é um processo termoquímico que tem por finalidade a conversão de um composto orgânico, na presença de ar, vapor ou oxigênio, em uma fase gasosa e sólida. Os gaseificadores G-201, G-202, G-203 e G-204, irão processar bagaço seco com a presença de ar para obtenção do gás de síntese, que é composto por hidrogênio, monóxido de carbono, dióxido de carbono e metano, carvão e alcatrão como resíduos sólidos. Utilizando a proporção de vazão mássica de bagaço e ar de 1:1,6, proposto por Martínez (2011), a vazão de entrada de bagaço nos gaseificadores é de 1818,68 kg/h e a vazão de ar é de 2848,79 kg/h.

O balanço de massa global dos gaseificadores foi realizado com a Equação A.11.

$$F_{bs} + F_{ar} = F_{gás} + F_{car} + F_{alc} \quad (A.11)$$

Onde,

F_{bs} : Vazão mássica de bagaço seco que entra no gaseificador (kg/h)

F_{ar} : Vazão mássica de ar que entra no gaseificador (kg/h)

$F_{gás}$: Vazão mássica de gás de síntese produzido no gaseificador (kg/h)

F_{car} : Vazão mássica de carvão produzido no gaseificador (kg/h)

F_{alc} : Vazão mássica de alcatrão produzido no gaseificador (kg/h)

Utilizou-se um rendimento de gás de síntese de 80,58% em massa, 17,23% de carvão e o restante em alcatrão, conforme proposto por Saif (2019). A corrente de gás de síntese é composta pelos gases da gaseificação e pelos gases do ar injetado na zona de pirólise. As vazões de saída dos gaseificadores estão descritas na Tabela A.7.

Tabela A.7 – Correntes de saída dos gaseificadores G-201 a G-204

Produto	Vazão mássica (kg.h⁻¹)
Gás de Síntese	4314,28
Carvão	313,36
Alcatrão	39,83

Fonte: Autores, 2023.

Na Tabela A.8, é apresentada a composição de saída do gás de síntese com a presença do agente gaseificante.

Tabela A.8 – Composição de saída do gás de síntese dos gaseificadores G-201 a G-204

Componente	Vazão mássica (kg.h⁻¹)
H_2	0,07
CH_4	188,97
CO	529,57
CO_2	746,88

N_2	2219,94
O_2	590,11
H_2O	38,74

Fonte: Autores, 2023.

O ar trata-se do agente gaseificante da reação, para que o processo atinja máxima eficiência, faz-se necessário o aquecimento até 250°C para que possa ser introduzido ao sistema. Para isso, calculou-se o calor gasto para o aquecimento do agente gaseificante através da Equação A.12.

$$Q = F C_p \Delta T \quad (\text{A.12})$$

Onde,

$$C_p = c_{p\ bs} + H c_{p\ a} \quad (\text{A.13})$$

Sendo:

F: Vazão de ar (kg/s)

C_p : Calor específico do ar (kJ/kg ar seco °C)

$c_{p\ bs}$: Calor específico do ar seco (kJ/kg ar seco °C);

H: Umidade absoluta do ar úmido (kg água/kg ar seco);

$c_{p\ a}$: Calor específico da água (kJ/kg água °C);

ΔT : Variação de temperatura (°C).

Logo, o calor necessário para aquecer 2848,79 kg/h de ar da temperatura ambiente até 250°C, com o calor específico do ar igual a 1,06 kJ/kg°C nas condições de temperatura e umidade médias anuais da cidade de São Paulo, é de 189,76 kW.

O bagaço proveniente do secador, chega ao gaseificador a 45°C e pressão atmosférica, o agente gaseificante utilizado é ar, aquecido da temperatura ambiente até 250°C, e é introduzido na zona de combustão. O balanço energético do gaseificador foi realizado pela Equação A.14.

$$F_{bag} \cdot h_{bag} + F_{ar} h_{ar} = F_{gás} \cdot h_{gás} + F_{sól} \cdot h_{sól} + Q \quad (\text{A.14})$$

Sendo:

F_{bag} : Vazão mássica de entrada do bagaço (kg/s);

F_{ar} : Vazão mássica de entrada do ar (kg/s);

$F_{gás}$: Vazão mássica de gás de síntese produzido (kg/s);

$F_{sól}$: Vazão mássica de alcatrão e carvão produzido (kg/s);

h_{bag} : Entalpia específica do bagaço (kJ/kg);

h_{ar} : Entalpia específica do ar (kJ/kg);

$h_{gás}$: Entalpia específica do gás de síntese (kJ/kg);

$h_{sól}$: Entalpia específica do alcatrão e carvão (kJ/kg);

Q : Calor necessário (kW).

Para o gás de síntese produzido, o qual encontra-se à temperatura de 900°C e pressão atmosférica, a entalpia do gás resulta do efeito dos componentes que o compõem, calculado a partir da Equação A.15.

$$h_{gás} = \sum x_i h_i \quad (\text{A.15})$$

Onde,

x_i : Frações mássicas do componente;

h_i : Entalpia específica do componente.

A entalpia de cada um dos elementos que compõem o gás de síntese pode ser determinada adicionando a entalpia de formação do elemento à integral do calor específico a pressão constante (c_p) entre a temperatura de referência até a temperatura requerida, conforme descrito na Equação A.16.

$$h_i = h_{f,i} + \int_{T_{ref}}^T c_{p,i} \cdot dT \quad (\text{A.16})$$

Em que:

$h_{f,i}$: Entalpia de formação do componente i (kJ/kg)

T: Temperatura da reação (°C)

T_{ref} : Temperatura de referência (°C)

$c_{p,i}$: Calor específico para o componente i (kJ/kg.°C)

As equações dos calores específicos para cada componente do gás de síntese, em cal/mol.K, foram obtidas de Rodriguez (2007) e foram descritas pelas Equações A.17 a A.23.

$$C_p H_2 = 6,62 + 0,00081 T \quad (\text{A.17})$$

$$C_p CH_4 = 5,34 + 0,0115 T \quad (\text{A.18})$$

$$C_p CO = 6,6 + 0,001 T \quad (\text{A.19})$$

$$C_p CO_2 = 10,34 + 0,00274T - 195500 / T^2 \quad (\text{A.20})$$

$$C_p H_2O = 7.18 + 0.164 T + 0.181T^2 \quad (\text{A.21})$$

$$C_p O_2 = 8,27 + 0,000258T - 187700/T^2 \quad (\text{A.22})$$

$$C_p N_2 = 6,50 + 0,00100 T \quad (\text{A.23})$$

Os resultados das entalpias dos componentes que compõem o gás de síntese obtidos podem ser observados na Tabela A.9:

Tabela A.9 – Entalpias dos componentes do gás de síntese dos gaseificadores G-201 a G-204

Componente	Integral c_p (kJ/kg)	Entalpia de formação (kJ/kg)	Entalpia do componente (kJ/kg)
H_2	13195,84	0	0,64
CH_4	3154,20	-4687,5	-197,71
CO_2	980,54	-8954,54	-4063,92
CO	977,41	-3946,43	-1072,88
N_2	232,12	0	180,88
O_2	210,78	0	43,66
H_2O	1,68	285,76	3,91

Fonte: Autores, 2023.

A entalpia do bagaço foi calculada considerando uma oxidação completa, logo, pode-se dizer que ela é igual ao Poder Calorífico Inferior (PCI) em módulo. O cálculo da entalpia do bagaço foi realizado a partir da Equação A.24.

$$h = -PCI = \sum_{PRODUTOS} h_f + \sum_{REAGENTES} h_f \quad (\text{A.24})$$

Sendo,

$$\sum_{PRODUTOS} h_f = x_{CO_2} h_f CO_2 + x_{CH_4} h_f CH_4 + x_{N_2} h_f N_2 \quad (\text{A.25})$$

$$\sum_{REAGENTES} h_f = h_f \text{ biomassa} \quad (\text{A.26})$$

Considerando o Poder Calorífico Inferior como 16500 kJ/kg (RODRIGUEZ, 2007), calculou-se a entalpia de formação do bagaço ou entalpia do bagaço, levando em consideração a umidade inicial do bagaço de 6,8% nos reagentes, pela Equação A.27.

$$h_f \text{ biomassa} = x_{CO_2} h_f CO_2 + x_{CH_4} h_f CH_4 + x_{N_2} h_f N_2 + PCI + x_{P_{H_2O}} h_f H_2O \quad (\text{A.27})$$

Os resultados obtidos para as entalpias do balanço de energia global para cada gaseificador podem ser observados na Tabela A.10.

Tabela A.10 – Entalpias de saída dos gaseificadores G-201 a G-204

Corrente	Entalpia (kJ/kg)
Bagaço	-12266,22
Gás de Síntese	-5105,42
Ar	228,72
Carvão e Alcatrão	788,83

Fonte: Autores, 2023.

Com isso, obteve-se o calor necessário para o processo de gaseificação nas condições descritas de 4018,08 kW para cada gaseificador.

A.6 – BALANÇO DE MASSA DA CÂMARA DE POEIRA P-201, P-202, P-203 E P-204

Baseado em GUANGYU (2020), realizou-se a distribuição das partículas sólidas, conforme seu diâmetro, para a vazão de carvão presente no gás de síntese. A partir da Equação A.28, calculou-se a eficiência de remoção para cada faixa de diâmetro com os parâmetros da Tabela A.11.

$$\eta = \frac{L}{HV} \frac{g(\rho_{part} - \rho_{gás})}{18\mu} \quad (\text{A.28})$$

Sendo,

L – Comprimento da câmara de poeira (m);

H – Altura da câmara de poeira (m);

V – Velocidade do gás (m/s);

g – Constante da gravidade (m/s²);

ρ_{part} – Densidade da partícula (kg/m³);

$\rho_{gás}$ – Densidade do gás (kg/m³);

μ – Viscosidade do gás (kg/m.s).

Tabela A.11 – Variáveis utilizadas no balanço de massa das câmaras de poeira P-201 a P-204

Variável	Valor	Unidade
Vazão de carvão	365,87	kg/h
Altura	2,00	m
Comprimento	10,00	m
Largura	4,00	m
Velocidade do gás	0,08	m/s
Viscosidade do gás	$3,36 \times 10^{-5}$	kg/m.s
Densidade da partícula	2000	kg/m ³
Densidade do gás	0,30	kg/m ³

Fonte: Autores, 2023.

Selecionou-se 10 faixas de diâmetro dos resíduos sólidos presentes no gás e suas respectivas frações mássicas, proposto por Guangyu (2020), e calculou-se a eficiência com que as câmaras removem as partículas para cada faixa de diâmetro. Os valores obtidos estão descritos na Tabela A.12.

Tabela A.12 – Resultados obtidos das câmaras de poeira P-201 a P-204

Faixa de diâmetro (μm)	Fração Mássica (wt%)	Vazão de carvão (kg/h)	Eficiência	Remoção (kg/h)
0 – 1	1,6	5,85	0,00	0,00
1 – 5	9,8	35,86	0,02	0,74
5 – 10	12,4	45,37	0,08	3,73
10 – 35	34,2	125,13	1,01	125,13
35 – 45	8,8	32,20	1,67	32,20
45 – 60	11,3	41,34	2,96	41,34
60 – 70	5,8	21,22	4,03	21,22
70 – 80	4,7	17,20	5,26	17,20
80 – 90	3,5	12,81	6,66	12,81
90 – 120	7,9	28,90	11,84	28,90

Fonte: Autores, 2023.

Com isso, foi obtido uma eficiência global de 80% das câmaras de poeira P-201 a P-204 para a remoção das partículas de diâmetro entre 0 e 120 μm .

As vazões de entrada e saída de gás de síntese na câmara de poeira de cada gaseificador estão presentes na Tabela A.13.

Tabela A.13 – Correntes de entrada e saída das câmaras de poeira P-201 a P-204

Corrente	Vazão (kg/h)
11	4314,28
13	4031,01

Fonte: Autores, 2023.

A.7 – BALANÇO DE MASSA DO MISTURADOR M-201

O balanço de massa para o misturador consiste nas correntes do PSA-303 (corrente 13*), vapor do trocador de calor TC-201 (corrente 14) e da câmara de poeira (corrente 13). Cada corrente está especificada na Tabela A.14 e no Apêndice A.19.

Tabela A.14 – Correntes do misturador M-201

Corrente	Vazão Mássica (kg/h)
13*	2260,87
14	2182,29
13	16124,05
15	20567,21

Fonte: Autores, 2023.

A.8 – BALANÇO DE MASSA E ENERGIA DO REATOR R-201

O balanço de massa global do reator de reforma à vapor foi realizado com a Equação A.29.

$$F_{gás} = F_{gás\ enr} \quad (A.29)$$

Sendo,

$F_{gás}$: Vazão mássica de entrada de gás de síntese (kg/h);

$F_{gás\ enr}$: Vazão mássica de gás de síntese enriquecido produzido (kg/h).

Utilizou-se uma conversão de metano de 97% e 62% de conversão de água com uma razão de 3:1 de água e metano, de acordo com a patente US 2020/0172395 A1. Com isso, calculou-se a vazão molar de metano reagido na primeira reação e a vazão molar de água reagida em ambas reações e utilizou-se a razão estequiométrica de cada reação para determinar a vazão molar de água reagida na primeira reação, na segunda reação e vazão molar dos elementos presentes em cada reação. O balanço material realizado para as Reações 3.1 e 3.2 está descrito nas Equações A.30 a A.34.



$$n_{\text{metano}} = n_{\text{metano reagido}} + n_{\text{metano não reagido}} \quad (\text{A.30})$$

$$n_{\text{metano reagido}} = n_{\text{água reagida na 1ª reação}} = 3 n_{\text{hidrogênio produzido na 1ª reação}} \quad (\text{A.31})$$

$$n_{\text{água reagida na 2ª reação}} = n_{\text{água reagida}} - n_{\text{água reagida na 1ª reação}} \quad (\text{A.32})$$

$$n_{\text{monóxido reagido}} = n_{\text{água reagida na 2ª reação}} = n_{\text{hidrogênio produzido na 2ª reação}} \quad (\text{A.33})$$

$$n_{\text{hidrogênio produzido}} = 3 n_{\text{hidrogênio produzido na 1ª reação}} + n_{\text{hidrogênio produzido na 2ª reação}} \quad (\text{A.34})$$

Para a determinação das vazões finais do reator SMR, utilizou-se as vazões obtidas nas duas reações, as vazões dos componentes não reagidos e as vazões de inerte, provenientes dos gaseificadores, descritos pelo nitrogênio e oxigênio, presente nas Equações A.35 a A.41.

$$n_{\text{hidrogênio final}} = n_{\text{hidrogênio inicial}} + 3 n_{\text{hidrogênio produzido na 1ª reação}} + n_{\text{hidrogênio produzido na 2ª reação}} \quad (\text{A.35})$$

$$n_{\text{água final}} = n_{\text{água não reagida}} \quad (\text{A.36})$$

$$n_{\text{metano final}} = n_{\text{metano não reagido}} \quad (\text{A.37})$$

$$n_{\text{monóxido final}} = n_{\text{monóxido inicial}} + n_{\text{monóxido não reagido na 2ª reação}} \quad (\text{A.38})$$

$$n_{\text{dióxido final}} = n_{\text{dióxido inicial}} + n_{\text{dióxido produzido na 2ª reação}} \quad (\text{A.39})$$

$$n_{\text{nitrogênio final}} = n_{\text{nitrogênio inicial}} \quad (\text{A.40})$$

$$n_{\text{oxigênio final}} = n_{\text{oxigênio inicial}} \quad (\text{A.41})$$

As vazões mássicas iniciais e finais de cada componente do gás de síntese no reator SMR estão descritas na Tabela A.15.

Tabela A.15 – Vazões mássicas para cada componente obtidas no reator R-201

Componente	Vazão de Entrada (kg/h)	Vazão de Saída (kg/h)
H_2	46,11	382,82
CH_4	727,43	21,82
H_2O	2327,09	884,29

<i>CO</i>	4173,03	4398,30
<i>CO</i> ₂	2791,37	4377,78
<i>N</i> ₂	8296,73	8296,73
<i>O</i> ₂	2205,46	2205,46

Fonte: Autores, 2023.

O balanço de energia para o reator R-201 foi realizado com a Equação A.42, que demonstra o calor necessário para que ocorram as múltiplas reações na Reforma de Metano a Vapor, nas condições de 900°C e 24,5 bar , propostas por TAJI (2018).

$$Q = \sum \xi_j \Delta H_{rj}^\circ + \sum F_{saída} \hat{H}_{saída} - \sum F_{entrada} \hat{H}_{entrada} \quad (A.42)$$

Sendo,

ξ_j : Extensão do componente j (mol/s);

ΔH_{rj}° : Entalpia de formação do componente j (kJ/mol);

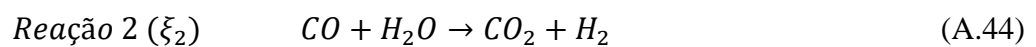
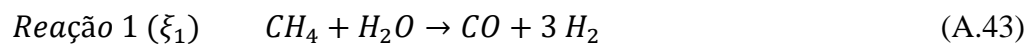
$F_{entrada}$: Vazão de entrada do gás (kg/s);

$F_{saída}$: Vazão de saída do gás (kg/s);

$\hat{H}_{entrada}$: Entalpia específica de entrada do gás (kJ/kg);

$\hat{H}_{saída}$: Entalpia específica de saída do gás (kJ/kg).

Para o cálculo da entalpia decorrente das reações do processo, $\sum \xi_j \Delta H_{rj}^\circ$, assumem-se as extensões ξ_1 (A.43) e ξ_2 (A.44) para cada reação da Reforma a Vapor. Com isso, forma-se o sistema com as extensões para cada componente presente nas reações, de acordo com as Equações A.45 a A.49, com o sinal negativo indicando os reagentes e positivos indicando os produtos.



Extensão para cada elemento:

$$CH_4 = - \xi_1 \quad (A.45)$$

$$H_2O = - \xi_1 - \xi_2 \quad (A.46)$$

$$CO = \xi_1 - \xi_2 \quad (A.47)$$

$$CO_2 = \xi_2 \quad (A.48)$$

$$H_2 = 3\xi_1 + \xi_2 \quad (A.49)$$

As entalpias de entrada e de saída do gás foram determinadas a partir do calor específico de cada constituinte, a 900°C e 24 bar, de acordo com a equação X. O calor necessário para as reações 1 e 2, a entalpia da reação e as entalpias de entrada e saída do reator para cada reação, foram dispostos na Tabela A.16 e A.17.

Tabela A.16 – Valores obtidos no balanço energético da reação 1 no reator R-201

Variável	Valor	Unidade
Extensão ξ_1	0,012	mol/s
Calor da reação	13,86	kW
Entalpia de entrada	2945,75	kJ/kg
Entalpia de saída	2710,91	kJ/kg
Calor total requerido	2640,23	kW

Fonte: Autores, 2023.

Tabela A.17 – Valores obtidos no balanço energético da reação 2 no reator R-201

Variável	Valor	Unidade
Extensão ξ_2	0,01	mol/s
Calor da reação	-21,87	kW
Entalpia de entrada	152,54	kW
Entalpia de saída	883,77	kW
Calor total requerido	400,14	kW

Fonte: Autores, 2023.

Com isso, o calor necessário para um rendimento de 88% das reações da Reforma de Metano a Vapor, nas condições pré–estabelecidas, é de 3040,38 kW.

A.9 – BALANÇO DE ENERGIA DO EXAUSTOR E–201

O balanço de energia do exaustor centrífugo foi realizado calculando a potência necessária para reduzir a pressão de 24,5 bar para 1 bar, conforme a Equação A.50.

$$P = \frac{Q\Delta p}{\eta} \quad (\text{A.50})$$

Sendo,

Q : Vazão volumétrica do gás (kg/s);

Δp : Diferença de pressão requerida (Pa);

η : Eficiência global do exaustor.

Os parâmetros utilizados para o balanço energético da corrente de gás de síntese introduzida ao exaustor centrífugo E–201, estão dispostos na Tabela A.18.

Tabela A.18 – Variáveis admitidas no exaustor centrífugo E-201

Variável	Valor	Unidade
Vazão mássica	5,71	kg/s
Densidade	6,12	kg/m ³
Vazão volumétrica	0,93	m ³ /s
Diferença de Pressão	$2,45 \times 10^6$	Pa
Eficiência Global	88,18	–

Fonte: Autores, 2023.

Com isso, obteve–se um trabalho de 258,39 kW para reduzir a pressão em 23,5 bar, considerando uma eficiência proposta por AZEVEDO (2022), para o exaustor E–201.

A.10 – BALANÇO DE ENERGIA DO TROCADOR DE CALOR TC–205

O balanço de energia do trocador TC–205 foi realizado pelo simulador de processos *UniSim® Design Heat Exchanger* da Honeywell utilizando o módulo STE (*Shell and Tube Heat Exchanger*). Os dados inseridos no simulador e os obtidos estão representados na Tabela A.19.

Tabela A.19 – Variáveis utilizadas no simulador Unisim, módulo STE do TC–201

Variável	Valor	Unidade
Vazão de entrada de gás	20567,21	kg/h
Vazão de entrada de água fria	6122,4	kg/h
Vazão de saída de gás	20567,21	kg/h
Vazão de saída de vapor	6122,4	kg/h
Temperatura de entrada do gás	900	°C
Temperatura de entrada da água fria	20	°C
Temperatura de saída do gás	350	°C
Temperatura de saída do vapor	350	°C
Calor fornecido a água	5261,06	kW

Fonte: Autores (UniSim® STE), 2023.

A.11 – BALANÇO DE ENERGIA DO TROCADOR DE CALOR TC–301

O balanço de energia do trocador TC–301 foi realizado pelo simulador de processos *UniSim® Design Heat Exchanger* da Honeywell utilizando o módulo STE (*Shell and Tube Heat Exchanger*). Os dados inseridos no simulador e os obtidos estão representados na Tabela A.20.

Tabela A.20 – Variáveis utilizadas no simulador Unisim, módulo STE do TC–301

Variável	Valor	Unidade
Vazão de entrada de gás	20567,21	kg/h
Vazão de entrada de água fria	2628,6	kg/h

Vazão de saída de gás	19682,91	kg/h
Vazão de saída de água residual	884,29	kg/h
Vazão de saída de vapor	2628,6	kg/h
Temperatura de entrada do gás	350	°C
Temperatura de entrada da água fria	20	°C
Temperatura de saída do gás	70	°C
Temperatura de saída do vapor	250	°C
Calor fornecido a água	2111,76	kW

Fonte: Autores (UniSim® STE), 2023.

A.12 – BALANÇO DE MASSA E ENERGIA DO COMPRESSOR CRIOGÊNICO CC–301

Para uma vazão de entrada de 19682,91 kg/h de gás de síntese, considerou-se uma eficiência de 99,99% de remoção de dióxido de carbono na fase líquida da corrente gasosa com o compressor criogênico C–301. Os valores das vazões mássicas das correntes de saída do compressor criogênico estão descritos na Tabela A.21.

Tabela A.21 – Correntes de saída do compressor criogênico CC–301

Corrente	Vazão mássica (kg.h ⁻¹)
21	4377,78
22	15305,14

Fonte: Autores, 2023.

O trabalho necessário para o processo de compressão criogênica do gás de síntese, para remoção do dióxido de carbono da corrente gasosa, pode ser calculado a partir da Equação A.51.

$$W_C = \sum F_i \hat{H}_{i,comp} + F_i \hat{H}_{i,resf} \quad (\text{A.51})$$

Sendo,

F_i : Vazão mássica do componente i (kg/s);

$\hat{H}_{i,comp}$: Entalpia específica para compressão do componente i (kJ/kg);

$\hat{H}_{i,resf}$: Entalpia específica para a condensação do dióxido de carbono (kJ/kg);

As entalpias para a compressão e condensação da mistura gasosa na entrada e na saída do compressor criogênico foram obtidas por método gráfico, de acordo com as condições de entrada do gás de 1 atm e 90°C e na saída de 20,72 atm e -21,67°C. Os valores das entalpias dos componentes presentes nas correntes de entrada e saída do compressor criogênico estão descritos na Tabela A.22.

Tabela A.22 – Entalpias dos componentes do compressor criogênico CC-301

Componente	Entalpia de Entrada (kJ/kg)	Entalpia de Saída (kJ/kg)
H_2	3918,96	3935,59
CO	510,21	482,46
CO_2	55,82	-360,53
CH_4	627,58	325,20
N_2	311,16	203,16
O_2	269,8	156,80

Fonte: Autores, 2023.

A partir das entalpias necessárias para a compressão e para a condensação do gás de síntese, presentes na Tabela A.23, constatou-se que o processo de compressão criogênica requer um trabalho de 1006,67 kW.

Tabela A.23 – Entalpias do processo do compressor CC-301

Processo	Entalpia (kJ/kg)
Compressão	-173,97

A.13 – BALANÇO DE ENERGIA DO EXAUSTOR E-301

O balanço de energia do exaustor centrífugo E-301 foi realizado calculando a potência necessária para reduzir a pressão de 20,72 atm para a pressão atmosférica, conforme a Equação A.50. Os parâmetros utilizados para o balanço energético do exaustor centrífugo E-301, estão dispostos na Tabela A.24.

$$P = \frac{Q\Delta p}{\eta} \quad (\text{A.50})$$

Sendo,

Q : Vazão volumétrica do gás (kg/s);

Δp : Diferença de pressão requerida (Pa);

η : Eficiência global do exaustor.

Tabela A.24 – Variáveis admitidas no exaustor centrífugo E-301

Variável	Valor	Unidade
Vazão mássica	4,25	kg/s
Densidade	0,81	kg/m ³
Vazão volumétrica	5,24	m ³ /s
Diferença de Pressão	$2,45 \times 10^6$	Pa
Eficiência Global	88,18	–

Fonte: Autores, 2023.

Com isso, obteve-se um trabalho de 1457,80 kW para reduzir a pressão em 19,72 atm, considerando uma eficiência proposta por AZEVEDO (2022), para o exaustor E-301.

A.14 – BALANÇO DE ENERGIA DO TROCADOR DE CALOR TC–302

O balanço da energia requerida para aquecer a corrente no aquecedor 302 foi calculado pela Equação A.52.

$$Q = \dot{m} \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (\text{A.52})$$

Onde,

Q : calor requerido para aquecer o gás (kJ/h);

\dot{m} : vazão mássica de ar entrando no aquecedor (kg/h);

C_p : capacidade calorífica do gás (kJ/kg.K);

ΔT : variação de temperatura na entrada e na saída do aquecedor (K).

O cálculo do C_p foi feito através das equações A.17 a A.23 presentes no apêndice A.5 do balanço de massa e energia dos gaseificadores. Os valores utilizados no cálculo do calor estão representados na Tabela A.25.

Tabela A.25 – Variáveis utilizadas na escolha dos aquecedores TC–201, TC–202 e TC–203

Variável	Valor	Unidade
Vazão de entrada	15305,14	kg/h
Vazão de saída	15305,14	kg/h
C_p para o gás	1,2206	kJ/kg.K
Temperatura de entrada	-21,67	°C
Temperatura de saída	20	°C
Calor necessário para aquecer o ar	216,24	kW

Fonte: Autores, 2023.

A.15 – BALANÇO DE MASSA E ENERGIA DO PSA–301

A composição do gás de síntese que entra no PSA 1, está descrita na Tabela A.26. O objetivo da primeira coluna é a recuperação e armazenamento do nitrogênio presente no gás de síntese.

