



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

Anderson Vinícius Freitas de Lima
Antonio de Assis Queiroga Neto
João Vitor Fin Schaedler
Lucas Sudré dos Santos
Luísa Beschorner Eder

PRODUÇÃO DE HVO A PARTIR DO HIDROTRATAMENTO
CATALÍTICO DO ÓLEO DE FARELO DE ARROZ

TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO

Santa Maria, RS, Brasil

2021

Anderson Vinícius Freitas de Lima
Antonio de Assis Queiroga Neto
João Vitor Fin Schaedler
Lucas Sudré dos Santos
Luísa Beschorner Eder

PRODUÇÃO DE HVO A PARTIR DO HIDROTRATAMENTO
CATALÍTICO DO ÓLEO DE FARELO DE ARROZ

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

Orientador: Prof. Dr. Adriano Cancelier

Santa Maria, RS, Brasil

2021

Anderson Vinícius Freitas de Lima
Antonio de Assis Queiroga Neto
João Vitor Fin Schaedler
Lucas Sudré dos Santos
Luísa Beschorner Eder

PRODUÇÃO DE HVO A PARTIR DO HIDROTRATAMENTO
CATALÍTICO DO ÓLEO DE FARELO DE ARROZ

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

Aprovado em ____ de _____ de 2021.

COMISSÃO EXAMINADORA:

Adriano Cancelier, Dr. (UFSM)
(Presidente/Orientador)

Fernanda de Castilhos, Dr. (UFSM)
(Professora convidada)

Flávio Dias Mayer, Dr. (UFSM)
(Professor convidado)

Santa Maria, RS, Brasil

2021

RESUMO

PRODUÇÃO DE HVO A PARTIR DO HIDROTRATAMENTO CATALÍTICO DO ÓLEO DE FARELO DE ARROZ

AUTORES: Anderson Vinícius Freitas de Lima, Antonio de Assis Queiroga Neto, João Vitor Fin Schaedler, Lucas Sudré dos Santos, Luísa Beschorner Eder.

ORIENTADOR: Prof. Dr. Adriano Cancelier.

Considerando a busca por combustíveis mais sustentáveis, apresenta-se o uso do óleo extraído do farelo do arroz como matéria-prima para a produção de HVO. Este, que também é comumente chamado de diesel verde no Brasil, além das vantagens ecológicas, apresenta versatilidade de uso e desempenho igual ou superior quando comparado ao equivalente não-renovável do diesel. Desse modo, uma vez que o Rio Grande do Sul se destaca como maior produtor nacional de arroz e, conseqüentemente, de seus subprodutos, a escolha do farelo do arroz como matéria-prima se dá pelo seu baixo custo, teor de óleo no grão e seu alto rendimento de extração. O processo produtivo apresentado engloba a extração do óleo bruto do farelo do arroz, a síntese do HVO a partir do hidrotreatment catalítico do óleo bruto com hidrogênio líquido, assim como a recuperação do etanol usado como solvente na extração e do hidrogênio em excesso. Anualmente, serão produzidos pouco mais de 26,5 milhões de litros de HVO, além de aproximadamente 94 mil toneladas de farelo de arroz desengordurado em 355 dias de produção de 24 horas. A análise econômica do projeto também é discutida. Nesta, é feito o levantamento de todos os custos relacionados à produção e implantação da planta industrial. Tem-se que o tempo necessário para o investimento gerar retorno, ou seja, gerar lucro é de cerca de 6 anos, indicando a viabilidade do projeto.

Palavras chave: Farelo de arroz, Extração, Hidrotreatment catalítico, HVO.

ABSTRACT

HVO PRODUCTION FROM THE CATALYTIC HYDROTREATMENT OF RICE BRAN OIL

AUTHORS: Anderson Vinícius Freitas de Lima, Antonio de Assis Queiroga Neto, João Vitor Fin Schaedler, Lucas Sudré dos Santos, Luísa Beschorner Eder.

ADVISOR: Prof. Dr. Adriano Cancelier.

Considering the search for more sustainable fuels, the use of extracted oil from rice bran as raw material for the production of HVO is presented. This, which is also commonly called green diesel in Brazil, in addition to the ecological advantages, has the versatility of use and performance equal to or superior when compared to the non-renewable diesel equivalent. Since the Rio Grande do Sul stands out as the largest national producer of rice and, consequently, of its by-products, the choice of rice bran as a raw material is due to its low cost, oil content in the grain and its high extraction yield. The production process presented includes the extraction of crude oil from rice bran, the synthesis of HVO through the catalytic hydrotreatment of the crude oil with liquid hydrogen, as well as the recovery of ethanol used as a solvent in the extraction and excess hydrogen. Annually, more than 26.5 million liters of HVO and approximately 94 thousand tons of defatted rice bran will be produced in 355 days of 24-hour production. The economic analysis of the project is also discussed. In this, all costs related to the production and implementation of the industrial plant are surveyed. The time required for the investment to generate a return, that is, to generate profit, is about 6 years, indicating the project's viability.

Keywords: Rice bran, Extraction, Catalytic Hydrotreatment, HVO.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1 