Tabela A.26 – Vazão mássica dos componentes na entrada do sistema PSA–301

Elemento	Vazão mássica (kg.h⁻¹)
<i>H</i> ₂	382,82
<i>CO</i>	4398,30
<i>CH</i> ₄	21,82
<i>N</i> ₂	8296,73
<i>O</i> ₂	2205,46

Fonte: Autores, 2023.

O sistema *Pressure Swing Adsorption* é composto por duas colunas e trabalha com ciclos de compressão e descompressão em que um fluxo de gás escoar por um sólido adsorvente, de forma a separar um dos componentes. O primeiro PSA é preenchido com 46,20 kg de Zeólita X que separa o gás nitrogênio e retém as moléculas restantes do gás de síntese, as quais serão descomprimidas e passadas ao segundo PSA. As vazões de saída das colunas do sistema *Pressure Swing Adsorption* foram calculadas a partir da Equação A.53, com uma recuperação de 99,99% de nitrogênio (MOFARAH, 2009), e estão dispostas na Tabela A.27.

$$Recuperação = \frac{F_{recuperado}}{F_{inicial}} \times 100 \quad (A.53)$$

Tabela A.27 – Vazões mássicas de saída do sistema PSA–301

Corrente	Vazão mássica (kg.h⁻¹)
25	8296,73
24	7008,41

Fonte: Autores, 2023.

Determinou-se as entalpias de cada componente das correntes de entrada e saída do sistema *Pressure Swing Adsorption* por método gráfico, para a temperatura de processo de 298

K, pressão de entrada de 1 e de saída de 1,6 atm decorrente dos ciclos de adsorção e dessorção, descritas na Tabela A.28.

Tabela A.28 – Entalpias de entrada e saída do sistema PSA–301

Componente	Entalpia de Entrada (kJ/kg)	Entalpia de Saída (kJ/kg)
H_2	3918,96	3919,31
CH_4	627,58	626,96
CO	510,21	482,46
N_2	311,16	310,99
O_2	269,80	267,90

Fonte: Autores, 2023.

O trabalho a ser realizado pelo compressor do sistema *Pressure Swing Adsorption* foi calculado pela Equação A.54.

$$W_C = \sum F_i \hat{H}_{i,comp} \quad (A.54)$$

Logo, é necessário um trabalho de 35,99 kW pelo compressor do PSA-301 para a separação do nitrogênio do gás de síntese em dadas condições.

A.16 – BALANÇO DE MASSA E ENERGIA DO PSA–302

A composição do gás de síntese que entra no PSA-302, está descrita na Tabela A.29. O objetivo da segunda coluna é a recuperação e armazenamento do oxigênio presente no gás de síntese.

Tabela A.29 – Vazão mássica dos componentes na entrada do sistema PSA–302

Elemento	Vazão mássica (kg.h⁻¹)
H_2	382,82
CO	4398,30

CH_4	21,82
O_2	2205,46

Fonte: Autores, 2023.

Obteve-se uma recuperação de 99,99% de oxigênio para as 14 colunas de PSA, preenchidas com 437,20 kg de Zeólita 5A (KIM, 2006). As vazões de saída das colunas do sistema *Pressure Swing Adsorption*, estão dispostas na Tabela A.30.

Tabela A.30 – Vazões mássicas de saída do sistema PSA–302

Corrente	Vazão mássica ($kg \cdot h^{-1}$)
28	2205,46
27	4802,95

Fonte: Autores, 2023.

Determinou-se as entalpias de cada componente das correntes de entrada e saída do sistema *Pressure Swing Adsorption* por método gráfico, para a temperatura de processo de 298 K, pressão de entrada de 1 atm e final de 4 atm decorrente dos ciclos de adsorção e dessorção, descritas na Tabela A.31.

Tabela A.31 – Entalpias de entrada e saída do sistema PSA–302

Componente	Entalpia de Entrada (kJ/kg)	Entalpia de Saída (kJ/kg)
H_2	3918,96	3919,92
CH_4	627,58	624,6
CO	510,21	482,46
O_2	269,8	260

Fonte: Autores, 2023.

É necessário um trabalho de 5,92 kW pelo compressor do PSA 2 para a separação do oxigênio do gás de síntese em dadas condições, calculado pela Equação A.54.

A.17 – BALANÇO DE MASSA E ENERGIA DO PSA–303

A composição do gás de síntese que entra no PSA-303, está descrita na Tabela A.32. O objetivo dessa coluna é a purificação do produto final e armazenamento e o reciclo dos gases restantes para o reator R–201.

Tabela A.32 – Vazões mássicas dos componentes na entrada do sistema PSA–303

Elemento	Vazão mássica (kg.h⁻¹)
<i>H₂</i>	382,82
<i>CO</i>	4398,30
<i>CH₄</i>	21,82

Fonte: Autores, 2023.

Utilizou-se a razão de 34,9 m³ de gás/ m³ de adsorvente (SIRCAR, 2000) para os adsorventes, em que a camada de carvão ativado é distribuída na alimentação da coluna e a camada de zeólita 5A permanece na saída da coluna. O sistema é sujeito a 11 ciclos de compressão e descompressão, de duração de 13,33 minutos, processando o gás ininterruptamente. Os valores dos adsorventes para o processo estão descritos na Tabela A.33.

Tabela A.33 – Balanço material do adsorvente para o sistema PSA–303

Variável	Valor	Unidade
Vazão mássica	4802,95	kg/h
Densidade do gás	0,56	kg/m ³
Vazão volumétrica alimentada	8549,14	m ³ /h
Volume de gás	189,98	m ³ /ciclo

Volume de adsorvente	5,44	m ³ /ciclo
Massa de carvão ativado	1990,99	kg/dia
Massa de zeólita 5A	932,78	kg/dia

Fonte: Autores, 2023.

De acordo com SIRCAR (2000), pode-se obter uma recuperação de 86% de hidrogênio no sistema *Pressure Swing Adsorption*, com 99,999% de pureza com ciclos de adsorção e dessorção a 20,7 atm e 298 K, utilizando carvão ativado e zeólita 5A como adsorventes. Ao final do processo, obteve-se as vazões de saída descritas na Tabela A.34. A corrente de reciclo será introduzida reator de reforma a vapor de forma a aumentar o rendimento da reação.

Tabela A.34 – Vazões mássicas de saída do sistema PSA–303

Corrente	Vazão mássica (kg.h ⁻¹)
30	329,23
13*	4473,72

Fonte: Autores, 2023.

Determinou-se as entalpias de cada componente das correntes de entrada e saída do sistema *Pressure Swing Adsorption* por método gráfico, para a temperatura de processo de 298 K e pressão de 1 e 20,7 atm para os ciclos de adsorção e dessorção, descritas na Tabela A.35.

Tabela A.35 – Entalpias de entrada e saída do sistema PSA–303

Componente	Entalpia de Entrada (kJ/kg)	Entalpia de Saída (kJ/kg)
H ₂	3879,07	3.901,86
CH ₄	627,58	650,6
CO	510,21	482,46

Fonte: Autores, 2023.

É necessário um trabalho de 208,6 kW pelo compressor do PSA-503 para a purificação do hidrogênio em dadas condições, calculado pela Equação A.54.

A.18 – BALANÇO DE ENERGIA DOS COMPRESSORES C-301, C-302 E C-303

Para o balanço de energia dos compressores foram utilizadas as entalpias de acordo com as pressões e a temperatura de cada corrente, elas foram obtidas com os diagramas e tabelas de entalpia de cada componente desejado para o cálculo da potência requerida em cada compressor. As pressões e temperaturas de cada compressor estão apresentadas na Tabela A.36.

Tabela A.36 – Condições de operação dos compressores C-301 a C-303

Compressor	Vazão (kg/h)	Temperatura (°C)	Pressão de entrada (atm)	Pressão de saída (atm)
C-301	8296,73	20	1,6	197,38
C-302	2205,46	20	4	197,38
C-303	329,23	25	20,7	197,38

Fonte: Autores, 2023.

Na Tabela A.37, estão representadas as entalpias desejadas retiradas do *National Institute of Standards and Technology* (NIST).

Tabela A.37 – Entalpias de entrada e saída para os componentes dos compressores C-301 a C-303

Componente	Entalpia de entrada (kJ/kg)	Entalpia de saída (kJ/kg)
Nitrogênio	310,00	280,00
Oxigênio	266,57	221,47
Hidrogênio	3940,50	4033,80

Fonte: Autores, 2023.

Para o cálculo da potência foi feito a diferença das entalpias multiplicado pela vazão de cada corrente, apresentado na Tabela A.38 de acordo com a equação A.55.

$$Pot = \dot{m} \cdot \Delta H \quad (A.55)$$

Tabela A.38 – Potências necessárias dos compressores C-301 a C-303

Compressor	Potência (kW)	Potência (HP)
C-301	69,14	92,72
C-302	27,63	37,05
C-303	8,53	11,44

Fonte: Autores, 2023.

A.19 – CORRENTES DO PROCESSO E CONDIÇÕES DO PROCESSO

Corrente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Fração de Vapor	0	0	0	1	1	1	0	0	1	1	0
Temperatura (°C)	23.1	23.1	40	23.1	100	80.4	45	45	23.1	250	900
Pressão (atm)	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Vazão molar (kmol/h)	-	-	-	258.98	258.98	306.03	-	-	98.37	98.37	-
Vazão Mássica (kg/h)	10000	5000.00	5000.00	7500.00	7500.00	8862.65	3637.35	1818.68	2848.79	2848.79	353.39
Frações Molares											
Biomassa	0.4500	0.4500	0.4500	0.0000	0.0000	0.0000	0.9320	0.9320	0.0000	0.0000	0.0000
Carvão e Alcatrão	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
Hidrogênio	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Monóxido de Carbono	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Dióxido de Carbono	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Metano	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Água	0.5500	0.5500	0.5500	0.0136	0.0136	0.2660	0.0680	0.0680	0.0136	0.0136	0.0000
Nitrogênio	0.0000	0.0000	0.0000	0.7804	0.7804	0.6640	0.0000	0.0000	0.7794	0.7794	0.0000
Oxigênio	0.0000	0.0000	0.0000	0.2060	0.2060	0.0700	0.0000	0.0000	0.2070	0.2070	0.0000

(Continuação)

12	13	14	15	34	20*	16	17	18	19	20	20*	22
1	0	1	1	1	1	1	1	1	1	0	1	0
900	900	900	900	900	350	900	900	900	900	20	350	20
1	1	1	1	1	1	1	24.2	24.2	1	1	1	0
193.31	-	193.35	773.40	102.60	121.24	844.43	844.43	863.71	863.71	340.13	863.71	340.13
4314.08	283.27	4031.01	16124.0 5	2260.87	2182.29	20567.21	20567.2 1	20567.2 1	20567.2 1	6122.40	20567.2 1	6122.4
0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
0.0848	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0200	0.0000	0.0022	0.0022	0.0186	0.0186	0.0000	0.0186	0.0000
0.1228	0.0000	0.1228	0.1228	0.9700	0.0000	0.2029	0.2029	0.2139	0.2139	0.0000	0.2139	0.0000
0.1731	0.0000	0.1731	0.1731	0.0000	0.0000	0.1357	0.1357	0.2129	0.2129	0.0000	0.2129	0.0000
0.0438	0.0000	0.0438	0.0438	0.0100	0.0000	0.0354	0.0354	0.0011	0.0011	0.0000	0.0011	0.0000
0.5146	0.0000	0.5146	0.5146	0.0000	1.0000	0.1131	0.1131	0.0430	0.0430	1.0000	0.0430	1.0000
0.1368	0.0000	0.1368	0.1368	0.0000	0.0000	0.4034	0.4034	0.4034	0.4034	0.0000	0.4034	0.0000
0.0090	0.0000	0.0090	0.0090	0.0000	0.0000	0.1072	0.1072	0.1072	0.1072	0.0000	0.1072	0.0000

(Continuação)

22*	23	24	25	26	27	30	28	28*	29	32	31
0	1	0	1	1	1	1	1	1	1	1	1
350	90	-21.67	-21.67	-21.67	21	21	21	21	21	21	21
0	1	20.72	20.72	1	1	1	1.6	196	196	1	4
340.13	815.07	99.50	715.09	715.09	715.09	418.78	296.31	296.31	148.16	349.86	68.92
6122.4	19682.91	4377.78	15305.14	15305.14	15305.14	7008.41	8296.73	8296.73	4148.37	4802.95	2205.46
0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000	0.0195	0.0000	0.0250	0.0250	0.0250	0.0546	0.0000	0.0000	0.0000	0.0797	0.0000
0.0000	0.2235	0.0000	0.2874	0.2874	0.2874	0.6276	0.0000	0.0000	0.0000	0.9157	0.0000
0.0000	0.2224	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000	0.0011	0.0000	0.0014	0.0014	0.0014	0.0031	0.0000	0.0000	0.0000	0.0045	0.0000
1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000	0.4215	0.0000	0.5421	0.5421	0.5421	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000
0.0000	0.1120	0.0000	0.1441	0.1441	0.1441	0.3147	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000

31*	33	33*
1	1	1
21	21	21
196	20.7	196
68.92	164.62	164.62
2205.46	329.23	329.23
0.0000	0.0000	0.0000
0.0000	0.0000	0.0000
0.0000	1.0000	1.0000
0.0000	0.0000	0.0000
0.0000	0.0000	0.0000
0.0000	0.0000	0.0000
0.0000	0.0000	0.0000
0.0000	0.0000	0.0000
1.0000	0.0000	0.0000

Fonte: Autores, 2023.

APÊNDICE B – DIMENSIONAMENTO DOS EQUIPAMENTOS

B.1 – DIMENSIONAMENTO DO TRITURADOR

As especificações dos dois trituradores escolhidos estão no Apêndice E, de acordo com a capacidade de processamento, calor obtido na trituração do bagaço e dimensão exigida para a gaseificação. Os parâmetros utilizados na escolha estão presentes na Tabela B.1.

Tabela B.1 – Parâmetros utilizados para a escolha dos trituradores

Variável	Valor	Unidade
Vazão Mássica	5	ton/h
Potência	220	kW
Finura da Moagem	> 3	mm

Fonte: Autores, 2023.

B.2 – DIMENSIONAMENTO DOS TROCADORES DE CALOR 101 e 102

As dimensões dos aquecedores TC-101 e TC-102 são de acordo com o fornecedor e estão descritas na Tabela B.2.

Tabela B.2 – Dimensões dos aquecedores TC-101 e TC-102

Variável	Valor	Unidade
Alimentação	7500	kg/h
Fluxo de ar máximo	13000	m ³ /h
Saída de calor	200	kW
Consumo máximo de diesel	19,4	L/h
Máxima contrapressão de ventilador	500	Pa
Conexão da chaminé (diâmetro)	200	mm

Cone de saída de calor (diâmetro)	600	mm
Comprimento	2710	mm
Largura	910	mm
Altura	1520	mm
Peso	425	kg

Fonte: Autores, 2023.

B.3 – DIMENSIONAMENTO DO SECADOR

As dimensões dos secadores S-101 e S-102 são conforme especifica o fornecedor, e podem ser analisadas na Tabela B.3.

Tabela B.3 – Dimensões dos secadores S-101 E s-102

Variável	Valor	Unidade
<i>Floor Area</i>	30*10	m ²
Raio	4	m
Comprimento	30	m
Potência	160	kW
Capacidade	150	ton/dia

Fonte: Autores, 2023.

B.4 – DIMENSIONAMENTO DOS TROCADORES DE CALOR 201, 202, 203 e 204

As dimensões dos aquecedores TC-201, TC-202 e TC-203 são de acordo com o fornecedor e estão descritas na Tabela B.4.

Tabela B.4 – Dimensões dos aquecedores TC-201, TC-202 e TC-203

Variável	Valor	Unidade
Alimentação	2848,795	kg/h

Fluxo de ar máximo	13000	m ³ /h
Saída de calor	200	kW
Consumo máximo de diesel	19,4	L/h máx
Máxima contrapressão de ventilador	500	Pa
Conexão da chaminé (diâmetro)	200	mm
Cone de saída de calor (diâmetro)	600	mm
Comprimento	2710	mm
Largura	910	mm
Altura	1520	mm
Peso	425	kg

Fonte: Autores, 2023.

O dimensionamento do trocador TC-204 foi realizado pelo simulador de processos *UniSim® Design Heat Exchanger* da Honeywell utilizando o módulo STE (*Shell and Tube Heat Exchanger*). Os valores do dimensionamento podem ser visualizados na Tabela B.5.

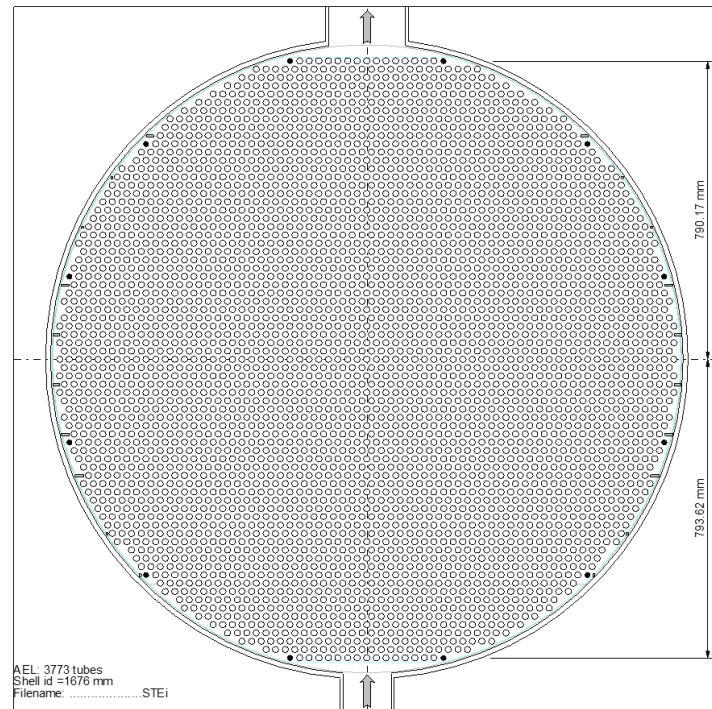
Tabela B.5 – Dimensionamento para o trocador casco e tubo TC-204

Variável	Valor	Unidade
Vazão de alimentação	2848,795	kg/h
Diâmetro do casco	1676	mm
Comprimento total do trocador	7860	mm
Comprimento dos tubos	6096	mm
Número de tubos	3773	–
Área de troca térmica	1376,5	m ²
Diâmetro interno dos tubos	14,83	mm
Diâmetro externo dos tubos	19,05	mm
Peso total do trocador vazio	32565	kg

Fonte: Autores (UniSim® STE), 2023.

O corte transversal do trocador pode ser visualizado na Figura B.1.

Figura B.1 – Vista transversal do casco do trocador de calor TC-204

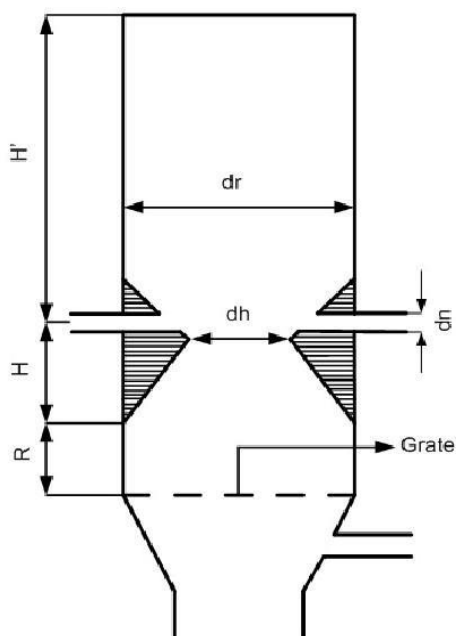


Fonte: Autores (UniSim® STE), 2023.

B.5 – DIMENSIONAMENTO DOS GASEIFICADORES

As dimensões do gaseificador estão representadas pela Figura B.2.

Figura B.2. Dimensões do gaseificador downdraft



O cálculo para a região da garganta, localizado como “dh”, foi realizado com a Equação B.1.

$$\frac{\text{Alimentação da biomassa}}{\text{Capacidade específica de processamento}} = \text{Área da garganta} \quad (\text{B.1})$$

A área da garganta obtida foi de 0,51 m². De acordo com Reed e Dass, 1989, o diâmetro na região da garganta será quatro vezes o valor da área da região da garganta, ou seja, 2,04 m.

Para a região de pirólise, representada por “dr”, Reed e Dass estabelecem que o diâmetro da região de pirólise será o dobro do diâmetro da região da garganta, obtendo-se um valor de 4,04 m.

Com os dados dos diâmetros calculados, foi possível a determinação da altura do gaseificador, a qual recomenda-se que seja 2,5 vezes o diâmetro da região de pirólise (Reed e Dass, 1989), e o resultado obtido foi de 10,10 m.

Para o cálculo do volume do leito, considerou-se um leito de formato cilíndrico e a região de combustão formando uma garganta, e os resultados obtidos podem ser visualizados na Tabela B.6.

Tabela B.6 – Dimensionamento dos gaseificadores G-201 a G-204

Variável	Valor	Unidade
Vazão de alimentação	1818,68	kg/h
Capacidade específica	3600	kg/h.m ²
Área da garganta	0,51	m ²
Volume regio de redução	0,25	m ³
Diâmetro da garganta	2,02	m
Diâmetro região pirólise	4,04	m
Volume do leito	129,62	m ³
Altura leito	10,10	m
Tempo de residência	8,55	h

Fonte: Autores, 2023.

As espessuras do isolamento térmico do material refratário e do isolante foram obtidas a partir da Equação B.2.

$$Q = \frac{kA(T_2 - T_1)}{d} \quad (\text{B.2})$$

Sendo,

Q : Fluxo de calor através do equipamento (W);

k : Condutividade térmica do material (W/m°C);

A : Área do equipamento (m²);

T_2 : Temperatura do fluxo de calor (°C);

T_1 : Temperatura ambiente (°C);

d : Espessura do isolamento (m).

Os parâmetros utilizados para o cálculo do isolamento térmico, assim como a espessura dos isolamentos, podem ser analisados na Tabela B.7.

Tabela B.7 – Dimensionamento do isolamento térmico dos gaseificadores G-201 a G-204

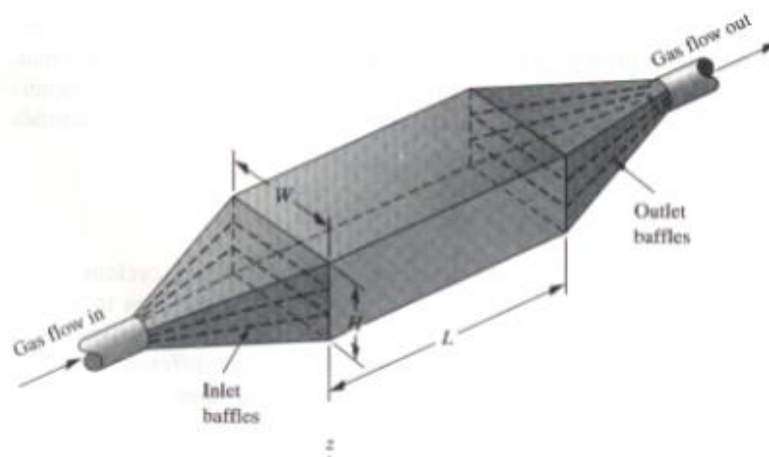
Variável	Valor	Unidade
Calor perdido retido	4.060,15	kW
Área do gaseificador cilíndrica	71,88	m ²
Temperatura interna	900	°C
Temperatura externa	25	°C
Espessura do refratário	96,45	mm
Espessura do isolante	37,20	mm
Espessura do aço	6,35	mm

Fonte: Autores, 2023.

B.6 – DIMENSIONAMENTO DA CÂMARA DE POEIRA

A câmara de poeira se localiza na saída dos gases de exaustão do gaseificador, removendo os resíduos sólidos que possam ser arrastados pelo gás na parte inferior do gaseificador. Estas partículas sólidas compõem-se principalmente de carvão e algumas partículas menores de cinzas. Após passarem pela câmara, essas partículas voltam para a zona de redução para serem reaproveitadas no processo de combustão.

Figura B.3 – Representação da câmara de poeira



Fonte: Autores, 2023.

O cálculo da velocidade do gás de síntese é dependente das dimensões da câmara, que foram obtidas do coletor de pó da Aspiramaq, modelo Taka-75, de acordo com a vazão volumétrica requerida. Utilizou-se a Equação B.3 para o cálculo da velocidade do gás e as dimensões da câmara foram disponibilizadas na Tabela B.8. baseando-se no trabalho de Gimenes, 2008.

$$v = \frac{Q}{W H} \quad (\text{B.3})$$

Sendo,

Q : Vazão volumétrica do gás (m³/s);

W : Largura da tubulação do gás (m);

H : Altura da tubulação do gás (m).

Tabela B.8 – Dimensionamento das câmaras de poeira P-201 a P-204

Variável	Valor	Unidade
Altura	2,00	m
Comprimento	10,00	m
Largura	4,00	m
Velocidade do gás	0,20	m/s
Vazão volumétrica	3,94	m ³ /s
Tempo de residência	20,28	s

Fonte: Autores, 2023.

O desempenho da câmara de poeira está relacionado com o tamanho da partícula, portanto, calculou-se o diâmetro da menor partícula retida pela câmara a partir da Equação B.4, obtendo um valor de 35 µm. Como a configuração do gaseificador Downdraft implica uma menor formação de alcatrão, o diâmetro das partículas que chegam ao ciclone está da faixa de 35 e 120 µm, portanto, obteve-se uma eficiência de 80% de remoção de sólidos no gás.

$$d_p = \sqrt{\frac{18 \mu H Q}{(\rho_p - \rho_g) g V}} \quad (\text{B.4})$$

Sendo,

μ : Viscosidade do gás (kg/m.s);

H : Altura da tubulação do gás (m);

Q : Vazão volumétrica de gás (m³/s);

ρ_p : Densidade da partícula sólida (kg/m³);

ρ_g : Densidade do gás (kg/m³);

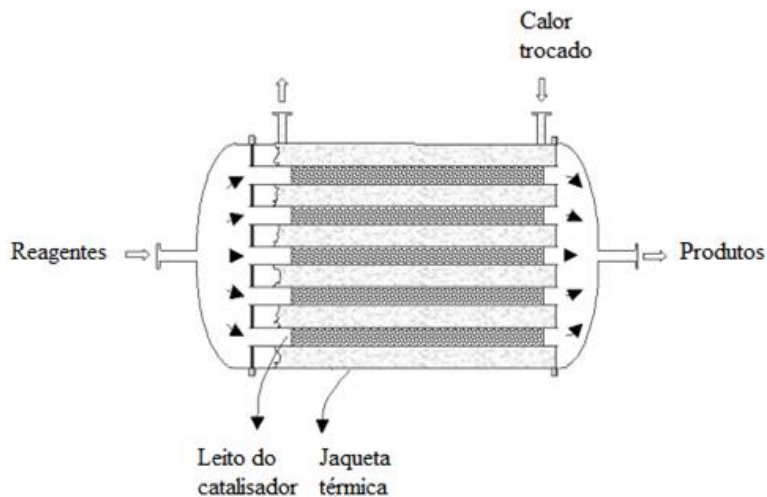
g : Constante gravitacional (m/s²);

V : Volume da câmara de gás (m³).

B.7 – DIMENSIONAMENTO DO REATOR SMR

O reator Packed Bed Reactor (PBR) se trata de um cilindro vertical, composto por tubos concêntricos, onde a vazão de gás entra em contato com o catalisador armazenado no reator, como pode ser observado na Figura B.4.

Figura B.4 – Reator Packed Bed Reactor



Fonte: Autores, 2023.

Dimensionou-se o reator PBR proporcionalmente às dimensões propostas por Taji (2018), de acordo com a escala do processo. Os parâmetros utilizados para o cálculo das dimensões do reator R-201 estão dispostos na Tabela B.9.

Tabela B.9 – Dimensionamento do reator R-201

Variável	Valor	Unidade
Volume do reator	6,36	m ³
Vazão volumétrica	15447,75	m ³ /h
Tempo de residência	1,50	s
Número de tubos	180	–
Diâmetro interno do tubo	0,13	m
Diâmetro externo do tubo	0,15	m
Comprimento	2	m
Massa de catalisador	280,97	kg
Porosidade do catalisador	0,44	–

Fonte: Autores, 2023.

Os parâmetros utilizados para o cálculo do isolamento térmico do reator R–201, assim como a espessura dos isolamentos, podem ser analisados na Tabela B.10.

Tabela B.10 – Dimensionamento do isolamento térmico dos gaseificadores G-201 a G-204

Variável	Valor	Unidade
Calor retido	3040,38	kW
Área do gaseificador cilíndrica	19,00	m ²
Temperatura interna	900	°C
Temperatura externa	25	°C
Espessura do isolante	17,03	mm
Espessura do aço	6,35	mm

Fonte: Autores, 2023.

B.8 – DIMENSIONAMENTO DO TROCADOR DE CALOR 205

O dimensionamento do trocador TC–205 foi realizado pelo simulador de processos *UniSim® Design Heat Exchanger* da Honeywell utilizando o módulo STE (*Shell and Tube Heat Exchanger*). Os valores do dimensionamento podem ser visualizados na Tabela B.11.

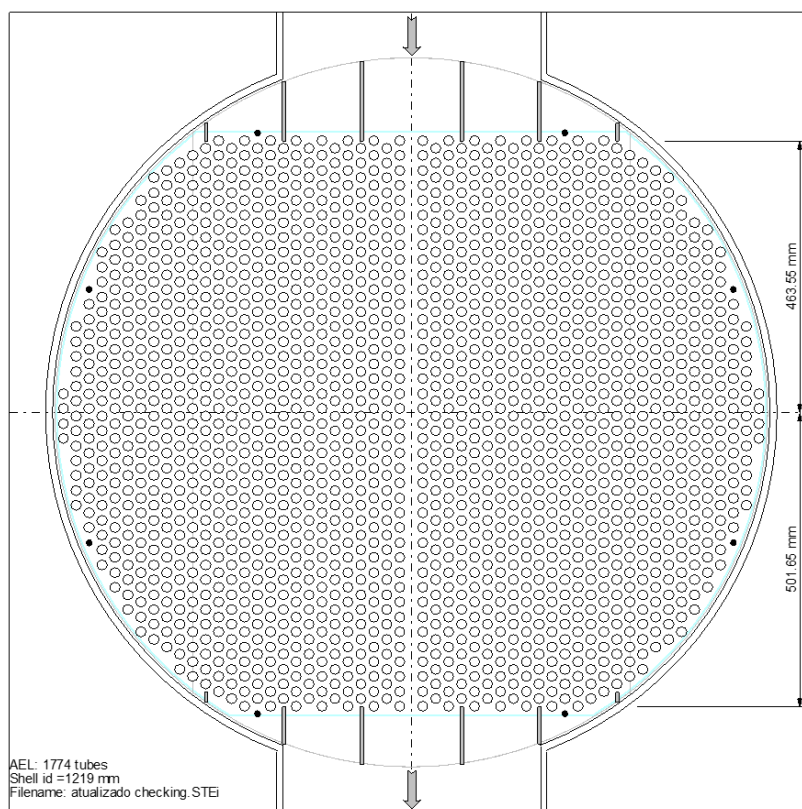
Tabela B.11 – Dimensionamento para o trocador casco e tubo TC–201

Variável	Valor	Unidade
Alimentação	20567,21	kg/h
Diâmetro do casco	1219	mm
Comprimento total do trocador	3640	mm
Comprimento dos tubos	1951	mm
Número de tubos	1774	–
Área de troca térmica	207,14	m ²
Diâmetro interno dos tubos	14,83	mm
Diâmetro externo dos tubos	19,05	mm
Peso total do trocador vazio	7411	kg

Fonte: Autores (UniSim® STE), 2023.

A representação do corte transversal do trocador de calor dimensionado pelo Unisim pode ser visualizado na Figura B.5.

Figura B.5 – Vista transversal do casco do trocador de calor TC–205



Fonte: Autores (UniSim® STE), 2023.

B.9 – DIMENSIONAMENTO DO TROCADOR DE CALOR 301

O dimensionamento do trocador TC–301 foi realizado pelo simulador de processos *UniSim® Design Heat Exchanger* da Honeywell utilizando o módulo STE (*Shell and Tube Heat Exchanger*). Os valores do dimensionamento podem ser visualizados na Tabela B.11.

Tabela B.12 – Dimensionamento para o trocador casco e tubo TC–301

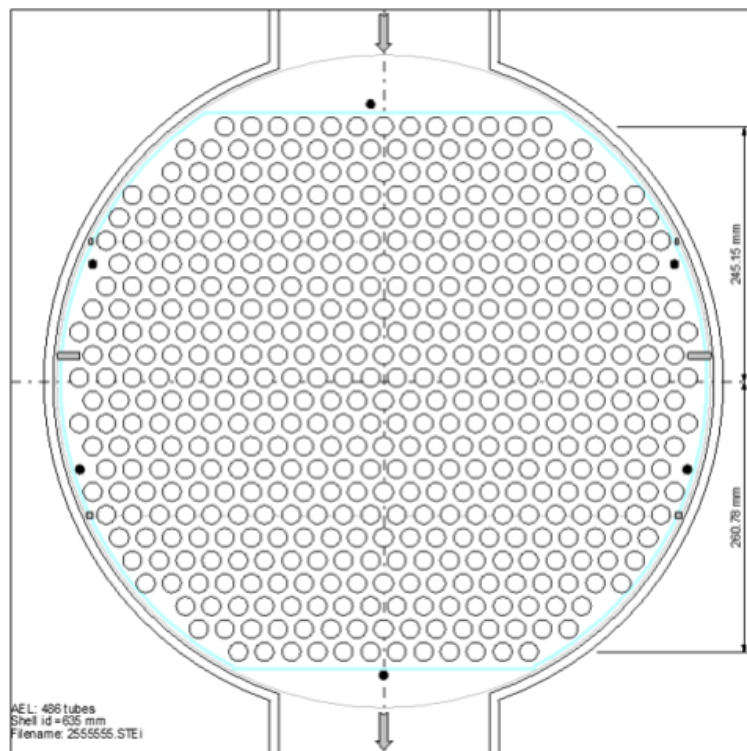
Variável	Valor	Unidade
Alimentação	20567,21	kg/h
Diâmetro do casco	635	mm
Comprimento total do trocador	7240	mm
Comprimento dos tubos	6096	mm
Número de tubos	486	–

Área de troca térmica	177,31	m ²
Diâmetro interno dos tubos	14,83	mm
Diâmetro externo dos tubos	19,05	mm
Peso total do trocador vazio	5339	kg

Fonte: Autores (UniSim® STE), 2023.

A representação do corte transversal do trocador de calor dimensionado pelo Unisim pode ser visualizado na Figura B.6.

Figura B.6 – Vista transversal do casco do trocador de calor 301



Fonte: Autores (UniSim® STE), 2023.

B.10 – DIMENSIONAMENTO DO COMPRESSOR CRIOGÊNICO

Calculou-se a densidade da mistura de gases da corrente de alimentação do compressor criogênico para obter a vazão normal volumétrica nas condições apresentadas na Tabela B.13, com isso, selecionou-se o modelo de compressor criogênico descrito no Anexo M.

Tabela B.13 – Dimensionamento do compressor criogênico CC–301

Variável	Valor	Unidade
Densidade do gás	0,81	kg/m ³
Vazão mássica	19682,91	kg/h
Vazão volumétrica	18235,31	Nm ³ /h
Pressão de entrada	1	bar
Pressão final	21	bar
Temperatura de saída	90	°C
Temperatura	-21,67	°C

Fonte: Autores, 2023.

B.11 – DIMENSIONAMENTO DO TROCADOR DE CALOR 302

As dimensões do aquecedor TC–302 são fornecidas pela empresa Thermobile e estão de acordo com a capacidade do processo, descritas na Tabela B.14.

Tabela B.14 – Dimensionamento do aquecedor TC–302

Variável	Valor	Unidade
Alimentação	15305,137	kg/h
Fluxo de ar máximo	13000	m ³ /h
Saída de calor	200	kW
Consumo máximo de diesel	19,4	L/h máx
Máxima contrapressão de ventilador	500	Pa
Conexão da chaminé (diâmetro)	200	mm
Cone de saída de calor (diâmetro)	600	mm
Comprimento	2710	mm
Largura	910	mm
Altura	1520	mm

 Fonte: Autores, 2023.

B.12 – DIMENSIONAMENTO PSAs

Determinou-se as dimensões da coluna e os parâmetros necessários para o PSA-301 de acordo com sua capacidade, conforme demonstrado na Tabela B.15, com isso, selecionou-se o modelo do Anexo AL.

 Tabela B.15 – Dimensionamento do sistema PSA-301

Variável	Valor	Unidade
Densidade do gás	0,89	kg/m ³
Vazão volumétrica	286,35	m ³ /min
Vazão volumétrica normal	16008,02	Nm ³ /h
Volume do leito	66	L
Pressão	1/1,6	atm
Temperatura	21	°C
Tempo de residência	0,014	seg

 Fonte: Autores, 2023.

Da mesma forma, obteve-se as dimensões das colunas e os parâmetros necessários para a capacidade do PSA-302 de acordo com a Tabela B.16, com isso, selecionou-se o modelo do sistema descrito no Anexo AL.

 Tabela B.16 – Dimensionamento do sistema PSA-302

Variável	Valor	Unidade
Vazão mássica	117,38	kg/min
Densidade do gás	0,70	kg/m ³
Vazão volumétrica	167,69	m ³ /min
Vazão volumétrica normal	9374,78	Nm ³ /h
Volume do leito	423,20	L

Pressão	1/4	atm
Temperatura	21	°C
Tempo de residência	2,12	seg

Fonte: Autores, 2023.

Determinou-se as dimensões e parâmetros necessários para a capacidade do processo conforme a Tabela B.17, com isso, selecionou-se o modelo do sistema PSA 3 descrito no Anexo AM.

Tabela B.17 – Dimensionamento do sistema PSA-303

Variável	Valor	Unidade
Vazão mássica	79,79	kg/min
Densidade do gás	0,56	kg/m ³
Vazão volumétrica	142,48	m ³ /min
Vazão volumétrica normal	6429,51	Nm ³ /h
Pressão	1/20,7	atm
Temperatura	21	°C
Ciclo	13,33	min

Fonte: Autores, 2023.

APÊNDICE C – DEFINIÇÃO DO NÚMERO DE FUNCIONÁRIOS

O número de funcionários necessários para operar a planta industrial foi estimado a partir das tabelas apresentada no Anexo AN dada por Ulrich (1984) e Peters, Timmerhaus e West (2003), as quais relacionam o número de operadores necessários para o processo por turno com cada tipo de equipamento presente na planta industrial. Na Tabela C.1, estão apresentados os valores calculados, os quais resultaram em um total de 16 operadores necessários por turno. Tem-se, de acordo com Turton *et al.* (2018), que o valor obtido de operadores por turno deve ser multiplicado por 4,5, o que resulta em 72 funcionários para a operação da planta. Como a empresa opera em 4 turnos de 6h, e a indústria irá operar 7 dias na semana, é necessário um total de 28 turnos semanais dias na semana. Cada operador irá trabalhar um total de 7 turnos semanais, logo, serão necessários 4 turnos de 72 funcionários, para completa operação semanal da planta. Com isso, o número de funcionários para a operação da indústria é de 288 funcionários, em que 7 são supervisores e os 281 restantes são operadores.

Tabela C.1 – Funcionários por turno

Equipamento	Quantidade de equipamento	Trabalhadores/Unidade/ Turno	Trabalhadores/ Turno	Número real
Triturador	2	1	1	2
Secador (tambor rotativo)	2	0,5	1	1
Gaseificador	4	0,5	2	2
Reator SMR–PBR	1	0,5	0,5	1
Trocador de calor	2	0,1	0,2	1
Compressor criogênico	1	0,1	0,1	1
PSA (adsorção)	3	0,2	0,6	2
Trocadores de Calor	8	0,1	0,8	1
Câmara de poeira	4	0,1	0,4	1
Compressores	4	0,1	0,4	1
Tanques	3	0,1	0,3	1
Exaustor	2	0,1	0,2	1
Misturador	1	0,3	0,3	1
Total				16

Fonte: Autores, 2023.

Foi estimada a quantidade de funcionários para outros cargos da empresa, como os funcionários do escritório, do laboratório, da limpeza e outras funções. Na Tabela C.2, estão descritos os cargos e as quantidades de funcionários necessários para cada um. Assim, tem-se que o total de funcionários necessários para o funcionamento de toda planta industrial é igual a 119.

Tabela C.2 – Número de funcionários da empresa Gas to Farm

Tipo de atividade	Quantidade de funcionários
Operador de processo	281
Supervisores industriais	7
Técnico de segurança	2
Comercial	2
Administrativo–financeiro	2
Gestão de pessoas	2
Qualidade	3
P&D (Técnico)	2
Químico Industrial	2
Projetos	2
Limpeza e outros serviços	9
Engenheiro Supervisor	1
Engenheiro Químico de Processo	1
Engenheiro Responsável laboratório	1
Total	317

Fonte: Autores, 2023

APÊNDICE D – MEMORIAL DE CÁLCULO

D.1 INSTALAÇÕES DE VAPOR

D.1.1 Cálculo da demanda de vapor

Definiu-se a quantidade de vapor requerida nas áreas da indústria, sendo estas: lavanderia, cozinha e tanques de água quente de 45 e 70 °C. Para o cálculo de vapor necessário nos tanques, utilizou-se a Equação D.1.

$$Q = \rho \cdot W \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (D.1)$$

Onde:

Q = calor requerido para aquecer a água;

W = quantidade de água a ser aquecida;

ρ = massa específica da água como 998,2 kg/m³;

C_p = calor específico da água como 4186 J/kg°C;

ΔT = variação da temperatura.

Considerou-se a água em temperatura ambiente como 20 °C e temperatura final de 47 °C para o tanque de 45 °C e 72 °C para o tanque de 70 °C, visando compensar as perdas através da tubulação. Com a quantidade de calor definida, fez-se o uso da Equação D.2 para determinar a massa de vapor.

$$m = \frac{Q}{\lambda} \quad (D.2)$$

Onde:

m = massa de vapor necessária para aquecer a água;

λ = calor latente do vapor na pressão de 5 kgf/cm² e temperatura igual a 151,1 °C.

D.1.2 Dimensionamento das linhas de vapor

Para dimensionar as linhas de vapor, seguiu-se o proposto por Macintyre (2010), que define que a velocidade adotada para ramais secundários e linhas curtas deve ser de 10 a 15 m/s, e, para linhas principais e alimentadoras, de 15 a 30 m/s. No presente projeto, a velocidade admitida adotada foi de 15 e 30 m/s, respectivamente. Ademais, para o dimensionamento da tubulação, dois critérios podem ser utilizados, o critério da velocidade e o da perda de carga.

Para determinar o diâmetro da tubulação, inicialmente determina-se o comprimento equivalente e em seguida encontra-se um diâmetro conhecido. Ressalta-se que para as linhas longas e retilíneas o comprimento equivalente tem um fator de 10 a 15% sobre o comprimento real da tubulação. Por outro lado, para as linhas curtas que possuem curvas e demais acessórios, adota-se um valor de acréscimo de 20 a 35% do comprimento original, neste projeto, o acréscimo considerado será de 25% do comprimento original. O cálculo do comprimento equivalente é efetuado conforme representa a Equação D.3.

$$L_{eq} = L \cdot (1 + fator) \quad (D.3)$$

Onde:

L_{eq} = comprimento equivalente da tubulação;

L = comprimento real da tubulação;

$fator$ = 15% para linhas longas e retilíneas e 35% para linhas curtas que possuem curvas e acessórios.

Sabendo-se que nenhum trecho das linhas de vapor dimensionadas ultrapassa 100 metros, fez-se o uso do critério da velocidade para determinar o diâmetro das tubulações e, em seguida, utilizou-se o critério de perda de carga para verificar se os diâmetros selecionados atendiam ao requisito de perda de carga máxima de 0,5 bar. Assim, para calcular o diâmetro das tubulações utilizou-se a Equação D.4 e, a partir do diâmetro calculado, selecionou-se o diâmetro comercial. Partindo do conhecimento do diâmetro comercial, utilizou-se a Equação D.5 referente a perda de carga.

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot \dot{m} \cdot v}{\Pi \cdot \nu}} \quad (D.4)$$

Onde:

\dot{m} = vazão em massa [kg/s];

ν = velocidade [m/s];

D = diâmetro [m];

v = volume específico do vapor saturado igual a 0,3816 m³/kg para a temperatura de 151,1 °C.

$$J = 0,029 \cdot \frac{\dot{m}^{1,95} \cdot v \cdot 0,95}{D^{5,1}} \quad (\text{D.5})$$

Onde:

J = perda de carga [bar.100m];

\dot{m} = vazão em massa [kg/h];

D = diâmetro [cm];

v = volume específico do vapor saturado igual a 0,3816 m³/kg para a temperatura de 151,1 °C.

Por fim, utilizando-se a Equação D.4 rearranjada, determinou-se novamente os valores de velocidade, para verificar se estava condizente com o padrão pré estabelecido. A seguir, nas Tabelas D.1 e D.2 pode-se analisar os resultados obtidos para o dimensionamento das linhas de vapor existentes.

Tabela D.1 – Dimensionamento linha de vapor 1 – prédio auxiliar

Trecho	Distância (m)	Leq (m)	Ramal	v recomendada (m/s)	Vazão (kg/h)	Diâmetro (m)	Bitola (in)	J (bar.100m)	v real (m/s)
1-2	100,29	125,36	Principal	30	1199,00	0,0735	3"	0,3372	27,89
2-2'	4,00	5,00	Abastecimento	30	240,00	0,0329	1.1/2"	0,5022	22,33
2-3	2,00	2,50	Secundário	15	959,00	0,0929	4"	0,0503	12,55
3-3'	4,00	5,00	Abastecimento	30	144,00	0,0255	1"	1,4667	30,15
3-4	2,00	2,50	Secundário	15	815,00	0,0857	3.1/2"	0,0724	13,93
4-4'	4,00	5,00	Abastecimento	30	80,00	0,0190	3/4"	2,0218	29,78
4-5	8,70	10,87	Secundário	15	735,00	0,0814	3"	0,0592	12,56
5-5'	4,20	5,25	Abastecimento	30	245,00	0,0332	1.1/2"	0,5228	22,80
5-6	2,00	2,50	Secundário	15	490,00	0,0664	3"	0,0589	11,40
6-6'	4,20	5,25	Abastecimento	30	420,00	0,0435	2"	0,3448	21,99
6-7	6,20	7,75	Secundário	15	70,00	0,0251	1"	0,3593	14,66

Fonte: Autores, 2023.

Tabela D.2 – Dimensionamento linha de vapor 2 - tanques de água quente

Trecho	Distância (m)	Leq (m)	Ramal	v recomendada (m/s)	Vazão (kg/h)	Diâmetro (m)	Bitola (in)	J (bar.100m)	v real (m/s)
1-2	37,10	46,37	Principal	30	152,43	0,0262	1.1/2"	0,2072	14,19
2-2'	1,64	2,05	Abastecimento	30	92,47	0,0204	1"	0,6184	8,61
2-3	9,90	12,37	Abastecimento	30	59,96	0,0164	1"	0,2657	12,56

Fonte: Autores, 2023.

D.2 INSTALAÇÕES DE CONDENSADO

Para calcular a quantidade de condensado, faz-se necessária a determinação do condensado formado durante o aquecimento da tubulação e do condensado formado durante a operação normal. Desta forma, fez-se o uso das Equações D.6, D.7 e D.8, representadas a seguir.

$$Q = n (Q_a + 0,5 Q_s) \quad (D.6)$$

$$Q_a = C \cdot \frac{P (T_f - T_i)}{\lambda} \quad (D.7)$$

$$Q_s = \frac{L \cdot a \cdot (T_f - T_i) U}{\lambda} \quad (D.8)$$

Onde:

Q_a = quantidade de condensado formada no aquecimento [kg];

Q_s = quantidade de condensado formada na operação normal [kg];

C = calor específico do aço = 0,49 [kJ/kg °C];

P = peso da tubulação de vapor [kg];

λ = calor latente nas condições de operação = 2068,7206 [kJ/kg];

T_f = Temperatura de saída da tubulação, que será igual a do vapor [164,2 °C];

T_i = Temperatura de entrada da tubulação, igual à ambiente [20 °C];

L = comprimento da tubulação [m];

a = área lateral unitária do tubo [m²];

U = perda unitária de calor pelo isolamento = 1,6234 [W/m² °C].

Ressalta-se que o peso das tubulações e o calor específico do aço são valores tabelados, conforme representados nos Anexos AG. A partir destas considerações, calculou-se a quantidade de condensado produzido nas tubulações em cada linha. Em seguida, foi possível selecionar a bitola, baseada na vazão total de condensado, conforme Anexo AO. Os resultados para cada trecho da tubulação podem ser observados na Tabela D.3.

Tabela D.3 - Dimensionamento tubulação de condensado

Trecho	Distância (m)	Bitola (in)	Peso (kg/m)	Qa (kg/min)	Qs (kg/min)	Q (kg/h)
1-2	100,80	3"	11,508	0,08	0,190	31,35
2-2'	4,50	1.1/2"	4,123	0,02	0,008	5,83
2-3	2,00	4"	16,382	0,11	0,003	20,48
3-3'	4,50	1"	2,550	0,01	0,008	3,90
3-4	2,00	3.1/2"	13,829	0,09	0,004	17,34
4-4'	4,50	3/4"	1,716	0,01	0,008	2,87
4-5	8,70	3"	11,508	0,07	0,016	15,63
5-5'	4,70	1.1/2"	4,123	0,02	0,009	5,87
5-6	2,00	3"	11,508	0,08	0,004	14,49
6-6'	4,70	2"	5,544	0,04	0,009	7,62
6-7	6,70	1"	2,552	0,02	0,013	4,27

Fonte: Autores, 2023.

D.3 INSTALAÇÕES DE ÁGUA QUENTE

D.3.1 Dimensionamento das tubulações de água quente

Com os valores obtidos de comprimentos de cada trecho do sistema de distribuição de água quente, foi possível determinar os cálculos referentes às instalações. Ademais, a partir das relações apresentadas por Macintyre (2010), determinaram-se a vazão, área e diâmetro referentes às tubulações.

A vazão foi estimada através do somatório das demais vazões que a tubulação consegue suportar, considerando o consumo simultâneo de todos os equipamentos e pontos que necessitam de água quente. A área de cada trecho e o diâmetro foram calculados através das Equações D.9 e D.10, respectivamente.

$$A = \frac{Q}{v} \quad (\text{D.9})$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} \quad (\text{D.10})$$

Onde:

A = área por trecho [m²];

Q = vazão [m³/s];

v = velocidade recomendada [m/s];

D = diâmetro [m].

Outrossim, o valor adotado para a velocidade foi de 2 m/s, sendo este o recomendado para tubulações SCH40 de aço carbono, presentes no pavilhão industrial, oficinas e caldeira, e, para tubulações de PVC, que são utilizadas no restante das instalações. As Tabelas D.4 e D.5, representam os valores obtidos de distância, vazão, área e diâmetro para as tubulações de água quente a 70 e 45°C.

Tabela D.4 – Linha de água quente 1 – 70 °C

Trecho	Distância (m)	Vazão (m ³ /h)	Área (m ²)	Diâmetro (m)	Diâmetro (in)
1-2	73,98	0,58	0,0000808	0,0101	0,3993
2-2'	2,50	0,29	0,0000404	0,0072	0,2824
2-3	6,50	0,29	0,0000404	0,0072	0,2824

Fonte: Autores, 2023.

Tabela D.5 – Linha de água quente 2 – 45°C

Trecho	Distância (m)	Vazão			
		(m ³ /h)	Área (m ²)	Diâmetro (m)	Diâmetro (in)
1-2	18,57	1,72	0,0002400	0,0175	0,6880
2-3	3,05	0,91	0,0001271	0,0127	0,5006
3-3'	3,25	0,10	0,0000141	0,0042	0,1669
3-4	1,00	0,71	0,0000988	0,0112	0,4415
4-4'	3,25	0,10	0,0000141	0,0042	0,1669
4-5	1,00	0,60	0,0000847	0,0104	0,4088
5-5'	3,25	0,10	0,0000141	0,0042	0,1669
5-6	1,00	0,50	0,0000706	0,0095	0,3731
6-6'	3,25	0,10	0,0000141	0,0042	0,1669
6-7	1,00	0,40	0,0000565	0,0085	0,3338
7-7'	3,25	0,10	0,0000141	0,0042	0,1669
7-8	1,00	0,30	0,0000424	0,0073	0,2890
8-8'	3,25	0,10	0,0000141	0,0042	0,1669
8-9	1,00	0,20	0,0000282	0,0060	0,2360
9-9'	3,25	0,10	0,0000141	0,0042	0,1669

9-10	1,00	0,10	0,0000141	0,0042	0,1669
2-11	3,04	0,91	0,0001271	0,0127	0,5006
11-11'	3,25	0,10	0,0000141	0,0042	0,1669
11-12	1,00	0,81	0,0001129	0,0120	0,4720
12-12'	3,25	0,10	0,0000141	0,0042	0,1669
12-13	1,00	0,71	0,0000988	0,0112	0,4415
13-13'	3,25	0,10	0,0000141	0,0042	0,1669
13-14	1,00	0,60	0,0000847	0,0104	0,4088
14-14'	3,25	0,10	0,0000141	0,0042	0,1669
14-15	1,00	0,50	0,0000706	0,0095	0,3731
15-15'	3,25	0,10	0,0000141	0,0042	0,1669
15-16	1,00	0,40	0,0000565	0,0085	0,3338
16-16'	3,25	0,10	0,0000141	0,0042	0,1669
16-17	1,00	0,30	0,0000424	0,0073	0,2890
17-17'	3,25	0,10	0,0000141	0,0042	0,1669
17-18	1,00	0,20	0,0000282	0,0060	0,2360
18-18'	3,25	0,10	0,0000141	0,0042	0,1669
18-19	4,25	0,10	0,0000141	0,0042	0,1669

Fonte: Autores, 2023.

A partir dos valores obtidos para os diâmetros dos trechos, foi possível escolher a bitola adequada para cada um destes. Nas Tabelas D.6 e D.7, representadas a seguir, pode-se observar os valores encontrados para a velocidade conforme a escolha da bitola, ressalta-se que, conforme a bitola selecionada a velocidade não pode ultrapassar 2 m/s.

Tabela D.6 - Bitolas selecionadas para a linha 1 de água quente

Trecho	Diâmetro (in)	Bitola (in)	Bitola (m)	A int (m ²)	u (m/s)
1-2	0,3993	1/2"	0,0127	0,0001267	1,27

2-2'	0,2824	3/8"	0,0095	0,0000713	1,13
2-3	0,2824	3/8"	0,0095	0,0000713	1,1340

Fonte: Autores, 2023.

Tabela D.7 - Bitolas selecionadas para a linha 1 de água quente

Trecho	Diâmetro (in)	Bitola (in)	Bitola (m)	A int (m²)	u (m/s)
1-2	0,6880	1"	0,0254	0,0005067	0,94
2-3	0,5006	3/4"	0,0191	0,0002850	0,89
3-3'	0,1669	1/4"	0,0064	0,0000317	0,89
3-4	0,4415	1/2"	0,0127	0,0001267	1,56
4-4'	0,1669	1/4"	0,0064	0,0000317	0,89
4-5	0,4088	1/2"	0,0127	0,0001267	1,33
5-5'	0,1669	1/4"	0,0064	0,0000317	0,89
5-6	0,3731	1/2"	0,0127	0,0001267	1,11
6-6'	0,1669	1/4"	0,0064	0,0000317	0,89
6-7	0,3338	1/2"	0,0127	0,0001267	0,89
7-7'	0,1669	1/4"	0,0064	0,0000317	0,89
7-8	0,2890	1/2"	0,0127	0,0001267	0,66
8-8'	0,1669	1/4"	0,0064	0,0000317	0,89
8-9	0,2360	1/4"	0,0064	0,0000317	1,78
9-9'	0,1669	1/4"	0,0064	0,0000317	0,89
9-10	0,1669	1/4"	0,0064	0,0000317	0,89
2-11	0,5006	3/4"	0,0191	0,0002850	0,89
11-11'	0,1669	1/4"	0,0064	0,0000317	0,89
11-12	0,4720	1/2"	0,0127	0,0001267	1,78
12-12'	0,1669	1/4"	0,0064	0,0000317	0,89

12-13	0,4415	1/2"	0,0127	0,0001267	1,56
13-13'	0,1669	1/4"	0,0064	0,0000317	0,89
13-14	0,4088	1/2"	0,0127	0,0001267	1,33
14-14'	0,1669	1/4"	0,0064	0,0000317	0,89
14-15	0,3731	1/2"	0,0127	0,0001267	1,11
15-15'	0,1669	1/4"	0,0064	0,0000317	0,89
15-16	0,3338	1/2"	0,0127	0,0001267	0,89
16-16'	0,1669	1/4"	0,0064	0,0000317	0,89
16-17	0,2890	1/2"	0,0127	0,0001267	0,66
17-17'	0,1669	1/4"	0,0064	0,0000317	0,89
17-18	0,2360	1/4"	0,0064	0,0000317	1,78
18-18'	0,1669	1/4"	0,0064	0,0000317	0,89
18-19	0,1669	1/4"	0,0064	0,0000317	0,89

Fonte: Autores, 2023.

D.3.2 Dimensionamento dos tanques de armazenamento de água quente

Visando o consumo total de água quente de cada temperatura, pode-se dimensionar os tanques de armazenamento. Através da Equação D.11 foi possível calcular o diâmetro do tanque, e, considerando que a altura do tanque é igual a duas vezes o diâmetro, definiu-se a altura.

$$V = \Pi \cdot r^2 \cdot H \quad (D.11)$$

Onde:

V = volume do tanque [m³];

r = raio do tanque [m];

H = altura do tanque [m].

Portanto, com o volume dos tanques calculados de acordo com a demanda de água necessária por dia, adicionou-se uma margem de segurança de 20%. Para o tanque de água a 70°C, a capacidade de armazenamento considerada foi igual a 12 horas e, para o tanque de

armazenamento de água a 45°C, a capacidade de armazenamento foi de 24 horas. Na Tabela D.8 pode-se observar as dimensões de cada tanque.

Tabela D.8 – Dimensões dos tanques de armazenamento de água quente

Tanque	D (m)	H (m)	V (m ³)
70°C	0,90	1,81	1,16
45°C	1,30	2,60	3,46

Fonte: Autores, 2023.

D.4 INSTALAÇÕES DE ÁGUA FRIA

D.4.1 Dimensionamento das tubulações de água fria

O dimensionamento das tubulações de água fria foi determinado seguindo as mesmas etapas propostas para a água quente, representadas no tópico D.3, assim, a partir das Equações D.9 e D.10 calcularam-se a área por trecho e o diâmetro mínimo das tubulações. Nas Tabela D.9, D.10 e D.11 é possível visualizar os resultados obtidos para as linhas de água fria.

Tabela D.9 – Dimensionamento linha de água fria 1 - reservatórios e prédio auxiliar

Trecho	Distância (m)	Vazão (m ³ /h)	Área (m ²)	Diâmetro (m)	Diâmetro (in)
1-3	9,97	38,60	0,0053615	0,0826	3,2528
2-3	9,97	45,31	0,0062939	0,0895	3,5244
3-4	3,5	83,91	0,0116554	0,1218	4,7960
4-5	30	75,16	0,0104399	0,1153	4,5391
5-5'	11,04	0,11	0,0000159	0,0045	0,1774
5-6	5,47	75,05	0,0104240	0,1152	4,5356
6-6'	3,1	1,60	0,0002222	0,0168	0,6622
6-7	3,51	73,33	0,0101858	0,1139	4,4835
7-8	22,97	44,28	0,0061504	0,0885	3,4840
8-9	26,58	44,27	0,0061493	0,0885	3,4836

9-10	5,66	2,30	0,0003208	0,0202	0,7957
10-10'	4,36	1,72	0,0002400	0,0175	0,6882
10-11	18,04	0,58	0,0000808	0,0101	0,3993
9-12	53,65	41,96	0,0058285	0,0861	3,3916
12-12'	2	0,54	0,0000750	0,0098	0,3847
12-13	2,5	41,42	0,0057535	0,0856	3,3697
13-13'	2	0,36	0,0000514	0,0081	0,3184
13-14	17	41,05	0,0057021	0,0852	3,3546
14-14'	2	0,48	0,0000668	0,0092	0,3630
14-15	18,06	40,57	0,0056354	0,0847	3,3349
15-15'	2	0,58	0,0000808	0,0101	0,3993
15-16	20,16	39,99	0,0055546	0,0841	3,3109
16-16'	2	0,66	0,0000917	0,0108	0,4255
16-17	1,25	39,33	0,0054628	0,0834	3,2834
17-17'	2	0,66	0,0000917	0,0108	0,4255
17-18	1,25	38,67	0,0053711	0,0827	3,2558
18-18'	2	0,66	0,0000917	0,0108	0,4255
18-19	1,25	38,01	0,0052794	0,0820	3,2278
19-19'	2	0,66	0,0000917	0,0108	0,4255
19-20	6,25	37,35	0,0051877	0,0813	3,1997
20-20'	1,5	0,29	0,0000413	0,0072	0,2854
20-21	1	37,05	0,0051464	0,0809	3,1869
21-21'	1,5	0,29	0,0000413	0,0072	0,2854
21-22	1	36,75	0,0051051	0,0806	3,1741
22-22'	1,5	0,29	0,0000413	0,0072	0,2854
22-23	1	36,45	0,0050638	0,0803	3,1613

23-23'	1,5	0,29	0,0000413	0,0072	0,2854
23-24	17,51	36,16	0,0050226	0,0800	3,1483
24-24'	2	0,29	0,0000413	0,0072	0,2854
24-25	5	35,86	0,0049813	0,0796	3,1354
8-26	11,06	0,008	0,0000011	0,0012	0,0475

Fonte: Autores, 2023.

Tabela D.10 – Dimensionamento linha de água fria 2 - reservatórios e prédio auxiliar

Trecho	Distância (m)	Vazão (m³/h)	Área (m²)	Diâmetro (m)	Diâmetro (in)
7-1	25,53	29,05	0,0040354	0,0717	2,8220
1-2	3,01	11,82	0,0016423	0,0457	1,8003
2-2'	2,10	0,83	0,0001162	0,0122	0,4788
2-3	1,00	10,98	0,0015261	0,0441	1,7354
3-3'	2,10	0,83	0,0001162	0,0122	0,4788
3-4	1,00	10,15	0,0014099	0,0424	1,6681
4-4'	2,10	0,83	0,0001162	0,0122	0,4788
4-5	1,00	9,31	0,0012937	0,0406	1,5979
5-5'	2,10	0,83	0,0001162	0,0122	0,4788
5-6	1,00	8,47	0,0011775	0,0387	1,5244
6-6'	2,10	0,83	0,0001162	0,0122	0,4788
6-7	1,00	7,64	0,0010614	0,0368	1,4473
7-7'	2,10	0,83	0,0001162	0,0122	0,4788
7-8	1,00	6,80	0,0009452	0,0347	1,3658
8-8'	2,10	0,83	0,0001162	0,0122	0,4788
8-9	1,00	5,96	0,0008290	0,0325	1,2791
9-9'	2,10	0,83	0,0001162	0,0122	0,4788

9-45	13,95	5,13	0,0007128	0,0301	1,1861
45-46	4,06	3,79	0,0005276	0,0259	1,0204
46-46'	0,90	0,42	0,0000586	0,0086	0,3401
46-47	1,00	3,37	0,0004690	0,0244	0,9621
47-47'	0,90	0,42	0,0000586	0,0086	0,3401
47-48	1,00	2,95	0,0004104	0,0229	0,8999
48-48'	0,90	0,42	0,0000586	0,0086	0,3401
48-49	1,00	2,53	0,0003518	0,0212	0,8332
49-49'	0,90	0,42	0,0000586	0,0086	0,3401
49-50	1,00	2,11	0,0002931	0,0193	0,7606
50-50'	0,90	0,42	0,0000586	0,0086	0,3401
50-51	1,00	1,68	0,0002345	0,0173	0,6803
51-51'	0,90	0,42	0,0000586	0,0086	0,3401
51-52	1,00	1,26	0,0001759	0,0150	0,5892
52-52'	0,90	0,42	0,0000586	0,0086	0,3401
52-53	1,00	0,84	0,0001173	0,0122	0,4810
53-53'	0,90	0,42	0,0000586	0,0086	0,3401
53-54	1,00	0,42	0,0000586	0,0086	0,3401
45-55	9,90	1,33	0,0001852	0,0154	0,6045
55-55'	2,00	0,14	0,0000206	0,0051	0,2015
55-56	1,00	1,18	0,0001646	0,0145	0,5699
56-56'	2,00	0,14	0,0000206	0,0051	0,2015
56-57	1,00	1,03	0,0001440	0,0135	0,5331
57-57'	2,00	0,14	0,0000206	0,0051	0,2015
57-58	1,00	0,88	0,0001234	0,0125	0,4936
58-58'	2,00	0,14	0,0000206	0,0051	0,2015

58-59	1,00	0,74	0,0001029	0,0114	0,4506
59-59'	2,00	0,14	0,0000206	0,0051	0,2015
59-60	1,00	0,59	0,0000823	0,0102	0,4030
60-60'	2,00	0,14	0,0000206	0,0051	0,2015
60-61	1,00	0,44	0,0000617	0,0089	0,3490
61-61'	2,00	0,14	0,0000206	0,0051	0,2015
61-62	1,00	0,29	0,0000411	0,0072	0,2850
62-62'	2,00	0,14	0,0000206	0,0051	0,2015
62-63	3,00	0,14	0,0000206	0,0051	0,2015
1-10	3,00	17,23	0,0023931	0,0552	2,1732
10-10'	2,10	0,88	0,0001230	0,0125	0,4927
10-11	1,00	16,34	0,0022701	0,0538	2,1166
11-11'	2,10	0,88	0,0001230	0,0125	0,4927
11-12	1,00	15,45	0,0021471	0,0523	2,0585
12-12'	2,10	0,88	0,0001230	0,0125	0,4927
12-13	1,00	14,57	0,0020240	0,0508	1,9986
13-13'	2,10	0,88	0,0001230	0,0125	0,4927
13-14	1,00	13,68	0,0019010	0,0492	1,9369
14-14'	2,10	0,88	0,0001230	0,0125	0,4927
14-15	1,00	12,80	0,0017780	0,0476	1,8732
15-15'	2,10	0,88	0,0001230	0,0125	0,4927
15-16	1,00	11,91	0,0016550	0,0459	1,8073
16-16'	2,10	0,88	0,0001230	0,0125	0,4927
16-17	1,00	11,03	0,0015320	0,0442	1,7388
17-17'	2,10	0,88	0,0001230	0,0125	0,4927
17-18	1,00	10,14	0,0014090	0,0424	1,6675

18-18'	2,10	0,88	0,0001230	0,0125	0,4927
18-19	7,71	9,25	0,0012859	0,0405	1,5931
19-19'	2,20	0,15	0,0000221	0,0053	0,2088
19-20	0,90	9,09	0,0012639	0,0401	1,5793
20-20'	2,20	0,15	0,0000221	0,0053	0,2088
20-21	0,90	8,94	0,0012418	0,0398	1,5655
21-21'	2,20	0,15	0,0000221	0,0053	0,2088
21-22	0,90	8,78	0,0012197	0,0394	1,5515
22-22'	2,20	0,15	0,0000221	0,0053	0,2088
22-23	0,90	8,62	0,0011976	0,0390	1,5374
23-23'	2,20	0,15	0,0000221	0,0053	0,2088
23-24	0,90	8,46	0,0011755	0,0387	1,5231
24-24'	2,20	0,15	0,0000221	0,0053	0,2088
24-25	0,75	8,30	0,0011534	0,0383	1,5087
25-26	4,00	5,32	0,0007394	0,0307	1,2080
26-26'	0,90	0,33	0,0000460	0,0077	0,3013
26-27	1,00	2,65	0,0003681	0,0216	0,8523
27-27'	0,90	0,33	0,0000460	0,0077	0,3013
27-28	1,00	2,31	0,0003220	0,0202	0,7972
28-28'	0,90	0,33	0,0000460	0,0077	0,3013
28-29	1,00	1,98	0,0002760	0,0187	0,7381
29-29'	0,90	0,33	0,0000460	0,0077	0,3013
29-30	1,00	1,65	0,0002300	0,0171	0,6738
30-30'	0,90	0,33	0,0000460	0,0077	0,3013
30-31	1,00	1,32	0,0001840	0,0153	0,6026
31-31'	0,90	0,33	0,0000460	0,0077	0,3013

31-32	1,00	0,99	0,0001380	0,0133	0,5219
32-32'	0,90	0,33	0,0000460	0,0077	0,3013
32-33	1,00	0,66	0,0000920	0,0108	0,4261
33-33'	0,90	0,33	0,0000460	0,0077	0,3013
33-34	1,90	0,33	0,0000460	0,0077	0,3013
25-35	10,08	3,00	0,0004173	0,0231	0,9075
35-35'	2,00	0,13	0,0000186	0,0049	0,1918
35-36	1,00	2,87	0,0003987	0,0225	0,8870
36-36'	2,00	0,13	0,0000186	0,0049	0,1918
36-37	1,00	2,73	0,0003801	0,0220	0,8661
37-37'	2,00	0,13	0,0000186	0,0049	0,1918
37-38	1,00	2,60	0,0003614	0,0215	0,8446
38-38'	2,00	0,13	0,0000186	0,0049	0,1918
38-39	1,00	2,46	0,0003428	0,0209	0,8225
39-39'	2,00	0,13	0,0000186	0,0049	0,1918
39-40	1,00	2,33	0,0003242	0,0203	0,7998
40-40'	2,00	0,13	0,0000186	0,0049	0,1918
40-41	1,00	2,19	0,0003055	0,0197	0,7765
41-41'	2,00	0,13	0,0000186	0,0049	0,1918
41-42	1,00	2,06	0,0002869	0,0191	0,7525
42-42'	2,00	0,13	0,0000186	0,0049	0,1918
42-43	1,00	1,93	0,0002683	0,0185	0,7276
43-43'	2,00	0,13	0,0000186	0,0049	0,1918
43-44	3,00	1,79	0,0002496	0,0178	0,7019

Fonte: Autores, 2023.

Tabela D.11 – Dimensionamento linha de água fria 3 - reservatórios e prédio auxiliar

Trecho	Distância (m)	Vazão (m³/h)	Área (m²)	Diâmetro (m)	Diâmetro (in)
4-1	87,90	8,75	0,0012	0,039	1,55
1-1'	1,92	6,12	0,0009	0,033	1,30
1-2	6,92	2,63	0,0004	0,022	0,85

Fonte: Autores, 2023.

Posteriormente, a partir dos diâmetros determinados, definiu-se a bitola para cada um dos trechos da tubulação de água fria, conforme realizado anteriormente para as tubulações de água quente. Ademais, nas Tabelas D.12, D.13 e D.14 observa-se os valores encontrados de velocidade, conforme a bitola selecionada.

Tabela D.12 – Bitolas selecionadas - linha 1 tubulações de água fria

Trecho	Diâmetro (in)	Bitola (in)	Bitola (m)	A int (m²)	u (m/s)
1-3	3,2528	3.1/2"	0,0889	0,006207	1,72
2-3	3,5244	4"	0,1016	0,008107	1,55
3-4	4,7960	5"	0,1270	0,012668	1,84
4-5	4,5391	5"	0,1270	0,012668	1,64
5-5'	0,1774	1/4"	0,0063	0,000032	1,00
5-6	4,5356	5"	0,1270	0,012668	1,64
6-6'	0,6622	3/4"	0,0190	0,000285	1,55
6-7	4,4835	5"	0,1270	0,012668	1,60
7-8	3,4840	3.1/2"	0,0889	0,006207	1,98
8-9	3,4836	5"	0,1270	0,012668	0,97
9-10	0,7957	1"	0,0254	0,000507	1,26
10-10'	0,6882	1"	0,0254	0,000507	0,94
10-11	0,3993	1/2"	0,0127	0,000127	1,27

9-12	3,3916	4"	0,1016	0,008107	1,43
12-12'	0,3847	1/2"	0,0127	0,000127	1,18
12-13	3,3697	4"	0,1016	0,008107	1,41
13-13'	0,3184	1/2"	0,0127	0,000127	0,81
13-14	3,3546	3.1/2"	0,0889	0,006207	1,83
14-14'	0,3630	3/8"	0,0095	0,000071	1,87
14-15	3,3349	3.1/2"	0,0889	0,006207	1,81
15-15'	0,3993	1/2"	0,0127	0,000127	1,27
15-16	3,3109	3.1/2"	0,0889	0,006207	1,78
16-16'	0,4255	1/2"	0,0127	0,000127	1,44
16-17	3,2834	3.1/2"	0,0889	0,006207	1,76
17-17'	0,4255	1/2"	0,0127	0,000127	1,44
17-18	3,2558	3.1/2"	0,0889	0,006207	1,73
18-18'	0,4255	1/2"	0,0127	0,000127	1,44
18-19	3,2278	3.1/2"	0,0889	0,006207	1,70
19-19'	0,4255	1/2"	0,0127	0,000127	1,44
19-20	3,1997	3.1/2"	0,0889	0,006207	1,67
20-20'	0,2854	1/2"	0,0127	0,000127	0,65
20-21	3,1869	3.1/2"	0,0889	0,006207	1,65
21-21'	0,2854	1/2"	0,0127	0,000127	0,65
21-22	3,1741	3.1/2"	0,0889	0,006207	1,64
22-22'	0,2854	1/2"	0,0127	0,000127	0,65
22-23	3,1613	3.1/2"	0,0889	0,006207	1,63
23-23'	0,2854	1/2"	0,0127	0,000127	0,65
23-24	3,1483	3.1/2"	0,0889	0,006207	1,61
24-24'	0,2854	1/2"	0,0127	0,000127	0,65

24-25	3,1354	3.1/2"	0,0889	0,006207	1,60
8-26	0,0475	1/8"	0,0032	0,000008	0,28

Fonte: Autores, 2023.

Tabela D.13 – Bitolas selecionadas - linha 2 tubulações de água fria

Trecho	Diâmetro (in)	Bitola (in)	Bitola (m)	A int (m²)	u (m/s)
7-1	2,8220	3"	0,0762	0,004560	1,77
1-2	1,8003	2"	0,0508	0,002027	1,62
2-2'	0,4788	1/2"	0,0127	0,000127	1,83
2-3	1,7354	2"	0,0508	0,002027	1,51
3-3'	0,4788	1/2"	0,0127	0,000127	1,83
3-4	1,6681	2"	0,0508	0,002027	1,39
4-4'	0,4788	1/2"	0,0127	0,000127	1,83
4-5	1,5979	2"	0,0508	0,002027	1,28
5-5'	0,4788	1/2"	0,0127	0,000127	1,83
5-6	1,5244	2"	0,0508	0,002027	1,16
6-6'	0,4788	1/2"	0,0127	0,000127	1,83
6-7	1,4473	1.1/2"	0,0381	0,001140	1,86
7-7'	0,4788	1/2"	0,0127	0,000127	1,83
7-8	1,3658	1.1/2"	0,0381	0,001140	1,65
8-8'	0,4788	1/2"	0,0127	0,000127	1,83
8-9	1,2791	1.1/2"	0,0381	0,001140	1,45
9-9'	0,4788	1/2"	0,0127	0,000127	1,83
9-45	1,1861	1.1/2"	0,0381	0,001140	1,25
45-46	1,0204	1.1/4"	0,03175	0,000792	1,33
46-46'	0,3401	1/2"	0,0127	0,000127	0,92

46-47	0,9621	1"	0,0254	0,000507	1,85
47-47'	0,3401	1/2"	0,0127	0,000127	0,92
47-48	0,8999	1"	0,0254	0,000507	1,62
48-48'	0,3401	1/2"	0,0127	0,000127	0,92
48-49	0,8332	1"	0,0254	0,000507	1,38
49-49'	0,3401	1/2"	0,0127	0,000127	0,92
49-50	0,7606	1"	0,0254	0,000507	1,16
50-50'	0,3401	1/2"	0,0127	0,000127	0,92
50-51	0,6803	1"	0,0254	0,000507	0,92
51-51'	0,3401	1/2"	0,0127	0,000127	0,92
51-52	0,5892	1"	0,0127	0,000127	2,78
52-52'	0,3401	1/2"	0,0127	0,000127	0,92
52-53	0,4810	1"	0,0127	0,000127	1,85
53-53'	0,3401	1/2"	0,0127	0,000127	0,92
53-54	0,3401	1/2"	0,0127	0,000127	0,92
45-55	0,6045	1"	0,0254	0,000507	0,73
55-55'	0,2015	1/2"	0,0127	0,000127	0,32
55-56	0,5699	3/4"	0,01905	0,000285	1,15
56-56'	0,2015	1/2"	0,0127	0,000127	0,32
56-57	0,5331	3/4"	0,01905	0,000285	1,01
57-57'	0,2015	3/4"	0,01905	0,000285	0,14
57-58	0,4936	1/2"	0,0127	0,000127	1,94
58-58'	0,2015	1/2"	0,0127	0,000127	0,32
58-59	0,4506	1/2"	0,0127	0,000127	1,62
59-59'	0,2015	1/2"	0,0127	0,000127	0,32
59-60	0,4030	1/2"	0,0127	0,000127	1,29

60-60'	0,2015	1/2"	0,0127	0,000127	0,32
60-61	0,3490	1/2"	0,0127	0,000127	0,97
61-61'	0,2015	1/2"	0,0127	0,000127	0,32
61-62	0,2850	1/2"	0,0127	0,000127	0,64
62-62'	0,2015	1/2"	0,0127	0,000127	0,32
62-63	0,2015	1/2"	0,0127	0,000127	0,32
1-10	2,1732	2.1/2"	0,0635	0,003167	1,51
10-10'	0,4927	1/2"	0,0127	0,000127	1,94
10-11	2,1166	2.1/2"	0,0635	0,003167	1,43
11-11'	0,4927	1/2"	0,0127	0,000127	1,94
11-12	2,0585	2.1/2"	0,0635	0,003167	1,35
12-12'	0,4927	1/2"	0,0127	0,000127	1,94
12-13	1,9986	2"	0,0508	0,002027	1,99
13-13'	0,4927	1/2"	0,0127	0,000127	1,94
13-14	1,9369	2"	0,0508	0,002027	1,87
14-14'	0,4927	1/2"	0,0127	0,000127	1,94
14-15	1,8732	2"	0,0508	0,002027	1,75
15-15'	0,4927	1/2"	0,0127	0,000127	1,94
15-16	1,8073	2"	0,0508	0,002027	1,63
16-16'	0,4927	1/2"	0,0127	0,000127	1,94
16-17	1,7388	2"	0,0508	0,002027	1,51
17-17'	0,4927	1/2"	0,0127	0,000127	1,94
17-18	1,6675	2"	0,0508	0,002027	1,39
18-18'	0,4927	1/2"	0,0127	0,000127	1,94
18-19	1,5931	2"	0,0508	0,002027	1,26
19-19'	0,2088	1/2"	0,0127	0,000127	0,34

19-20	1,5793	2"	0,0508	0,002027	1,24
20-20'	0,2088	1/2"	0,0127	0,000127	0,34
20-21	1,5655	2"	0,0508	0,002027	1,22
21-21'	0,2088	1/2"	0,0127	0,000127	0,34
21-22	1,5515	2"	0,0508	0,002027	1,20
22-22'	0,2088	1/2"	0,0127	0,000127	0,34
22-23	1,5374	2"	0,0508	0,002027	1,18
23-23'	0,2088	1/2"	0,0127	0,000127	0,34
23-24	1,5231	2"	0,0508	0,002027	1,16
24-24'	0,2088	1/2"	0,0127	0,000127	0,34
24-25	1,5087	2"	0,0508	0,002027	1,13
25-26	1,2080	2"	0,0508	0,002027	0,72
26-26'	0,3013	1/2"	0,0127	0,000127	0,72
26-27	0,8523	1"	0,0254	0,000507	1,45
27-27'	0,3013	1/2"	0,0127	0,000127	0,72
27-28	0,7972	1"	0,0254	0,000507	1,27
28-28'	0,3013	1/2"	0,0127	0,000127	0,72
28-29	0,7381	1"	0,0254	0,000507	1,08
29-29'	0,3013	1/2"	0,0127	0,000127	0,72
29-30	0,6738	1"	0,0254	0,000507	0,90
30-30'	0,3013	1/2"	0,0127	0,000127	0,72
30-31	0,6026	1"	0,0254	0,000507	0,72
31-31'	0,3013	1/2"	0,0127	0,000127	0,72
31-32	0,5219	1"	0,0254	0,000507	0,54
32-32'	0,3013	1/2"	0,0127	0,000127	0,72
32-33	0,4261	1/2"	0,0127	0,000127	1,45

33-33'	0,3013	1/2"	0,0127	0,000127	0,72
33-34	0,3013	1/2"	0,0127	0,000127	0,72
25-35	0,9075	1"	0,0254	0,000507	1,64
35-35'	0,1918	1/4"	0,00635	0,000032	1,17
35-36	0,8870	1"	0,0254	0,000507	1,57
36-36'	0,1918	1/4"	0,00635	0,000032	1,17
36-37	0,8661	1"	0,0254	0,000507	1,50
37-37'	0,1918	1/4"	0,00635	0,000032	1,17
37-38	0,8446	1"	0,0254	0,000507	1,42
38-38'	0,1918	1/4"	0,00635	0,000032	1,17
38-39	0,8225	1"	0,0254	0,000507	1,35
39-39'	0,1918	1/4"	0,00635	0,000032	1,17
39-40	0,7998	1"	0,0254	0,000507	1,27
40-40'	0,1918	1/4"	0,00635	0,000032	1,17
40-41	0,7765	1"	0,0254	0,000507	1,20
41-41'	0,1918	1/4"	0,00635	0,000032	1,17
41-42	0,7525	1"	0,0254	0,000507	1,13
42-42'	0,1918	1/4"	0,00635	0,000032	1,17
42-43	0,7276	1"	0,0254	0,000507	1,05
43-43'	0,1918	1/4"	0,00635	0,000032	1,17
43-44	0,7019	1"	0,0254	0,000507	0,98

Fonte: Autores, 2023.

Tabela D.14 – Bitolas selecionadas - linha 3 tubulações de água fria

Trecho	Diâmetro (in)	Bitola (in)	Bitola (m)	A int (m ²)	u (m/s)
4-1	1,55	1.1/2"	0,0381	0,00114	2,13
1-1'	1,29	1.1/2"	0,0381	0,00114	1,49

1-2	0,85	1/2"	0,0127	0,00013	5,76
-----	------	------	--------	---------	------

Fonte: Autores, 2023.

D.4.2 Dimensionamento dos reservatórios de armazenamento de água fria

De maneira análoga ao efetuado anteriormente no tópico D.3.2, dimensionou-se os reservatórios de água fria utilizando a Equação D.11. Os volumes dos reservatórios foram pré-definidos conforme a demanda diária de água fria, adicionando-se uma margem de segurança de 15% e capacidade de armazenamento de 24 horas. Através da Tabela D.15 é possível verificar os valores obtidos para o diâmetro e altura de cada reservatório.

Tabela D.15 – Dimensões dos tanques de armazenamento de água fria

Tipo	Raio (m)	Diâmetro (m)	Altura (m)
Res. Superior	4,39	8,79	17,57
Res. Inferior	3,21	6,43	6,43

Fonte: Autores, 2023

D.5 INSTALAÇÕES DE AR COMPRIMIDO

D.5.1 Dimensionamento do sistema *air-lift*

Para dimensionar o sistema *air-lift*, adotou-se como submergência do poço o valor de 65% e o valor médio de diâmetro igual a 75 mm, conforme recomendado nos Anexos AP e AQ. Conforme relata Ricardo (2022), o fluxo de ar necessário C , em m^3/h , é dado pela Equação D.12.

$$C = Q \cdot f \quad (D.12)$$

Onde “ Q ” é a demanda de água, em m^3/h , e “ f ” o consumo específico de ar, dado pela Equação D.13.

$$f = \frac{ET}{k \cdot \log \frac{SD + 10,3}{10,3}} \quad (D.13)$$

Na qual “ET” representa a elevação total, dada pela soma da elevação quando a bomba está em funcionamento (ND) com a elevação acima do solo (E), “SD” é a submergência dinâmica, calculada por meio da Equação D.14 e “k” é um valor tabelado, conforme Anexo AN em função da submergência percentual (Sp) que pode ser obtida com a Equação D.15.

$$SD = L - (ND + 1) \quad (D.14)$$

$$Sp = \frac{SD}{SD + ET} \cdot 100\% \quad (D.15)$$

Os parâmetros utilizados e encontrados estão apresentados na Tabela D.16. Desta forma, foi possível calcular o fluxo de ar necessário.

Tabela D.16 - Parâmetros utilizados no sistema *air-lift*

Parâmetros	Valores
Q (m ³ /h)	41,95
ND	35
E	3
ET	38
L	100
SD	64
Sp	62,74
k	13,94
f	3,17
a	0,15

Fonte: Autores, 2023.

Por fim, a demanda requerida de ar comprimido, para que seja atendida a demanda de água de 41,96 m³/h, é igual a 153,27 m³/h.

D.5.2 Dimensionamento das tubulações de ar comprimido

Objetivando-se a determinação do diâmetro das tubulações de ar comprimido, adotou-se que a perda de pressão admissível nas tubulações principais é de 0,0002 bar, nas tubulações secundárias é de 0,0008 bar e, para tubulações de acesso direto ao trabalho 0,002 bar. Desta

forma, segundo Macintyre (2010), o diâmetro da tubulação pode ser determinado através da Equação D.16.

$$d = \left(\frac{0,842 \cdot l_t \cdot Q^2}{R \cdot h_p} \right)^{\frac{1}{5}} \quad (D.16)$$

d = diâmetro interno da tubulação [cm];

h_p = perda de carga total [bar];

l_t = comprimento total da tubulação (comprimento real + comprimento equivalente dos acessórios) [m];

Q = vazão de ar normal [m³/min];

R = relação de compressão para a pressão de trabalho, ou seja p_2/p_1 , onde p_2 é a pressão fornecida pelo compressor e p_1 é a pressão atmosférica.

Adotou-se o valor de 9,678 para R , uma vez que a pressão do compressor é igual a 10 kgf/cm² e, para o comprimento equivalente dos acessórios adotou-se um acréscimo de 30%. Por conseguinte, foi possível determinar o dimensionamento das tubulações de ar comprimido, representado na Tabela D.17.

Tabela D.17 - Dimensionamento das tubulações de ar comprimido

Trecho	Distância (m)	Vazão (m³/min)	Leq (m)	Comprimento (m)	Perda de carga	Diâmetro (in)	Bitola (in)
1-2	52,00	4,31	67,60	119,60	0,0002	6,20	7"
2-2'	2,90	2,15	3,77	6,67	0,002	1,66	2"
2-3	2,00	2,15	2,60	4,60	0,0008	1,86	2"
3-3'	2,90	1,08	3,77	6,67	0,002	1,26	1.1/2"
3-4	11,40	1,08	14,82	26,22	0,002	1,66	2"

Fonte: Autores, 2023.

D.6 ISOLAMENTO TÉRMICO, JUNTAS DE DILATAÇÃO, SUPORTE DAS TUBULAÇÕES E TESTE HIDROSTÁTICO

O teste hidrostático é realizado com pressão 50% acima da pressão nominal de operação ou da pressão máxima admissível, conforme a Equação D.17. A pressão de projeto empregada neste caso é igual a 5 kgf/cm², por conseguinte, a pressão mínima de teste será de 7,5 kgf/cm².

$$P_t = P_n \cdot 1,5 \quad (D.17)$$

Onde:

P_t = pressão mínima para a realização do teste;

P_n = pressão de projeto da tubulação.

Outrossim, ressalta-se que o isolamento térmico é aplicado nas tubulações de água quente e para as tubulações de vapor e condensado. Desta forma, a partir do diâmetro de cada trecho, determinou-se a espessura do isolamento térmico a ser utilizado. Os respectivos diâmetros e espessuras de isolamento podem ser observados nas Tabelas D.18, D.19, D.20 e

Tabela D.18 – Isolamento térmico para as tubulações de água quente a 70°C

Trecho	Bitola (in)	Isolante (in)
1-2	1/2"	1/2"
2-2'	3/8"	1/2"
2-3	3/8"	1/2"

Fonte: Autores, 2023.

Tabela D.19 – Isolamento térmico para as tubulações de água quente a 45°C

Trecho	Bitola (in)	Isolante (in)
1-2	1"	1/2"
2-3	3/4"	1/2"
3-3'	1/4"	1/2"

3-4	1/2"	1/2"
4-4'	1/4"	1/2"
4-5	1/2"	1/2"
5-5'	1/4"	1/2"
5-6	1/2"	1/2"
6-6'	1/4"	1/2"
6-7	1/2"	1/2"
7-7'	1/4"	1/2"
7-8	1/2"	1/2"
8-8'	1/4"	1/2"
8-9	1/4"	1/2"
9-9'	1/4"	1/2"
9-10	1/4"	1/2"
2-11	3/4"	1/2"
11-11'	1/4"	1/2"
11-12	1/2"	1/2"
12-12'	1/4"	1/2"
12-13	1/2"	1/2"

13-13'	1/4"	1/2"
13-14	1/2"	1/2"
14-14'	1/4"	1/2"
14-15	1/2"	1/2"
15-15'	1/4"	1/2"
15-16	1/2"	1/2"
16-16'	1/4"	1/2"
16-17	1/2"	1/2"
17-17'	1/4"	1/2"
17-18	1/4"	1/2"
18-18'	1/4"	1/2"
18-19	1/4"	1/2"

Fonte: Autores, 2023.

Tabela D.20 – Isolamento térmico para as tubulações de vapor - prédio auxiliar

Trecho	Bitola (in)	Isolante (in)
1-2	3"	1/2"
2-2'	1.1/2"	1/2"
2-3	4"	1/2"
3-3'	1"	1/2"

3-4	3.1/2"	1/2"
4-4'	3/4"	1/2"
4-5	3"	1/2"
5-5'	1.1/2"	1/2"
5-6	3"	1/2"
6-6'	2"	1/2"
6-7	1"	1/2"

Fonte: Autores, 2023.

Tabela D.21 – Isolamento térmico para as tubulações de vapor - tanques

Trecho	Bitola (in)	Isolante (in)
1-2	1.1/2"	1/2"
2-2'	1"	1/2"
2-3	1"	1/2"

Fonte: Autores, 2023.

Tabela D.22 – Isolamento térmico para as tubulações de condensado

Trecho	Bitola (in)	Isolante (in)
1-2	3"	1/2"
2-2'	1.1/2"	1/2"
2-3	4"	1/2"
3-3'	1"	1/2"

3-4	3.1/2"	1/2"
4-4'	3/4"	1/2"
4-5	3"	1/2"
5-5'	1.1/2"	1/2"
5-6	3"	1/2"
6-6'	2"	1/2"
6-7	1"	1/2"

Fonte: Autores, 2023.

Vale ressaltar que, para as tubulações de vapor, deve-se levar em consideração a dilatação térmica da tubulação, uma vez que as linhas de vapor operam em temperaturas altas. Assim, para determinar a dilatação nas linhas de vapor, a Equação D.18 é utilizada.

$$\Delta L = \Delta T \cdot C \cdot L_{eq} \quad (D.18)$$

ΔL : Dilatação linear [mm];

ΔT : Variação máxima de temperatura [°C];

C: Constante de dilatação térmica do aço [mm/m.°C];

L_{eq} : Comprimento equivalente da tubulação [m].

Adotou-se o valor de 0,0126 mm/m.°C para constante de dilatação térmica do aço, e, para a variação máxima de temperatura, considerando-se 20 °C, 131,9 °C. Através da Tabela D.23 é possível observar os valores encontrados para dilatação térmica em cada trecho, assim como a junta de absorção escolhida.

Tabela D.23 - Dilatação térmica e juntas de absorção nas tubulações de vapor

Trecho	Dilatação Linear		Diâmetro (in)	Junta de absorção (mm)	Absorção máxima (mm)
	Leq (m)	(mm)			
1-2	125,36	208,35	3"	1250	200

2-2'	5,00	8,31	1.1/2"	210	25
2-3	2,50	4,15	4"	235	25
3-3'	5,00	8,31	1"	200	25
3-4	2,50	4,15	3.1/2"	235	25
4-4'	5,00	8,31	3/4"	190	25
4-5	10,87	18,07	3"	235	25
5-5'	5,25	8,72	1.1/2"	205	25
5-6	2,50	4,15	3"	230	25
6-6'	5,25	8,72	2"	210	25
6-7	7,75	12,88	1"	200	25
1-2	46,37	77,07	1.1/2"	210	25
2-2'	2,05	3,41	1"	200	25
2-3	12,37	20,56	1"	200	25

Fonte: Autores, 2023.

De acordo com Macintyre (2010), é recomendado que os suportes das tubulações sejam colocados o mais próximo possível dos equipamentos, a fim de evitar sobrecargas nas conexões dos bocais. Para determinar o espaçamento máximo entre cada apoio para o tubo de aço-carbono A-53, foi consultado o Anexo AO. Foi calculada a quantidade mínima de apoios necessários para cada trecho, dividindo-se o comprimento total da linha pelo valor do espaçamento máximo. Os resultados correspondentes às tubulações presentes no projeto podem ser encontrados nas Tabelas D.24 e D.25.

Tabela D.24 - Número de suportes para a linha de vapor 1

Trechos	Bitola (in)	Distância (m)	Espaçamento (m)	Número de suportes
1-2	3"	100,29	3,6	28
2-2'	1.1/2"	4	2,7	1
2-3	4"	2	4,2	0

3-3'	1"	4	2,1	2
3-4	3.1/2"	2	3,6	1
4-4'	3/4"	4	2,1	2
4-5	3"	8,7	3,6	2
5-5'	1.1/2"	4,2	2,7	2
5-6	3"	2	3,6	1
6-6'	2"	4,2	3	1
6-7	1"	6,2	2,1	3

Fonte: Autores, 2023.

Tabela D.25 - Número de suportes para a linha de vapor 2

Trecho	Bitola (in)	Distância (m)	Espaçamento (m)	Número de suportes
1-2	1.1/2"	37,1	2,7	14
2-2'	1"	1,64	2,1	1
2-3	1"	9,9	2,1	5

Fonte: Autores, 2023.

D.7 ACESSÓRIOS

Conforme relatado no Tópico 5.8 , foram utilizados acessórios do tipo válvula gaveta, tês, cotovelos de 90° bem como registros. Nos Quadros D.1, D.2, D.3, D.4 e D.5 pode-se observar de maneira detalhada o número de acessórios conforme a linha de instalação.

Quadro D.1 - Acessórios presentes nas linhas de vapor

Acessórios Linhas de Vapor				
Trecho	Cotovelo	Tê	Válvula	Registro
1-2	2	1	1	

2-2'		1	1	1
2-3		1		
3-3'			1	1
3-4		1		
4-4'			1	1
4-5		1		
5-5'			1	1
5-6		1		
6-6'			1	1
6-7	1		1	1
	1	1		
			1	1
	1		1	1

Fonte: Autores, 2023.

Quadro D.2 - Acessórios presentes nas linhas de condensado

Acessórios Linhas de Condensado				
Trecho	Cotovelo	Tê	Válvula	Registro
1-2	2	1		
2-2'		1	1	1
2-3		1		
3-3'			1	1
3-4		1		
4-4'			1	1
4-5		1		
5-5'			1	1

5-6		1		
6-6'				1
6-7	1		1	1

Fonte: Autores,2023.

Quadro D.3 - Acessórios presentes nas linhas de água fria

Acessórios Linhas de Água Fria				
Trecho	Cotovelo	Tê	Válvula	Registro
1-3	1		1	1
2-3	1		1	1
3-4		1		
4-5		1		
5-5'			1	1
5-6		1		
6-6'			1	1
6-7		1		
7-8		1		1
8-9	1	1		
9-10		1		
10-10'			1	1
10-11	1		1	1
9-12	1	1		
12-12'			1	1

12-13		1		
13-13'			1	1
13-14	1	1		
14-14'			1	1
14-15		1		
15-15'			1	1
15-16		1		
16-16'			1	1
16-17		1		
17-17'			1	1
17-18		1		
18-18'			1	1
18-19		1		
19-19'			1	1
19-20	1	1		
20-20'			1	1
20-21		1		
21-21'			1	1
21-22		1		
22-22'			1	1
22-23		1		
23-23'			1	1
23-24		1		
24-24'			1	1
24-25	1		1	1

8-26	1		1	1
7-1		1		
1-2		1		
2-2'			1	1
2-3		1		
3-3'			1	1
3-4		1		
4-4'			1	1
4-5		1		
5-5'			1	1
5-6		1		
6-6'			1	1
6-7		1		
7-7'			1	1
7-8		1		
8-8'			1	1
8-9		1		
9-9'			1	1
9-45	1	1		
45-46		1		
46-46'			1	1
46-47		1		
47-47'			1	1
47-48		1		
48-48'			1	1

48-49		1		
49-49'			1	1
49-50		1		
50-50'			1	1
50-51		1		
51-51'			1	1
51-52		1		
52-52'			1	1
52-53		1		
53-53'			1	1
53-54	1		1	1
45-55	1	1		
55-55'			1	1
55-56		1		
56-56'			1	1
56-57		1		
57-57'			1	1
57-58		1		
58-58'			1	1
58-59		1		
59-59'			1	1
59-60		1		
60-60'			1	1
60-61		1		
61-61'			1	1

61-62		1		
62-62'			1	1
62-63	1		1	1
1-10		1		
10-10'			1	1
10-11		1		
11-11'			1	1
11-12		1		
12-12'			1	1
12-13		1		
13-13'			1	1
13-14		1		
14-14'			1	1
14-15		1		
15-15'			1	1
15-16		1		
16-16'			1	1
16-17		1		
17-17'			1	1
17-18		1		
18-18'			1	1
18-19	1	1		
19-19'			1	1
19-20		1		
20-20'			1	1

20-21		1		
21-21'			1	1
21-22		1		
22-22'			1	1
22-23		1		
23-23'			1	1
23-24		1		
24-24'			1	1
24-25		1		
25-26				
26-26'			1	1
26-27		1		
27-27'			1	1
27-28		1		
28-28'			1	1
28-29		1		
29-29'			1	1
29-30		1		
30-30'			1	1
30-31		1		
31-31'			1	1
31-32		1		
32-32'			1	1
32-33		1		
33-33'			1	1

33-34	1		1	1
25-35	1	1		
35-35'			1	1
35-36		1		
36-36'			1	1
36-37		1		
37-37'			1	1
37-38		1		
38-38'			1	1
38-39		1		
39-39'			1	1
39-40		1		
40-40'			1	1
40-41		1		
41-41'			1	1
41-42		1		
42-42'			1	1
42-43		1		
43-43'			1	1
43-44	1		1	1
4-1	2	1		
1-1'				1
1-2	1			1

Fonte: Autores, 2023.

Quadro D.4 - Acessórios presentes nas linhas de água quente

Acessórios Linhas de Água Quente				
Trecho	Cotovelo	Tê	Válvula	Registro
1-2	2	1	1	
2-2'		1	1	1
2-3	1		1	1
1-2	1	1		
2-3		1		
3-3'			1	1
3-4		1		
4-4'			1	1
4-5		1		
5-5'			1	1
5-6		1		
6-6'			1	1
6-7		1		
7-7'			1	1
7-8		1		
8-8'			1	1
8-9		1		
9-9'			1	1
9-10	1		1	1
2-11		1		
11-11'			1	1
11-12		1		

12-12'			1	1
12-13		1		
13-13'			1	1
13-14		1		
14-14'			1	1
14-15		1		
15-15'			1	1
15-16		1		
16-16'			1	1
16-17		1		
17-17'			1	1
17-18		1		
18-18'			1	1
18-19	1		1	1

Fonte: Autores, 2023.

Quadro D.5 - Acessórios presentes nas linhas de ar comprimido

Acessórios Linha de Ar comprimido				
Trecho	Cotovelo	Tê	Válvula	Registro
1-2	1	1		
2-2'			1	1
2-3		1		
3-3'			1	1
3-4	1		1	1

Fonte: Autores, 2023.

D.8 TUBULAÇÕES DO PROCESSO

Para realizar o dimensionamento das linhas de tubulação do processo industrial, fez-se o uso das Equações D.9 e D.10, apresentadas previamente no Tópico D.3.1. Já em relação aos gases incondensáveis, adotou-se como velocidade recomendada o valor de 30 m/s para linhas em que a pressão interna máxima é de 14 kgf/cm² e 5,25 m/s nas linhas de pressão interna máxima de 50 kgf/cm². Ademais, a vazão de cada trecho foi acrescida de 15% como fator de segurança, conforme recomendado por Macintyre (2010). Assim, o diâmetro das tubulações de gases foi determinado a partir da Equação D.19.

$$D = \sqrt{\frac{Q \times 4}{vr}} \quad (D.19)$$

Onde:

D = Diâmetro [m];

Q = Vazão [m³/s];

vr = Velocidade recomendada.

Outrossim, a escolha da bitola se deu de forma arbitrária, conforme apresentado nos tópicos anteriores para o dimensionamento de água quente e fria. Assim, escolheu-se a bitola a partir do diâmetro calculado para as linhas da tubulação. O layout da tubulação pode ser observado no Anexo U. Pode-se observar o dimensionamento das tubulações e os acessórios necessários para a linha na Tabela D.26 e no Quadro D.6, respectivamente.

Tratando a respeito do isolamento térmico para as tubulações de processo, que atingem temperaturas de até 900 °C, optou-se por utilizar o isolamento do tipo fibra cerâmica de 38 mm de espessura, nos casos de temperaturas elevadas. Este material, é composto por eletrofusão da alumina e da sílica, capaz de resistir a temperaturas de até 1430 °C. As especificações deste isolante podem ser observadas no Anexo AT.

Tabela D.26 - Dimensionamento das tubulações de gás de síntese e produtos

Trecho	Distância (m)	Vazão (kg/h)	Área (m²)	Diâmetro (m)	Diâmetro (in)	Bitola (in)
A	1,5	4961,42	0,1513	0,4390	17,28	18"
B	1,5	4961,42	0,1513	0,4390	17,28	18"
C	1,5	4961,42	0,1513	0,4390	17,28	18"
D	1,5	4961,42	0,1513	0,4390	17,28	18"
A'	0,6	4635,71	0,1414	0,4243	16,70	18"
B'	0,6	4635,71	0,1414	0,4243	16,70	18"
C'	0,6	4635,71	0,1414	0,4243	16,70	18"
D'	0,6	4635,71	0,1414	0,4243	16,70	18"
D'-C'	6,04	4635,71	0,1414	0,4243	16,70	18"
C'-B'	6,04	9271,41	0,2828	0,6001	23,62	24"
B'-A'	6,04	13907,12	0,2121	0,5197	20,46	22"
A'-1	4,43	18542,83	0,2828	0,6001	23,62	24"
2	1,5	22036,48	0,2241	0,5341	21,03	22"
3	1,5	22036,48	0,3361	0,5341	21,03	22"

4	1,01	23652,29	0,0080	0,1009	3,97	4"
5	1,01	23652,29	0,0080	0,1009	3,97	4"
6	1,5	23652,29	0,0080	0,1009	3,97	4"
7	2	23652,29	0,0080	0,1009	3,97	4"
8	1,93	17600,91	0,2009	0,5058	19,91	20"
9	1,77	17600,91	0,2009	0,5058	19,91	20"
10	9,86	17600,91	0,2009	0,5058	19,91	20"
10'	1,65	9541,24	0,0008	0,0313	1,23	1.1/4"
11	2,65	8059,67	0,0920	0,3423	13,48	14"
11'	1,65	2536,28	0,0001	0,0103	0,41	1/2"
12	2,83	5523,39	0,0631	0,2833	11,16	12"
12'	1,65	378,61	0,0002	0,0176	0,69	3/4"
CO2	15,08	4377,78	0,0000	0,0070	0,28	1/2"
N2	4,37	9541,24	0,0008	0,0313	1,23	1.1/4"
O2	4,21	2536,28	0,0001	0,0103	0,41	1/2"
H2	4,48	378,61	0,0002	0,0176	0,69	3/4"

Fonte: Autores, 2023.

Quadro D.6 - Acessórios linha de tubulação do processo

Trecho	Válvula	Cotovelo	Tê	Registro
A	1			1
B	1			1
C	1			1
D	1			1
A'	1			1
B'	1			1
C'	1			1
D'	1	1		1
D'-C'			1	
C'-B'			1	
B'-A'			1	
A'-1	1	1		1
2	1			1
3	1			1
4	1			1
5	1			1
6	1			1
7	1			1
8	1			1
9	1			1
10	1			1
10'	1			1
11	1			1

11'	1			1
12	1			1
12'	1			1
CO2	1			1
N2	1			1
O2	1			1
H2	1			1

Fonte: Autores, 2023.

APÊNDICE E – CUSTO DOS EQUIPAMENTOS

A regra de Rudd–Watson utilizada para estimar o custo dos equipamentos é representada pela Equação E.1:

$$I_{Ei} = f_a I_{Ebi} \left(\frac{Q_i}{Q_{bi}} \right)^{Mi} \quad (E.1)$$

Tal que:

I_{Ei} = Valor de investimento no equipamento do processo;

f_a = fator de atualização de preços;

I_{Ebi} = Valor de investimento do equipamento com uma capacidade e ano bases;

Q_i = Capacidade do equipamento do processo;

Q_{bi} = Capacidade base;

Mi = Parâmetro empírico tabelado.

O fator de atualização de preços equivale à razão do índice de 2023 pelo índice do ano de referência dos preços base. Para isso, utilizou-se o índice *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI) referente ao ano de 1987, o qual equivale a 320, e o índice do mês de janeiro de 2023, que equivale a 801,4. Ambos valores foram retirados da revista *Chemical Engineering*.

Os valores dos parâmetros IE_{bi} , Q_{bi} e M_i utilizados no cálculo foram retirados do Garrett (1989). Os preços base contidos em Garrett (1989) são referentes ao ano de 1987, portanto é necessário atualizar esses valores para o ano de 2023.

ANEXOS

ANEXO A.1 – FICHA DE INFORMAÇÕES DE SEGURANÇA DO HIDROGÊNIO



Ficha de dados de segurança

em conformidade com o Regulamento (CE) n.º 1907/2006 (REACH) alterado pelo Regulamento (UE) 2015/830

Hidrogénio

Data de emissão: 14/03/2013

Substitui a ficha: 04/06/2013

Data da redacção: 20/01/2017

Versão: 0.3

Referência FDS: ESP-H2-067A

Perigo



SECÇÃO 1: Identificação da substância/mistura e da sociedade/empresa

1.1. Identificador do produto

Designação Comercial	: Hidrogénio
Nº Ficha de Segurança	: ESP-H2-067A
Denominação química	: Hidrogénio
	nº CAS : 1333-74-0
	nº CE : 215-605-7
	Número de índice : 001-001-00-9
Registo nº	: Enumerados nos Anexos IV/ V do REACH, isentos de registo
Fórmula química	: H2

1.2. Utilizações identificadas relevantes da substância ou mistura e utilizações desaconselhadas

Utilizações pertinentes identificados	: Industrial e Profissional. Efectuar a avaliação de riscos antes de usar. Gás de teste/ Gás de calibração Uso em laboratório Reacção química/ Síntese Usar como combustível. Gás de protecção para processos de soldadura. Usado para a fabricação de componentes electrónicos/ fotovoltaicos. Gas laser. Para mais informações contacte o fornecedor
Utilizações desaconselhadas	: Não encher balões de festa, risco de explosão

1.3. Identificação do fornecedor da ficha de dados de segurança

Identificação da Empresa	: MesserGas Distribuição de Gases Industriais Unipessoal Lda. Av. Dom João II, Nº 20. 1º 1990-095 Lisboa Portugal 00351 121 79 42 551 www.messer.pt info.pt@messergroup.com
--------------------------	--

1.4. Número de telefone de emergência

Número de telefone de emergência	: +34 977 84 24 34
----------------------------------	--------------------

ANEXO A.2 – FICHA DE INFORMAÇÕES DE SEGURANÇA DO NITROGÊNIO



Ficha de informações de segurança de produtos químicos
(FISPQ)

Nome da substância ou mistura: Nitrogênio AP, Nitrogênio Científico, Nitrogênio CortLaser, Nitrogênio ECD, Nitrogênio Industrial, Nitrogênio LaserLine, Nitrogênio Pesquisa, Nitrogênio purificado, Nitrogênio UP, Nitrogênio Zero

Data da última revisão	Versão:	FISPQ N°	Página
29/05/2019	7	36	1 de 9

1. Identificação

Nome da substância ou mistura (nome comercial): Nitrogênio AP, Nitrogênio Científico, Nitrogênio CortLaser, Nitrogênio ECD, Nitrogênio Industrial, Nitrogênio LaserLine, Nitrogênio Pesquisa, Nitrogênio purificado, Nitrogênio UP, Nitrogênio Zero

Principais usos recomendados para a substância ou mistura: Uso industrial

Código interno de identificação da substância ou mistura: 0000

Nome da Empresa: Messer Gases

Endereço: Alameda Mamoré, 989 – 8º e 12º andar - Alphaville

Complemento: CEP 06454-040 – Barueri/ SP

Telefone para contato: 0800 7254633

Telefone para emergências: 0800 7254633

2. Identificação de perigos

Classificação da substância ou mistura: Gases sob pressão: Classificação Gás comprimido

Elementos de rotulagem do GHS



Palavra de advertência: Atenção

Frase(s) de perigo: H280 - Contém gás sob pressão: pode explodir sob ação do calor .

Frase(s) de precaução:

- **Geral:** P103 - Leia o rótulo antes de utilizar o produto.
- **Prevenção:** NE - Não exigidas
- **Resposta à emergência:** NE - Não exigidas
- **Armazenamento:** P410 + P403 - Mantenha ao abrigo da luz solar. Armazene em local bem ventilado.
- **Disposição:** P501 - Descarte o conteúdo/recipiente em conformidade com a legislação vigente

Outros perigos que não resultam em uma classificação: É um asfixiante simples e, em concentrações elevadas, provoca asfixia por redução da concentração de oxigênio do ambiente.

Outras informações: Não disponível

ANEXO A.3 – FICHA DE INFORMAÇÕES DE SEGURANÇA DO OXIGÊNIO



Ficha de informações de segurança de produtos químicos
(FISPQ)

Nome da substância ou mistura: OXIGÊNIO COMPRIMIDO

Data da última revisão 29/04/2019	Versão: 12	FISPQ N° 37	Página 1 de 9
--------------------------------------	---------------	----------------	------------------

1. Identificação

Nome da substância ou mistura (nome comercial): OXIGÊNIO COMPRIMIDO

Principais usos recomendados para a substância ou mistura: Uso Industrial/Medicinal

Código interno de identificação da substância ou mistura: 0000

Nome da Empresa: Messer Gases

Endereço: Alameda Mamoré, 989 – 8º e 12º andar - Alphaville

Complemento: CEP 06454-040 – Barueri/ SP

Telefone para contato: 0800 7254633

Telefone para emergências: 0800 7254633

2. Identificação de perigos

Classificação da substância ou mistura: Gases oxidantes: Categoria 1 - Gases sob pressão: Classificação Gás comprimido

Elementos de rotulagem do GHS



Palavra de advertência: Perigo

Frase(s) de perigo: H270 - Pode provocar ou agravar um incêndio, oxidante . H280 - Contém gás sob pressão: pode explodir sob ação do calor .

Frase(s) de precaução:

- **Geral:** P103 - Leia o rótulo antes de utilizar o produto.
- **Prevenção:** P220 - Mantenha/guarde afastado de roupa/.../materiais combustíveis. P244 - Mantenha válvulas e conexões isentas de óleos e graxas.
- **Resposta à emergência:** P370 + P376 - Em caso de incêndio: Contenha o vazamento se puder ser feito com segurança.
- **Armazenamento:** P403 - Armazene em local bem ventilado. P410 + P403 - Mantenha ao abrigo da luz solar. Armazene em local bem ventilado.
- **Disposição:** P501 - Descarte o conteúdo/recipiente em conformidade com a legislação vigente

Outros perigos que não resultam em uma classificação: É um asfixiante simples e, em concentrações elevadas, provoca asfixia por redução da concentração de oxigênio do ambiente.

Outras informações: Não disponível

ANEXO A.4 – FICHA DE INFORMAÇÕES DE SEGURANÇA DO GÁS CARBÔNICO



Ficha de informações de segurança de produtos químicos
(FISPQ)

Nome da substância ou mistura: DIÓXIDO DE CARBONO EP

Data da última revisão 12/03/2019	Versão: 1	FISPQ N° 231	Página 1 de 8
--------------------------------------	--------------	-----------------	------------------

1. Identificação

Nome da substância ou mistura (nome comercial): DIÓXIDO DE CARBONO EP

Principais usos recomendados para a substância ou mistura: Uma avaliação de risco deve ser realizada para especificar o uso.

Código interno de identificação da substância ou mistura: 000

Nome da Empresa: Messer Gases

Endereço: Alameda Mamoré, 989 – 8º e 12º andar - Alphaville

Complemento: CEP 06454-040 – Barueri/ SP

Telefone para contato: 0800 7254633

Telefone para emergências: 0800 7254633

2. Identificação de perigos

Classificação da substância ou mistura: Gases sob pressão: Classificação Gás liquefeito

Elementos de rotulagem do GHS



Palavra de advertência: Atenção

Frase(s) de perigo: H280 - Contém gás sob pressão: pode explodir sob ação do calor .

Frase(s) de precaução:

- **Geral:** P103 - Leia o rótulo antes de utilizar o produto.
- **Prevenção:** P282 - Use luvas de proteção contra o frio/proteção facial/proteção ocular.
- **Resposta à emergência:** P315 - Consulte imediatamente um médico., P336 - Descongele com água morna as áreas afetadas. Não esfregue a área afetada.
- **Armazenamento:** P403 - Armazene em local bem ventilado.
- **Disposição:** NE - Não exigidas

Outros perigos que não resultam em uma classificação: É um asfixiante simples e, em concentrações elevadas, provoca asfixia por redução da concentração de oxigênio do ambiente.

Outras informações: Não apresenta impurezas que contribuam para o perigo.

ANEXO B – TRITURADOR



Capacidade:	10 ton/h
Localização Showroom:	Viet Nam, Paquistão, Rússia, Espanha, Tailândia, Chil...
Marca:	LYWF
Tensão:	380v/400v/415v
Peso:	600 kg
Principais Pontos de Venda:	A Vida de Serviço longa
Saída de vídeo-inspeção:	Fornecido
Componentes do núcleo:	Outros de outros, Engrenagem, Caixa de velocidades...
Motor:	Chinês top 1 marca wanan ou outros
Após o serviço de garantia:	Suporte técnico de vídeo

Fonte: Alibaba, 2023.

ANEXO D – TROCADORES DE CALOR

THERMOBILE IMA200 RADIAL HP (3 fases)

Aquecedor de espaço a diesel de 200 KW 682.000 BTU Ventilador HP radial (3 fases)

- Fabricante: Thermobile
- Modelo: IMA 200HP Radial
- Saída de calor: 200kW
- Consumo aproximado de óleo: 19,4 litros/h máx.
- Fluxo de ar aquecido: 13.000 m³/h
- Máx. contrapressão do ventilador: 500Pa
- Consumo de energia: 400V 10Amps
- Conexão de chaminé: Diâmetro 200mm
- Cone de saída de calor: Diâmetro 600mm
- Equipado com tomada de conexão do termostato
- Trocador de calor de alta eficiência
- Câmara de combustão resistente ao calor até 850 graus C
- Distribuição de calor poderosa com grande alcance de calor
- Ar limpo e seco
- Dimensões (LWH): 2710 mm x 910 mm x 1520 mm
- Peso: 425kg



Fonte: THERMOBILE, 2022.

ANEXO E – SECADOR

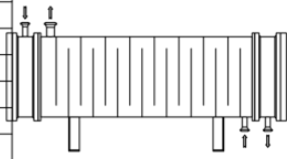


Bagasse Dryer

- 🔴 Daily Capacity : 62.5-120.0 T/D
 - 🔴 Final Moisture : $\leq 12\%$ (adjustable)
 - 🔴 Material : bagasse, sugarcane bagasse, sugarcane waste, etc
- ✉ Email : dongding@zddjt.com

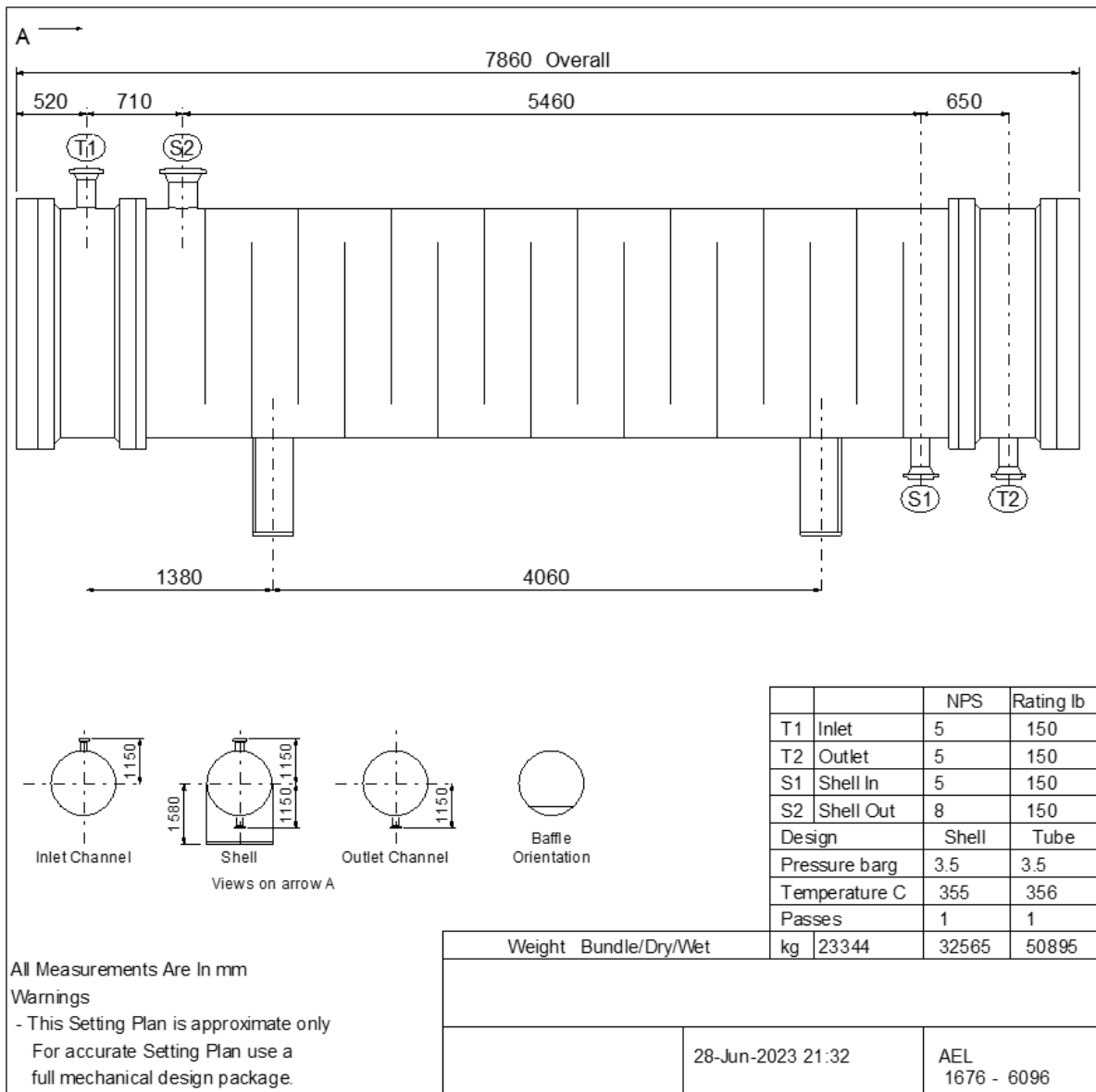
Fonte: DongDing, 2023

ANEXO F – RELATÓRIO UNISIM STE PARA O TC-204

1							Job No.		
2	Customer						Reference No.		
3	Address						Proposal No.		
4	Plant Location						Date	Rev.	
5	Service of Unit						Item No.		
6	Size	1676 / 6096	Type	AEL Horizontal	Connected	1 parallel 1 series			
7	Surf./Unit (Gross)	1376.5	m ²	Shells/Unit	1	Surface/Shell (Gross)	1376.5	m ²	
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT								
9	Fluid Allocation			Shell Side		Tube Side			
10	Fluid Name								
11	Fluid Quantity, Total	kg/h	2848.8			2347.1			
12	Vapour		2848.8		2848.8	2347.1		2347.1	
13	Liquid								
14	Steam								
15	Water								
16	Noncondensable								
17	Temperature (In/Out)	°C	23.1		250.0	251.0		110.1	
18	Density	kg / m ³		1.176		0.633		0.415	
19	Viscosity	centipoise		0.01874		0.02826		0.01826	
20	Molecular Weight, Vapor							18.3	
21	Molecular Weight, Noncondensable							18.3	
22	Specific Heat	kJ/kg K		0.9918		1.036		1.9781	
23	Thermal Conductivity	W/m K		0.0246		0.0386		0.0385	
24	Latent Heat	kJ/kg							
25	Inlet Pressure	bar(abs)			1.0			1.0	
26	Velocity	m/s			10.36			2.41	
27	Pressure Drop , Allow. / Calc.	bar	0.08215		0.04904		0.05813	0.0454	
28	Fouling Resistance (Min.)	m ² K/W							
29	Heat Exchanged	181.938			kW	MTD	18.55	°C	
30	Transfer Rate, Service	7.3	Dirty	7.4	Clean	7.4		W/m ² K	
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL						Sketch (Bun./Nozz. Orientation)		
32	Shell Side			Tube Side					
33	Des/Test Pres.	bar(g)	3.45		3.45				
34	Design Temperature	°C	354.6		355.8				
35	No. Passes per Shell		1		1				
36	Corrosion Allowance								
37	Connections	In mm	128.2		128.2				
38	Size /	Out mm	202.7		128.2				
39	Ratings	Int. mm							
40	Tube No.	3773	OD	19.05 mm	Thk	2.11 mm	Length	6096 mm	
41	Tube Type						Pitch	25.4mm	
42	Shell	Carbon Steel	ID	1676	OD			30 deg	
43	Channel or Bonnet	Carbon Steel					Material	Carbon Steel	
44	Tubesheet - Stationary	Carbon Steel					Shell Cover	(Integ.)(Remov.)	
45	Floating Head Cover						Channel Cover		
46	Baffles-Cross	16					Tubesheet-Floating		
47	Baffles-Long						Impingement Protection		
48	Supports-Tube						Seal Type		
49	Bypass Seal Arrangement						U-Bend	Type	
50	Expansion Joint						Tube-Tubesheet Joint	Type	
51	rV2 - Inlet Nozzle		3196.4		Bundle Entrance	291.4	Bundle Exit	206.1kg/m s ²	
52	Gaskets	Shell Side					Tube Side		
53		Floating Head							
54	Code Requirements						Tema Class	R	
55	Weight/Shell	32565		Filled with water	50895		Bundle	23344 kg	
56	Remarks:								
57									
58									
59									
60									

Fonte: Autores, 2023.

ANEXO G – LAYOUT DO TC-204



Fonte: Autores, 2023.

ANEXO H – GASEIFICADOR DOWNDRAFT

POWERMAX DFBG Series Biomass Gasification Power Generation System Flow Chart (DFBG–Downdraft Fixed Bed Gasifier)



- | | |
|---------------------------|------------------------|
| 1. Biomass Storage | 8. Gas Cooler |
| 2. Biomass Conveyor | 9. Gas Dryer |
| 3. Biomass Gasifier | 10. Buffer Tank |
| 4. Cyclone Dust Collector | 11. Gas Flare |
| 5. Air Cooler | 12. Gas Generator Sets |
| 6. Gas Cooler | 13. Blower |
| 7. ESP | |

Technical Specification of DFBG series Biomass Gasification Power Generation System

Model	50DFBG	100DFBG	200DFBG	300DFBG	400DFBG	500DFBG	600DFBG	800DFBG	1000DFBG
Rated Power (KW)	50	100	200	300	400	500	600	800	1000
Rated Frequency	50 / 60HZ								
Rated Voltage(V)	220 / 400 / 440 / 6300 / 6600 / 11000 / 13800								
Model of Gasifier	DFBG50	DFBG100	DFBG200	DFBG300	DFBG400	DFBG500	DFBG600	DFBG800	DFBG1000
Gasifier Type	Downdraft Fixed Bed Gasifier								
Biomass Moisture Requirement	≤16%(Wet Basis)								
Biomass Size Requirement	Less than 1cm								
Biomass Consumption(Kg/Hr)	50-100	100-200	200-400	300-600	400-800	500-1000	600-1200	800-1600	1000-2000
Gas Production(Nm ³ /h)	125-150	250-300	500-600	750-900	1000-1200	1250-1500	1500-1800	2000-2400	2500-3000
Ash Discharge Type	Dry Ash Type								
Type Of Gas Purification	Dry Type Gas Purification System								
Heat Value Of Gas	≥1100Kcal / Nm ³								
Gas Composition	CO-15-20%		CO ₂ -8-12%		CH ₄ - Up to 4%		H ₂ - 10-15%		N ₂ - 45-55%
Model of Genset	50GFLS	100GFLS	100GFLS	300GFLS	400GFLS	500GFLS	300GFLS	400GFLS	1000GFLS
Qty Of Genset	1 Set	1 Set	2 Sets	1 Set	1 Set	1 Set	2 Sets	2 Sets	1 Set

Fonte: POWERMAX, 2023.

ANEXO I – ISOLANTE TÉRMICO



Painel Lã de Rocha

R\$160,00

[VER MEIOS DE PAGAMENTO](#)

PSL 32 E PSE 64 - 1200 X 600 MM:

1 POL (25MM) PSL - 32 (121)

QUANTIDADE

1



INCLUIR NO CARRINHO

COMPARTILHAR



Painéis de 1" - 25mm: Vendido em pacotes fechados com 12 peças que cobrem 8,64m². (Preço para compra no site, para quantidades maiores consulte um consultor).

Painéis de 2" - 50mm: Vendido em pacotes fechados com 06 peças que cobrem 4,32m². (Preço para compra no site, para quantidades maiores consulte um consultor).

Fonte: Caldesul.

ANEXO J – CÂMARA DE POEIRA



Filtros de Mangas



Aplicação:

Fornos para queima de revestimentos cerâmicos, fornos fusores de fritas, fornos tipo “cubilot”, fornos de indução, spray-dryer (atomizadores) e diversos setores da indústria.

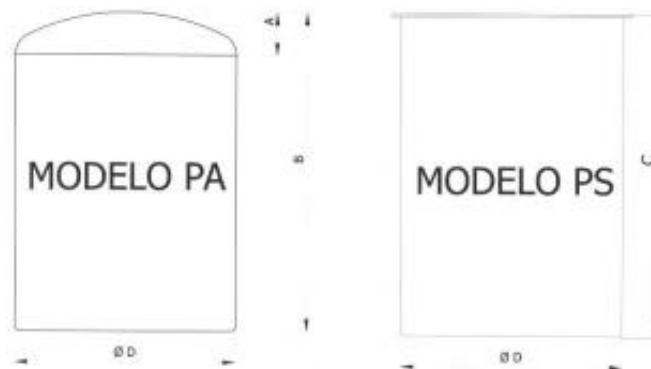
FILTROS DE PROCESSO

Utilizado na aspiração de equipamentos onde parte ou todo material sólido aspirado retorna para linha de produção, como: Secadores Rotativos e Moinhos pendulares.

Fonte: CARDAL, 2020.

ANEXO K – TANQUES

TANQUE CILÍNDRICO VERTICAL



CAPACIDADE (Litros)	DIÂMETRO (mm)	MODELO PA		MODELO PS
		A	B	C
1.000	1.000	194	1.345	1.280
1.500	1.000	194	1.985	1.910
2.000	1.200	233	1.855	1.770
3.000	1.500	291	1.805	1.700
4.000	1.500	291	2.375	2.270
5.000	1.500	291	2.945	2.830
6.000	1.750	340	2.620	2.500
7.000	1.750	340	3.040	2.910
8.000	1.750	340	3.450	3.330
10.000	2.000	388	3.330	3.190
15.000	2.500	485	3.235	3.060
20.000	2.500	485	4.245	4.075
25.000	2.500	485	5.265	5.100
30.000	2.750	534	5.245	5.060
30.000	3.000	582	4.455	4.250
35.000	3.000	582	5.165	4.960
40.000	3.000	582	5.875	5.660
50.000	3.000	582	7.285	7.080
50.000	3.300	640	6.075	5.850
60.000	3.660	915	6.010	5.705
70.000	3.800	737	7.320	7.055
80.000	3.800	737	6.440	6.180
90.000	3.800	737	8.195	7.940
100.000	3.800	737	9.075	8.820
150.000	4.500	1.125	9.810	9.435
200.000	5.000	1.250	10.810	10.190
250.000	5.000	1.250	13.365	12.735
300.000	7.000	1.358	8.275	7.800
400.000	7.000	1.358	10.875	10.395
500.000	7.000	1.358	13.475	12.995
600.000	7.000	1.358	16.070	15.595
700.000	7.000	1.358	18.670	18.195
800.000	7.000	1.358	21.265	20.790
900.000	7.000	1.358	23.866	23.390
1.000.000	7.000	1.358	26.465	25.990

Fonte: STRINGAL HURNER, 2023.

ANEXO L – MISTURADOR



KM ...-3

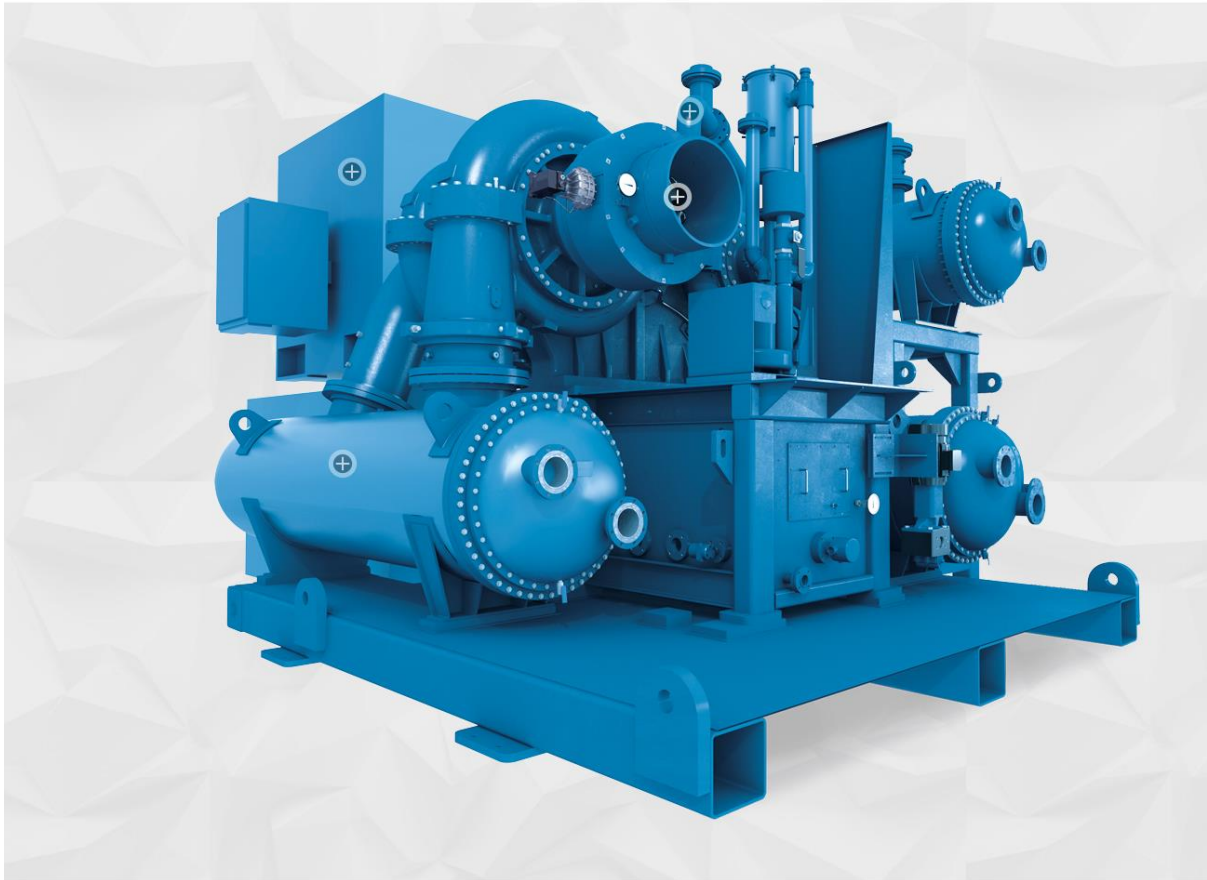
Type	KM 20/30/60/100-2; KM 20/30/60/100-3
Gases	all technical gases (excluding toxic and corrosive gases also mixtures of fuel gas with air, O ₂ or N ₂ O)
Mixing range	0 – 25% (KM 60/100 only) or 0 – 100% by selection of suitable mixing range the accuracy corresponds to ISO 14175
Pressure settings	see tables
Inlet pressure differential between the gases	max. 3 bar
Mixture output (air)	see tables min. mixture output = 1/5 of the max. mixture output Note! Flow < 8 NI/min not possible!
Setting accuracy	±1% abs. (scale 0 – 25%), ±2% abs. (scale 0 – 100%)
Mixing precision	better than ±1% abs.
Gas connections KM 20/30/60	G 1/4 RH with cone, hose nipple 6 mm
Gas connections KM 100	G 3/8 RH with cone, hose nipple 8 mm
For fuel gases: fuel gas connection and outlet at mixer	G 3/8 LH with cone, soldering nipple for pipe OD 10 mm
Housing	stainless steel
Weight	approx. 12 kg (-2), approx. 21 kg (-3)
Dimensions (HxWxD)	approx. 250 x 165 x 340 mm (9.84 x 6.50 x 13.39 inches) (-2 without connections) approx. 250 x 370 x 340 mm (9.84 x 14.57 x 13.39 inches) (-3 without connections)
Approvals	Company certified according to ISO 9001 CE-marked according to: - ATEX 114 Directive 2014/34/EU

Fonte: WITT, 2014.

ANEXO M – COMPRESSOR CRIOGÊNICO

PAP Plus® EH

Available in two, three and four stage configurations, the PAP Plus® EH centrifugal compressor provides a reliable flow up to 695 m³/min or 24,500 CFM.



The PAP Plus EH air compressor delivers all the benefits that have made PAP Plus compressors an industry leader—exceptional reliability, high performance, ease of ownership, and exacting customization options. PAP Plus EH compressors augment these features with higher flow ranges, greater horsepower, and maximum design flexibility to meet varied global industry needs as well as local codes and packaging requirements.

Product Range

Weights & Dimensions

Certifications & Codes

- Flow: 425 – 695 m³/min | 15,000 – 24,500 CFM
- Power: 1,305 – 4,475 kW | 1,750 – 6,000 hp
- Pressure: 2.75 – 25.2 barg | 40 – 365 psig

Fonte: FS ELLIOT, 2023.

ANEXO N – EXAUSTOR CENTRÍFUGO 1



Home > Exaustores > Centrífugos > Sirocco > Exaustor Centrífugo Sirocco Trifásico Mod: EC5-TN



Exaustor Centrífugo Sirocco Trifásico Mod: EC5-TN

5416447894

Disponibilidade Disponível em 10 dias úteis

NCM: 84145990

Características

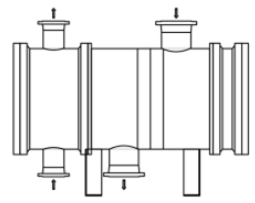
ROTOR TIPO SIROCCO
ACOPLAMENTO DIRETO
VAZÃO: 75 m³/min. - 4500 m³/h
PRESSÃO: 95 mmCA
ENTRADA (DIÂMETRO): 240 MM
SAÍDA: 250 X 250 MM
POTÊNCIA: 5.0 CV - 4 POLOS
ROTAÇÃO: 1750 RPM
VOLTAGEM: TRIFÁSICO 220/380V
RUIDO: 94 dB(A)

Dados Técnicos

Código	5416447894
Modelo	EC5-TN
Categoria	Sirocco

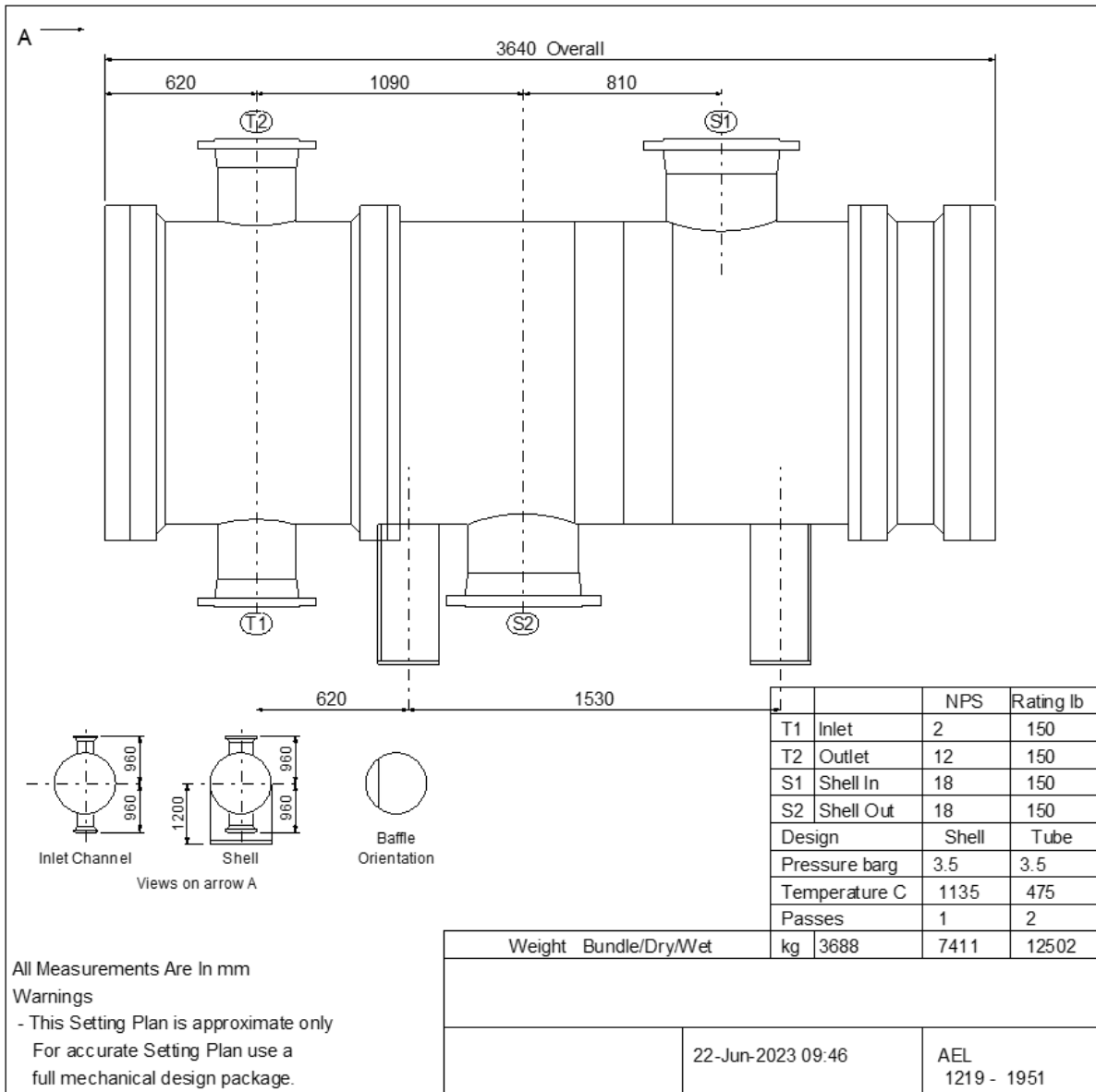
Fonte: Nova Exaustores, 2021.

ANEXO O – RELATÓRIO UNISIM STE PARA O TC-205

1											Job No.						
2	Customer										Reference No.						
3	Address										Proposal No.						
4	Plant Location										Date	Rev.					
5	Service of Unit										Item No.						
6	Size	1219	/	1951	Type	AEL	Horizontal	Connected	1	parallel	1	series					
7	Surf./Unit (Gross)	207.14		m ²	Shells/Unit	1		Surface/Shell (Gross)	207.14		m ²						
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT																
9	Fluid Allocation				Shell Side				Tube Side								
10	Fluid Name																
11	Fluid Quantity,	Total	kg/h		19162.2				6122.4								
12	Vapour			19162.2			19162.2			6122.4							
13	Liquid									6122.4							
14	Steam																
15	Water																
16	Noncondensable																
17	Temperature (In/Out)	°C		900.0		350.0		20.0		350.4							
18	Density	kg / m ³				0.193		0.326		998.1		0.331					
19	Viscosity	centipoise				0.04076		0.02369		1.00175		0.0223					
20	Molecular Weight, Vapor					18.8		18.8				18.3					
21	Molecular Weight, Noncondensable																
22	Specific Heat	kJ/kg K				1.8829		1.7048		4.1884		2.0374					
23	Thermal Conductivity	W/m K				0.1496		0.0917		0.6041		0.0491					
24	Latent Heat	kJ/kg															
25	Inlet Pressure	bar(abs)				1.0				1.0							
26	Velocity	m/s				419.65				63.77							
27	Pressure Drop , Allow. / Calc.	bar		0.5		0.10188				0.5		0.04801					
28	Fouling Resistance (Min.) m ² K/W																
29	Heat Exchanged	5261.06		kW		MTD		462.06		°C							
30	Transfer Rate, Service	58.3		Dirty		107.7		Clean		107.7		W/m ² K					
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL																
32					Shell Side				Tube Side								
33	Des/Test Pres.	bar(g)		3.45				3.45									
34	Design Temperature	°C		1134.6				474.6									
35	No. Passes per Shell			1				2									
36	Corrosion Allowance																
37	Connections	In	mm	438.2				40.8									
38	Size /	Out	mm	438.2				304.8									
39	Ratings	Int.	mm														
40	Tube No.	1774		OD	19.05	mm	Thk	2.11	mm	Length	1951	mm	Pitch	25.4	mm	30	deg
41	Tube Type	plain										Material	Carbon Steel				
42	Shell	Carbon Steel		ID	1219		OD	mm		Shell Cover	(Integ.)(Remov.)						
43	Channel or Bonnet	Carbon Steel										Channel Cover					
44	Tubesheet - Stationary	Carbon Steel										Tubesheet-Floating					
45	Floating Head Cover											Impingement Protection					
46	Baffles-Cross	3		Type	Single Segmental		% Cut	20		Spacing c/c	200.0		Inlet	mm			
47	Baffles-Long											Seal Type					
48	Supports-Tube					U-Bend				Type							
49	Bypass Seal Arrangement											Tube-Tubesheet Joint					
50	Expansion Joint											Type					
51	rV2 - Inlet Nozzle	6463.5		Bundle Entrance	4031.4		Bundle Exit	3111.9		kg/m s ²							
52	Gaskets	Shell Side				Tube Side				Floating Head							
53	Code Requirements												Tema Class	R			
54	Weight/Shell	7411		Filled with water	12502		Bundle	3688		kg							
55	Remarks:																
56																	
57																	
58																	
59																	
60																	

Fonte: Autores, 2023.

ANEXO P – LAYOUT DO TC-205 PELO UNISIM STE



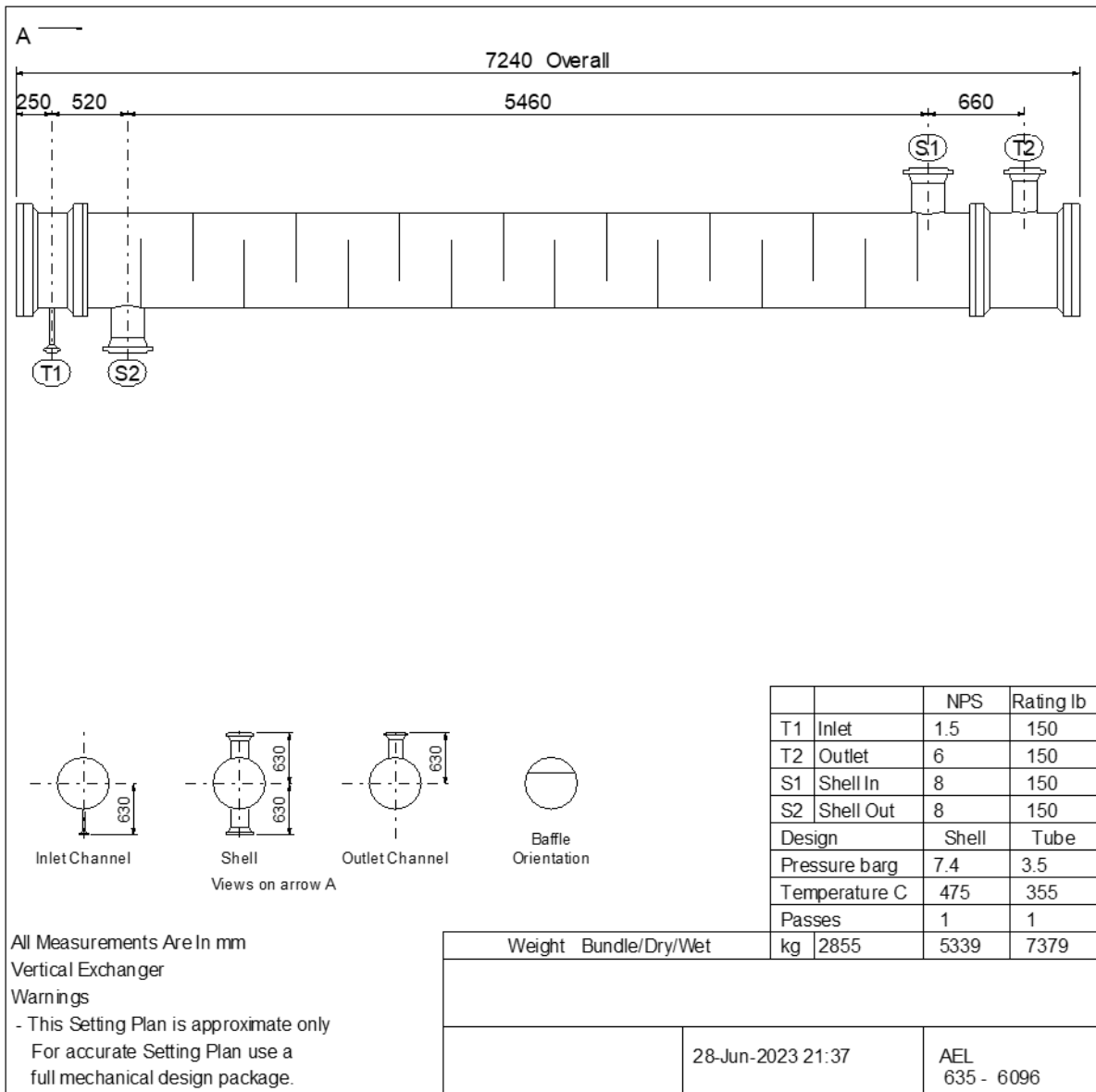
Fonte: Autores, 2023.

ANEXO Q – RELATÓRIO UNISIM STE PARA O TC-301

1							Job No.		
2	Customer						Reference No.		
3	Address						Proposal No.		
4	Plant Location						Date	Rev.	
5	Service of Unit						Item No.		
6	Size	635 / 6096	Type	AEL Vertical	Connected	1 parallel 1 series			
7	Surf./Unit (Gross)	177.31	m ²	Shells/Unit	1	Surface/Shell (Gross)	177.31	m ²	
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT								
9	Fluid Allocation			Shell Side		Tube Side			
10	Fluid Name								
11	Fluid Quantity, Total	kg/h	19162.2			2628.6			
12	Vapour		19162.2		19159.1			2628.6	
13	Liquid				3.1	2628.6			
14	Steam								
15	Water								
16	Noncondensable								
17	Temperature (In/Out)	°C	350.0		70.3		20.0	250.0	
18	Density	kg / m ³		2.182	977.4	3.203	998.1	0.405	
19	Viscosity	centipoise		0.02619	0.39863	0.0171	1.00175	0.01821	
20	Molecular Weight, Vapor			22.6		22.6		18.3	
21	Molecular Weight, Noncondensable								
22	Specific Heat	kJ/kg K		1.4665	4.1932	1.3688	4.1884	1.9777	
23	Thermal Conductivity	W/m K		0.0795	0.6631	0.0492	0.6041	0.0384	
24	Latent Heat	kJ/kg			2324.9				
25	Inlet Pressure	bar(abs)			5.0			1.0	
26	Velocity	m/s			45.84			22.13	
27	Pressure Drop , Allow. / Calc.	bar	1.21434		0.97179		0.05435	0.02461	
28	Fouling Resistance (Min.)	m ² K/W							
29	Heat Exchanged		2111.76		kW	MTD	47.12	°C	
30	Transfer Rate, Service		256.0		Dirty	249.7	Clean	249.7 W/m ² K	
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL								
32				Shell Side		Tube Side		Sketch (Bun./Nozz. Orientation)	
33	Des/Test Pres.	bar(g)	7.43			3.45			
34	Design Temperature	°C	474.6			354.6			
35	No. Passes per Shell		1			1			
36	Corrosion Allowance								
37	Connections	In mm	202.7			26.7			
38	Size /	Out mm	202.7			154.1			
39	Ratings	Int. mm							
40	Tube No.	486	OD	19.05 mm	Thk	2.11 mm	Length	6096 mm Pitch 25.4mm 30 deg	
41	Tube Type	plain			Material	Carbon Steel			
42	Shell	Carbon Steel	ID	635	OD	mm	Shell Cover	(Integ.)(Remov.)	
43	Channel or Bonnet	Carbon Steel			Channel Cover				
44	Tubesheet - Stationary	Carbon Steel			Tubesheet-Floating				
45	Floating Head Cover				Impingement Protection				
46	Baffles-Cross	16	Type	Single Segmental	% Cut	29	Spacing c/c	353.0 Inlet mm	
47	Baffles-Long				Seal Type				
48	Supports-Tube				U-Bend	Type			
49	Bypass Seal Arrangement				Tube-Tubesheet Joint				
50	Expansion Joint				Type				
51	rV2 - Inlet Nozzle		12465.9	Bundle Entrance	5690.3	Bundle Exit	6117.7kg/m s ²		
52	Gaskets	Shell Side			Tube Side				
53	Floating Head								
54	Code Requirements						Tema Class	R	
55	Weight/Shell	5339	Filled with water	7379	Bundle	2855	kg		
56	Remarks:								
57									
58									
59									
60									

Fonte: Autores, 2023.

ANEXO R – LAYOUT DO TC-301 PELO UNISIM STE



Fonte: Autores, 2023.

ANEXO S – EXAUSTOR CENTRÍFUGO 2



Exaustor Centrifugo Limit-Load Simples NCLI-750/15 Arr. 1

S496791712

Disponibilidade: Disponível em 25 dias úteis

NCM: 8414.0990

Características:

Vazão: 22800 m³/h

Pressão Estática: 110 mmca

Rotação: 1740 rpm

Motor Trifásico Alto Rendimento 15 cv - 4 Polos - 220/380V

Ruído: 104 db(A)

Boca de Entrada: 750mm

Boca de Saída: 750 x 630mm

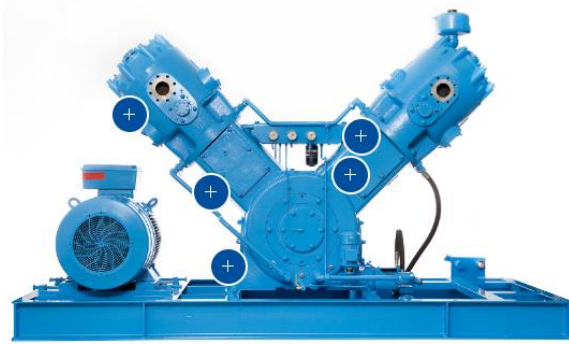
Dados Técnicos

Código	S496791712
Modelo	NCLI-750-15
Categoria	Limit-Load
Marca	Nova Exaustores

Fonte: Nova Exaustores, 2021.

ANEXO T – COMPRESSOR MEHRER TVX900

TVX 900



Compressors of the TVx 900 series can be designed in one, two and three stages.

TREATMENTS

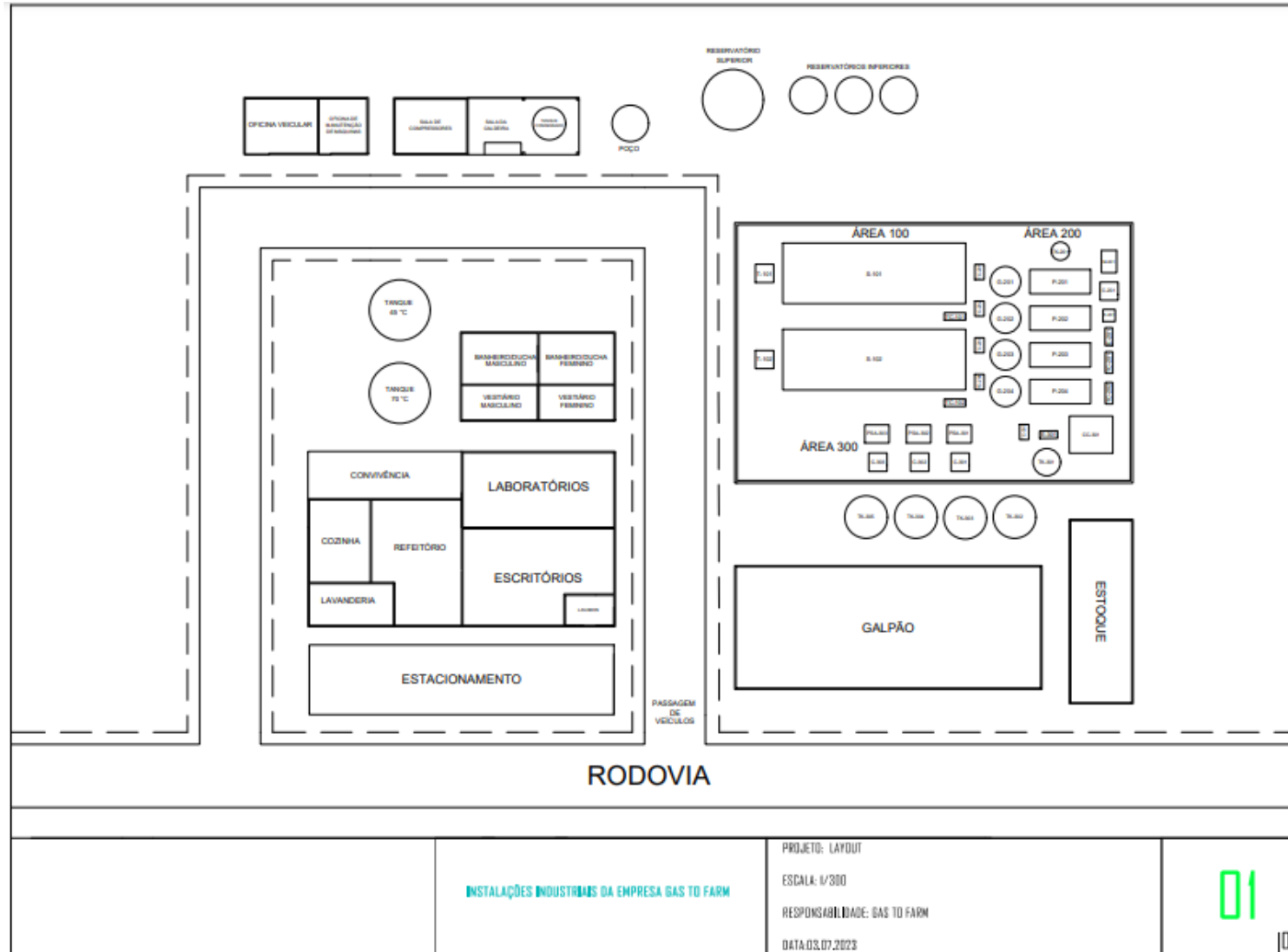
- H₂-Compression
- CO₂-recovery
- Biomethane grid injection
- Methanation (power-to-gas)
- Synthesis gas storage

[Download product flyer](#)

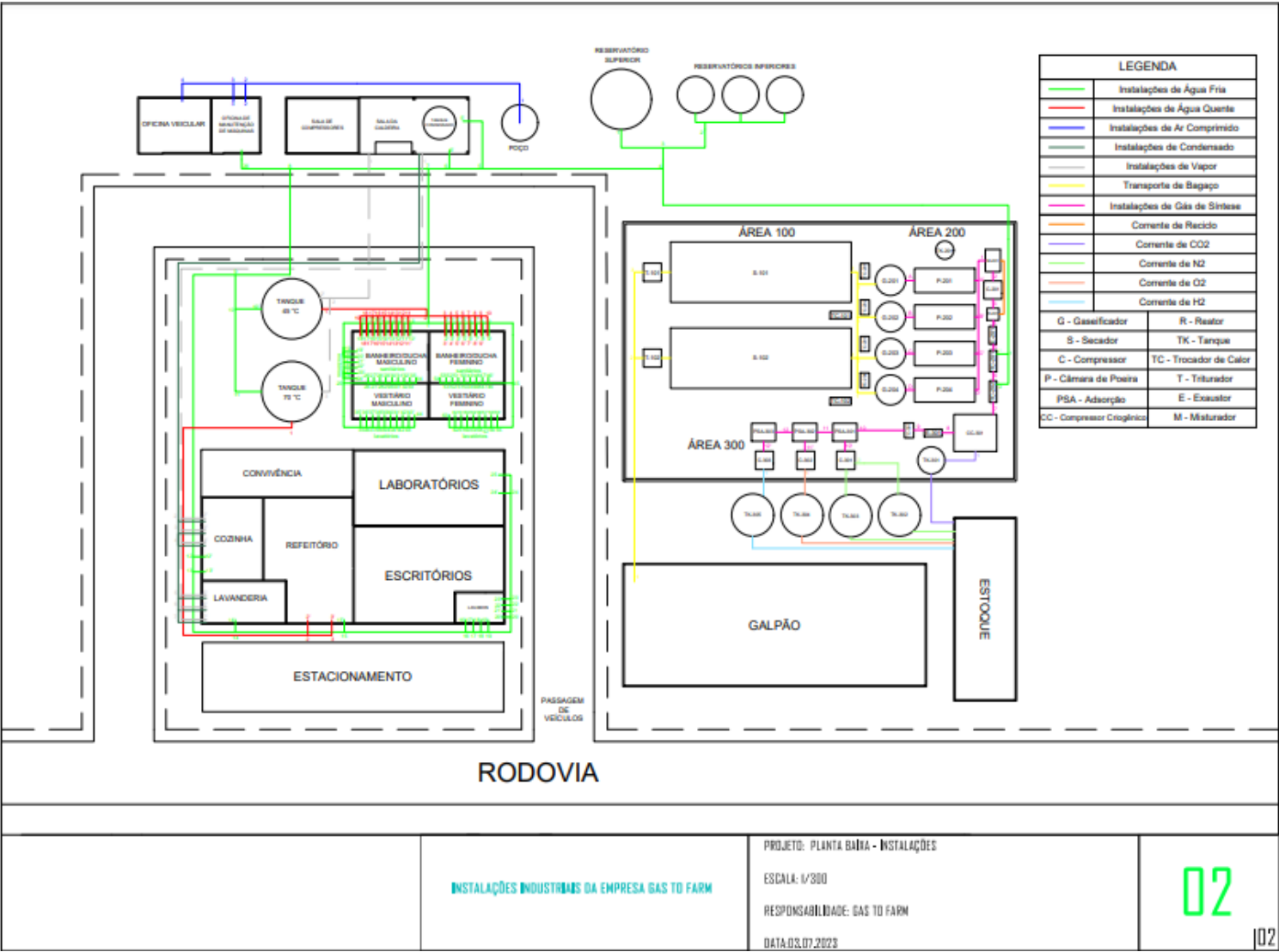
Model series	TVE 900	TVZ 900	TVB 900	TVD 900
Features	1-stage, double-acting	2-stage, double-acting	1-stage, double-acting	3-stage, double-acting
Max. compression ratio per stage	1:6	1:6	1:6	1:5,5
Suction pressure max.	17 bara	65 bara	65 bara	17 bara
Final pressure max. *	17 bara	65 bara	65 bara	64 bara
Drive power at the shaft max.	200 kW	200 kW	200 kW	200 kW
Speed range	380 - 990 rpm	380 - 990 rpm	380 - 990 rpm	380 - 990 rpm
Arrangement of the cylinders	V-shaped	V-shaped	V-shaped	V-shaped
Drive type	Direct / belt driven	Direct / belt driven	Direct / belt driven	Direct / belt driven
Compression of toxic and combustible gases	Possible	Possible	Possible	Possible
Compressor cooling	Water cooled	Water cooled	Water cooled	Water cooled

Fonte: MEHRER, 2021.

ANEXO U.1 – LAYOUT PLANTA GAS TO FARM



ANEXO U.2 - PLANTA BAIXA - INSTALAÇÕES



INSTALAÇÕES INDUSTRIAIS DA EMPRESA GAS TO FARM

PROJETO: PLANTA BAIXA - INSTALAÇÕES
 ESCALA: 1/300
 RESPONSABILIDADE: GAS TO FARM
 DATA: 03.07.2023

02

102

ANEXO V – MÁQUINA DE LAVAR ROUPA

RLI-50

Capacidade de até 50 kg

DADOS TÉCNICOS

Volume do cesto: 600 dm³

Diâmetro do cesto: 900 mm

Fator de carga: 1:12

Potência do motor: 2 cv

Consumo elétrico: 1,5 kwh

NÍVEL DE ÁGUA

Baixo: 200 litros

Alto: 300 litros

Entrada de água: 1 ½"

Entrada de vapor: ¾"

Dreno: 3"

Profundidade do Cesto	800 mm	940 mm	1530 mm	
Potência do Motor	1,47 KW	2,2 KW	3,67 KW	
Rotação de Lavagem	23 RPM	28 RPM	35 RPM	
Nível de Água Mínimo	120 litros	200 litros	400 litros	
Nível de Água Máximo	180 litros	300 litros	600 litros	
Entrada de Água	1.1/2"	1.1/2"	2"	
Saída de Água	3"	3"	4"	
Entrada de Vapor	3/4"	3/4"	1"	
Pressão Máxima de Vapor	6 Kgf/cm ²	6 Kgf/cm ²	6 Kgf/cm ²	
Consumo de Vapor	21 Kg/h	35 Kg/h	70 Kg/h	
Peso	350 Kg	450 Kg	650 Kg	
Consumo Elétrico	0,8 KW/h	1,5 KW/h	2,5 KW/h	
Dimensões Externas Aproximadas	Largura	1526 mm	1760 mm	1860 mm
	Altura c/ Barreira	1265 mm	1400 mm	1500 mm
	Profundidade	1070 mm	1185 mm	1285 mm

Fonte: Rufino, 2023.

ANEXO W – SECADOR INDUSTRIAL

RUFINO
LAVANDERIA

RSI-15 / 30 / 50 / 100
SECADOR INDUSTRIAL RUFINO

APLICAÇÃO Equipamento Rotativo para secagem, pré secagem ou condicionamento de roupas. Controle de tempo e de temperatura automático.

Modelo:	RSI-15	RSI-30	RSI-50	RSI-100
Capacidade	15 kg	30 kg	50kg	100kg
Volume do Cesto	353 dm ³	785 dm ³	1300 dm ³	2714 dm ³
Diâmetro do Cesto	750 mm	1000 mm	1230 mm	1600 mm
Profundidade do cesto	800 mm	1000 mm	1100 mm	1350 mm
Fator de carga	1:23	1:26	1:26	1: 27
Rotação	29 rpm	28 rpm	30 rpm	32 rpm
Potencia do motor do cesto	1 cv	1,5 cv	1,5 cv	3,0 cv
Potencia do Motor do exaustor	0,75 cv	0,75 cv	2x 0,75 cv	2x 2 cv

AQUECIMENTO

Elétrico (potência)	18 kw	33,6 kw	50,4 kw	75,6 kw
Vapor (consumo)	20 kg/h	40 kg/h	60 kg/h	120 kg/h
Gás (consumo)	1,2 kg/h	2,5 kg/h	4 kg/h	6 kg/h
Peso	360 kg	450 Kg	600 Kg	1400 kg
Frente	915 mm	1100 mm	1350 mm	2000 mm
Profundidade	1430 mm	1560 mm	1700 mm	2050 mm
Altura	1630 mm	1950 mm	2020 mm	2500 mm



Fonte: Rufino, 2023.

ANEXO X – CALANDRA INDUSTRIAL

RUFINO
LAVANDERIA

RCI -16 / 20
CALANDRA INDUSTRIAL RUFINO

APLICAÇÃO Lavadora Extratora Industrial de pequeno e médio porte, com capacidade de lavar e centrifugar, com cesto frontal que faz as duas funções na mesma unidade, reduzindo mão de obra, otimizando espaço e reduzindo a manutenção.



Modelo:	RCI-16	RCI-20
Capacidade:	20 kg/h	25 kg/h
Diâmetro do cilindro	300 mm	300 mm
Comprimento útil	1600 mm	2000 mm
Potência do motor	0,75 cv	0,75 cv
Velocidade:	8 RPM	8 RPM
Aquecimentos:	Consumo	Consumo
Elétrico	7, 2kWh	9 kWh
Vapor	7 kg/g	10 kg/h
Gás	0,5 kg/h	0,7 kg/h
Peso:	300kg	80kg
Frente:	2200mm	2600mm
Profundidade:	700mm	700mm
Altura:	1050mm	1050mm

Fonte: Rufino, 2023.

ANEXO Y – LAVA-LOUÇAS INDUSTRIAL

LAVADORA DE LOUÇA AMT2

DESENHO PARA INSTALAÇÃO

VISTA FRONTAL VISTA LATERAL

INSTALAÇÃO EM LINHA OU DE CANTO

MESA AMT2 MESA MESA AMT2 MESA

1. ENTRADA DE ÁGUA 3/4" BSP (x=143mm)
2. SAÍDA DE ÁGUA 1. 1/4" NPT (x=152mm)
3. ALIMENTAÇÃO ELÉTRICA (CONECTOR 3P" (x=100mm)
4. 230V = 4 x 10mm² (3 FASES + TERRA)
5. 380V/440V = 6 x 10 mm² (3 FASES + NEUTRO + TERRA)
6. ENTRADA DE TEMPERATURA (DE CANTO) 1/2" (Ø 19mm) (x=125mm)
7. SUGESTÃO DE PONTO PARA SENSORES DE DETERGENTE NO TANQUE DE LAVAGEM

Para instalação deverá ser considerado o desenho específico de acordo com o sentido de aquecimento no aparelho. Todas as medidas de - 20mm de acordo com padrão ISO 9001.

Especificações dos Motores

Motores	CV	Fases	Hz	Voltagem	Amperagem
Bomba de Lavagem	0,75	3	60	220/380/440	2,8/1,52/1,4
Bomba de Enxague	0,25	1	60	110/220	4,0/2,0

Temperatura, Pressão e Consumo de Água

Descrição	Temperatura	Pressão (min-máx)	Consumo
Lavagem	55°C-65°C	—	—
Enxague	80°C-90°C	0,5 bar - 1,0 bar	180 litros/hora

Opções para Aquecimento do Tanque de Lavagem (sem booster de enxague)

Tipo	kW	kg/h	Voltagem	Amperagem	Pressão (min-máx)
Elétrico	5*	—	220/380/440	13/8/7	—
Vapor**	—	20	—	—	1,0 - 3,0 bar

* elemento elétrico de imersão / ** injetor direto

Opções para Aquecimento do Booster de Enxague

Tipo	kW	kg/h	Voltagem	Amperagem	Pressão (min-máx)
Elétrico (embutido)	2 x 9 kW	—	220/380/440	48/28/24	—
Vapor (ext. à maq.)	—	80	—	—	2,0 - 3,5 bar

Nota: com entrada de água na temperatura ambiente (1-20°C)

Nota: Todos os dados são dados de referência. Sempre consulte o manual de instalação para obter mais informações. Sempre consulte o manual de instalação para obter mais informações.

Fonte: Hobart, s. d..

ANEXO Z – PANELA INDUSTRIAL



Modelos	Dimensões (mm)	Capacidade	Consumo Vapor (Kg/h)
TAMPA AMERICANA			
CVIL-100	Ø 785x910mm	100L	12,0
CVIL-200	Ø 985x910mm	200L	24,0
CVIL-300	Ø 1180x910mm	300L	36,0
CVIL-500	Ø 1405x910mm	500L	48,0
TAMPA AUTOCLAVADA			
CVIL-100A	Ø 785x910mm	100L	12,0
CVIL-200A	Ø 985x910mm	200L	24,0
CVIL-300A	Ø 1180x910mm	300L	36,0
CVIL-500A	Ø 1405x910mm	500L	48,0

- Construído em aço inoxidável AISI 304, liga 18/8;
- Panela interna de cocção e revestimento externo inteiramente em aço inoxidável com total isolação térmica em mantas de lã de vidro;
- Tampa americana (conforme modelo), construído em aço inoxidável equipado dobradiça reforçada e cabo extensor em aço inoxidável com manipulador em baquelite;
- Tampa auto clavada (conforme modelo): construído em aço inoxidável equipado com válvula de segurança, equipada com torçãqueto extra reforçados, fechamento hermético através do gaivota de vedação em neoprene, sistema de abertura e fechamento composto por amortecedores especiais e cabo extensor em aço inoxidável com manipulador em baquelite;
- Estrutura e camisa de vapor extra reforçada em aço qualificado e tratado com revestimentos em primer anticorrosivo;
- Aquecimento a vapor direto através de caldeira geradora de vapor (cliente) com funcionamento em baixa pressão: 0,3 a 0,5 kgf/cm² (4 a 7 psi);
- Acompanha: válvula de escoamento, torneira giratória, válvula de admissão de vapor Ø 1 1/2", válvula de segurança, manômetro e dreno de condensado;
- Equipado com uma válvula de segurança (modelo 100 litros);

Fonte: Cozil, 2023.

ANEXO AA – CALDEIRA

Modelo	LHC-1.0	LHC-1.3	LHC-1.6	LHC-2.0	LHC-2.5	LHC-3.2	LHC-4.0	LHC-5.0	LHC-6.5	LHC-8.0
Prod. de vapor c/ água a 20°C (kg/h)	1.000	1.300	1.600	2.000	2.500	3.200	4.000	5.000	6.500	8.000
Capacidade térmica (kcal/h)	644.000	838.000	1.031.000	1.289.000	1.611.000	2.062.000	2.577.000	3.221.000	4.188.000	5.154.000
Superfície de aquecimento (m ²)	29,9	37,9	45,1	61,2	71,4	87,5	116	144	186	230
MPTA (psig)	170	170	170	170	170	170	170	170	170	170
Pressão de operação (psig)	153	153	153	153	153	153	153	153	153	153
Temp. de saída dos gases (°C)	240	240	240	246	240	240	238	238	239	237
Rendimento (%)	80	80	80	80	80	80	80	80	80	80
Consumo de lenha (kg/h)	293	381	469	586	732	937	1.171	1.464	1.904	2.343
Área de grelha (m ²)	1,10	1,19	1,28	1,83	2,35	2,74	3,29	4,50	5,99	6,94
Volume da fornalha (m ³)	2,25	2,58	2,94	4,31	5,36	6,65	8,38	11,8	16,40	19,2

Fonte: AALBORG, 2023.

ANEXO AB – PROPRIEDADES VAPOR SATURADO

Tabela de valores para vapor saturado

Pressão absoluta	Temperatura	Volume específico	Calor sensível	Calor latente	Calor total (entalpia)
kgf · cm ⁻²	°C	m ³ /kgf	kcal/kgf	kcal/kgf	kcal/kgf
4	142,9	0,4706	143,6	509,8	653,4
5	151,1	0,3816	152,1	503,7	655,8
6	158,1	0,3213	159,3	498,5	657,8
7	164,2	0,2778	165,6	493,8	659,4
8	169,6	0,2448	171,3	489,5	660,8
9	174,5	0,2189	176,4	485,6	662,0
10	179,0	0,1981	181,2	481,8	663,0
11	183,2	0,1808	185,6	478,3	663,9
12	187,1	0,1664	189,7	475,0	664,7
13	190,7	0,1541	193,5	471,9	665,4
14	194,1	0,1435	197,1	468,9	666,0
15	197,4	0,1343	200,6	466,0	666,6
16	200,4	0,1262	203,9	467,1	463,2
18	206,1	0,1126	210,1	457,8	667,9
20	211,4	0,1016	215,8	452,7	668,5

Fonte: Macintyre, 2010.

ANEXO AC – VELOCIDADES RECOMENDADAS DE FLUIDOS

FLUIDO - gás ou vapor	Velocidade econômica (m/s)	Material da Tubulação
Ar (0 a 30 psi)	20	aço
Amônia	30	aço
Ácido Clorídrico	20	rev. de borracha
Cloro	10 a 25	aço
Clorofórmico	10	cobre e aço
Dióxido de enxofre	20	aço
Etileno	30	aço
Hidrogênio	20	aço
Gás natural	30	aço
Vapor d'água		
- 0 a 30 psi-sat	20 a 30	aço
- 30 a 150 psi-sat ou superaquecido	30 a 50	aço
- acima de 150 psi	50 a 75	aço
- linhas curtas	75	aço

Fonte: Macintyre, 2010.

ANEXO AD – FATORES DE UTILIZAÇÃO

Fatores de utilização de algumas ferramentas em oficina de porte médio

Equipamento <i>standard</i>	Consumo (dlp) m ³ /min	Fator de utilização
Furadeiras	0,33 a 3,40	0,20 0,05
Rosqueadeiras	0,45	0,20
Aparafusadeiras	0,90	0,10
Esmerilhadeiras	1,50 a 2,50	0,30 0,20
Bicos de limpeza	0,50	0,10
Rebitadores	1,10 a 1,30	0,10 0,05
Rebarbadores	0,37 a 0,73	0,20 0,10
Unidade de jato de areia	1,55	0,20
Pistolas de pintura	0,25	0,50

Fonte: Macintyre, 2010.

ANEXO AE – ISOLANTE TÉRMICO – CALORISOL 650

Espessuras recomendadas da Calorisol 650

Diâmetro dos tubos (pol.)	Isolamento de tubos (polegadas)										
	38 a 92°C	93 a 148°C	149 a 203°C	204 a 259°C	260 a 315°C	316 a 370°C	371 a 426°C	427 a 481°C	482 a 537°C	538 a 592°C	593 a 648°C
1½	1	1	1½	2	2	2½	2½	2½	3	3	3
2	1	1	1½	2	2	2½	3	3	3	3½	3½
2½	1	1	1½	2	2	2½	3	3	3	3½	3½
3	1	1	1½	2	2	2½	3	3	3	3½	3½
4	1	1½	2	2	2½	2½	3	3	3½	4	4
5	1	1½	2	2	2½	3	3½	3½	4	4	4½
6	1	1½	2	2	3	3	3½	3½	4	4	4½
8	1½	1½	2	2½	3	3	3½	3½	4	4½	5

Para maiores diâmetros, consultar o catálogo da Calorisol

Fonte: Macintyre, 2010.

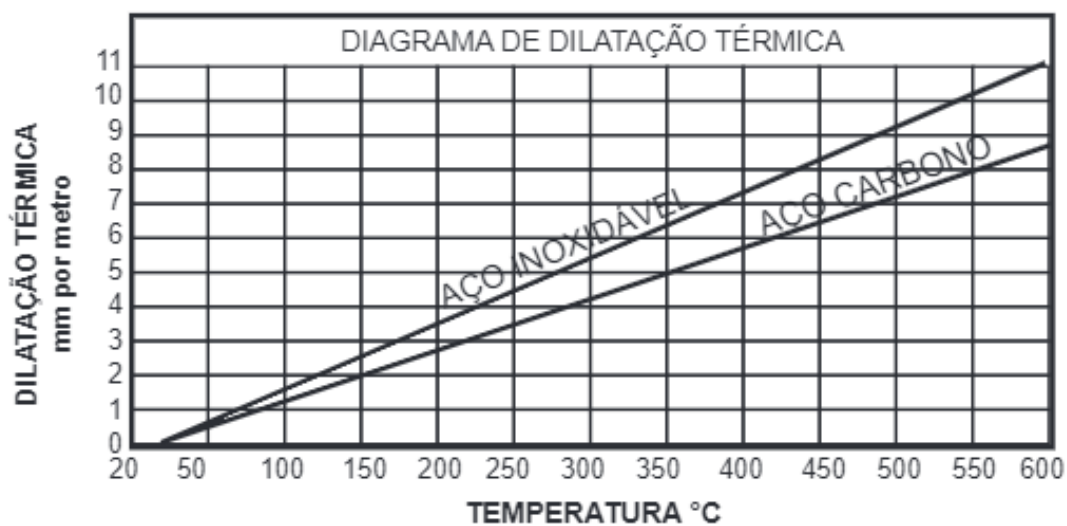
ANEXO AF – NORMA NBR 5590 PARA DIÂMETRO DE TUBULAÇÕES SCH 40

Schedule 40 - Norma NBR 5590			
Diâmetro		Espessura mm	Peso teórico kg/m
pol.	mm		
1/2"	21,30	2,77	1,26
3/4"	26,70	2,87	1,68
1"	33,40	3,38	2,50
1.1/4"	42,20	3,56	3,38
1.1/2"	48,30	3,68	4,05
2"	60,30	3,91	5,43
2.1/2"	73,00	5,16	8,62
3"	88,90	5,49	11,28
3.1/2"	101,60	5,74	13,56
4"	114,30	6,02	16,06
5"	141,30	6,55	21,75
6"	168,30	7,11	28,23
8"	219,10	8,18	42,48
10"	273,05	9,27	60,23
12"	323,84	10,31	79,64

Fonte: NBR 5590.

ANEXO AG – DILATAÇÃO TÉRMICA AÇO CARBONO

COEFICIENTES DE DILATAÇÃO TÉRMICA						
MATERIAL	CONSTANTE K $\frac{\text{mm}}{\text{m}^{\circ}\text{C}}$					
	0-100°C	200°C	300°C	400°C	500°C	600°C
Aço Carbono	0,0120	0,0126	0,0131	0,0136	0,0141	0,0147
Aço Inox	0,0168	0,0175	0,0180	0,0184	0,0188	0,0191
Alumínio	0,0238					
Cobre	0,0165	0,0168				
Ferro Fundido	0,0110					



Fonte: Foltec (2016).

ANEXO AH – JUNTAS DE ABSORÇÃO DE DILATAÇÃO TÉRMICA

Comprimentos da junta para absorver dilatações de 25 até 100 mm

Diâmetro nominal		Comprimento total L em mm para absorver dilatações de mm							Diâmetro nominal		Comprimento total L ₁ em mm para absorver dilatações de mm						
Polegadas	mm	25	38	50	63	75	89	100	Polegadas	mm	25	38	50	63	75	89	100
1/2"	13	185	235	380	430	485	535	585	1/2"	13	175	225	370	420	475	525	575
3/4"	19	190	240	385	435	490	540	590	3/4"	19	180	230	375	425	480	530	580
1"	25	200	250	395	445	500	550	600	1"	25	185	235	380	430	485	535	585
1 1/4"	32	205	255	400	450	505	555	605	1 1/4"	32	190	240	385	435	490	540	590
1 1/2"	38	210	260	405	455	510	560	610	1 1/2"	38	195	245	390	440	495	545	595
2"	50	220	270	410	460	515	565	615	2"	50	205	255	395	445	500	555	600
2 1/2"	63	230	285	415	470	520	575	625	2 1/2"	63	215	270	400	455	505	560	610
3"	75	235	285	415	470	525	575	625	3"	75	215	270	400	455	510	560	610
4"	100	250	305	435	495	550	605	655	4"	100	230	285	415	475	530	585	635
5"	125	280	340	460	520	580	635	695	5"	125	255	315	435	500	555	610	670
6"	150	285	350	475	535	600	660	720	6"	150	265	325	450	515	575	635	695
8"	200	310	365	485	550	615	670	735	8"	200	285	340	465	525	590	650	710
10"	250	320	380	495	560	620	685	745	10"	250	295	360	470	535	600	660	720
12"	300	340	405	510	570	640	705	770	12"	300	315	380	490	550	615	680	745
14"	350	370	425	525	590	660	720	790	14"	350	345	400	505	565	640	695	770
16"	400	375	435	535	595	665	730	805	16"	400	350	410	510	570	645	705	780
18"	450	385	450	545	595	670	735	815	18"	450	360	425	520	570	650	715	795
20"	500	400	470	565	610	700	770	855	20"	500	375	445	540	590	675	745	830

Fonte: Macintyre, 2010.

ANEXO AI - ESTEIRAS PARA TRANSPORTE DE BAGAÇO



ESTEIRA COM TALISCAS - PVC

Fonte: Dgrande, 2023.

ANEXO AJ – TABELA DE PORCENTAGENS DE INVESTIMENTO

	Percent of delivered-equipment cost for		
	Solid processing plant ^a	Solid-Bid processing plant ^a	Fluid processing plant ^a
Direct costs			
Purchased equipment delivered (including fabricated equipment, process machinery, pumps, and compressors)	100	100	100
Purchased-equipment installation	45	39	47
Instrumentation and controls (installed)	18	26	36
Piping (installed)	16	31	68
Electrical systems (installed)	10	10	11
Buildings (including services)	25	29	18
Yard improvements	15	12	10
Service facilities (installed)	40	55	70
Total direct plant cost	<u>269</u>	<u>302</u>	<u>360</u>
Indirect costs			
Engineering and supervision	33	32	33
Construction expenses	39	34	41
Legal expenses	4	4	4
Contractor's fee	17	19	22
Contingency	35	37	44
Total indirect plant cost	<u>128</u>	<u>126</u>	<u>144</u>
Fixed-capital investment	397	428	504
Working capital (15% of total capital investment)	<u>70</u>	<u>75</u>	<u>89</u>
Total capital investment	<u>467</u>	<u>503</u>	<u>593</u>

Fonte: Peters, 2003.

ANEXO AK – TABELA DE INSTALAÇÕES DOS EQUIPAMENTOS

Table 6-5 Installation cost for process equipment as a percentage of purchased-equipment cost[†]

Type of equipment	Installation cost, %
Centrifugal separators	20–60
Compressors	30–60
Dryers	25–60
Evaporators	25–90
Filters	65–80
Heat exchangers	30–60
Mechanical crystallizers	30–60
Metal tanks	30–60
Mixers	20–40
Pumps	25–60
Towers	60–90
Vacuum crystallizers	40–70
Wood tanks	30–60

[†]Modified from K. M. Guthrie, *Process Plant Estimating, Evaluation, and Control*, Craftsman Book Company of America, Solana Beach, CA, 1974.

Fonte: Peters, 2003.

ANEXO AL – PRESSURE SWING ADSORPTION 1 e 2

H3100
Series



The H3100 Series PSA systems use the high pressure G0 rotary valves and have 6 adsorber vessels.

When it comes to lowest cost of ownership, the H-3100 has no match. The most compact, economical and reliable PSA system available today, the H-3100 has proven itself globally. Recommended for medium throughput fueling needs where operating feed flows are up to 9800 scfm/15500 Nm³/h with higher operating pressures, up to 450 psig (31 barg).

G0 PSA

500-15,000 NCMH Feed Flow,
31 barg (450 psig) Max Pressure

Fonte: XEBEC, 2021.

ANEXO AM – PRESSURE SWING ADSORPTION 3

H3200 Series

G3/G4 PSA

G3 PSA: 1,000-3,000 NCMH Feed Flow,
17 barg (250 psig) Max Pressure

G4 PSA: 3,000-10,000 NCMH Feed Flow,
17 barg (250 psig) Max Pressure

Multi-Valve G4 PSAs:
> 10,000 NCMH Feed Flow



Fonte: XEBEC, 2021.

ANEXO AN – TABELA DE FUNCIONÁRIOS NECESSÁRIOS POR EQUIPAMENTO

TABLE 6-2
OPERATOR REQUIREMENTS FOR VARIOUS TYPES OF PROCESS EQUIPMENT

Generic Equipment Type	Operators per Unit per Shift
<i>Auxiliary Facilities</i>	
Air plants	1
Boilers	1
Chimneys or stacks	0
Cooling towers	1
Water demineralizers	0.5
Electric generating plants	3
Portable electric generating plants	0.5
Electric substations	0
Incinerators	2
Mechanical refrigeration units	0.5
Wastewater treatment plants	2
Water treatment plants	2
<hr/>	
Conveyors	0.2
Crushers, mills, grinders	0.5–1
Drives and power recovery machines	—
Evaporators	0.3
Vaporizers	0.05
Furnaces	0.5
<i>Gas Movers and Compressors</i>	
Fans	0.05
Blowers and compressors	0.1–0.2
<hr/>	
Gas–solids contacting equipment	0.1–0.3
Heat exchangers	0.1
Mixers	0.3
<i>Process Vessels</i>	
Towers (including auxiliary pumps and exchangers)	0.2–0.5
Drums	—
<hr/>	
Pumps	—
Reactors	0.5
<i>Separators</i>	
Clarifiers and thickeners	0.2
Centrifugal separators and filters	0.05–0.2
Cyclones	—
Bag filters	0.2
Electrostatic precipitators	0.2
Rotary and belt filters	0.1
Plate and frame, shell and leaf filters	1
Expression equipment	0.2
Screens	0.05
<hr/>	
Size-enlargement equipment	0.1–0.3
Storage vessels	—

Table 6-13 Typical labor requirements for process equipment[†]

Type of equipment	Workers/unit/shift
Blowers and compressors	0.1–0.2
Centrifugal separator	0.25–0.50
Crystallizer, mechanical	0.16
Dryer, rotary	0.5
Dryer, spray	1.0
Dryer, tray	0.5
Evaporator	0.25
Filter, vacuum	0.125–0.25
Filter, plate and frame	1.0
Filter, rotary and belt	0.1
Heat exchangers	0.1
Process vessels, towers (including auxiliary pumps and exchangers)	0.2–0.5
Reactor, batch	1.0
Reactor, continuous	0.5

[†]For expanded process equipment labor requirements see G. D. Ulrich, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*, J. Wiley, New York, 1984.

Fonte: Ulrich (1984); Peters, Timmerhaus e West (2003)

ANEXO AO – DIMENSIONAMENTO DA TUBULAÇÃO DE CONDENSADO

Tubulação de condensado

Perda de carga J mm/m	Declividade (cm/m)	Diâmetro da tubulação de condensado										
		1/2"	3/4"	1"	1¼"	1½"	2"	2½"	3"	4"	5"	6"
		kgf/h de condensado										
0,5	0,05	22	60	130	300	450	910	1.800	3.000	6.000	11.000	15.500
1	0,1	38	100	200	450	680	1.330	2.700	4.380	9.000	12.600	19.000
2	0,2	55	145	290	640	980	1.940	3.900	6.380	13.000	16.000	25.500
3	0,3	75	180	360	780	1.220	2.400	4.900	7.900	16.250	27.000	45.000
4	0,4	85	210	420	910	1.430	2.800	5.700	9.200	18.950	31.500	51.000
5	0,5	95	240	470	1.000	1.600	3.150	6.400	10.400	21.300	35.500	58.000
6	0,6	101	260	520	1.140	1.750	3.500	7.100	11.450	23.500	41.000	64.000
7	0,7	108	290	570	1.245	2.000	3.800	7.750	12.500	25.800	44.000	70.000
8	0,8	112	310	610	1.300	2.080	4.050	8.250	13.400	27.500	46.000	75.000
9	0,9	118	330	650	1.450	2.210	4.350	8.800	14.250	29.300	49.000	80.000
10	1	122	350	690	1.550	2.300	4.600	9.350	15.100	31.000	52.000	84.000
15	1,5	148	430	850	1.780	2.900	5.700	11.600	18.750	38.550	61.000	98.500
20	2	175	500	1.000	2.100	3.400	6.690	13.500	21.950	45.000	70.000	115.000
25	2,5	200	570	1.130	2.400	3.800	7.500	15.300	24.500	50.800	79.000	130.000
30	3	228	630	1.250	2.670	4.200	8.300	16.950	27.300	56.000	90.000	135.000
35	3,5	256	680	1.300	2.900	4.600	9.000	18.400	29.800	61.000	98.000	154.000
40	4	300	720	1.400	3.020	4.900	9.700	19.500	31.000	65.000	105.000	164.000

Fonte: Macintyre, 2010.

**ANEXO AP – VALORES DO COEFICIENTE K EM FUNÇÃO DA
SUBMERGÊNCIA PERCENTUAL SP**

SUBMERGÊNCIA PERCENTUAL $S_p = (SD / (SD + ET)) \times 100$	VALORES DE <u>K</u> EM FUNÇÃO DA POSIÇÃO DO TUBO DE INJEÇÃO DE AR EM RELAÇÃO AO TUBO DE DESCARGA DE ÁGUA	
	POR FORA	POR DENTRO
75	14,92	13,45
70	14,59	13,12
65	14,18	12,47
60	13,65	11,62
55	12,96	10,68
50	12,09	9,70
45	12,06	8,72
40	10,03	7,54
35	8,80	6,60

Fonte: Rodrigo, 2022.

ANEXO AQ – ESPAÇAMENTO MÁXIMO ENTRE TUBOS DE AÇO CARBONO A-

53

Diâmetro (polegadas)	1	1½	2	2½	3	4	5	6	8	10	12	14
Espaçamento (metros)	2,1	2,7	3,0	3,3	3,6	4,2	4,8	5,1	6,7	6,7	7,0	7,6

Fonte: Macintyre, 2010.

ANEXO AR – SUBMERSÃO PARA DADA ALTURA GEOMÉTRICA

Altura geométrica de elevação Hg (m)	Porcentagem de submersão permissível (%)
6 — 38	50 — 70
38 — 53	40 — 65
53 — 76	40 — 60
76 — 107	37 — 55

Fonte: Macintyre, 2010.

ANEXO AS – CONSTANTE PARA FATOR DE CONSUMO AIR LIFT

Porcentagem de submersão	C	
	Tubo de ar externo	Tubo de ar interno
75	14,92	13,45
70	14,59	13,12
65	14,18	12,47
60	13,65	11,62
55	12,96	10,68
50	12,06	9,70
45	11,09	8,72
40	10,03	7,74
35	8,80	6,60

Fonte: Macintyre, 2010.

ANEXO AT - ISOLANTE PARA TUBULAÇÕES DE PROCESSO

FIBRA CERÂMICA

MANTAS

MANTA RITWOOL® SPUN 1260 HP



Temperatura	1260 °C
Densidade	64, 96, 128, 160 kg/m³
Espessura	6, 13, 25, 38, 51 mm
Largura	610 mm
Comprimento	3810, 4100, 7620 mm

[Ficha Técnica](#)

Fonte: Refracont Brasil, 2023.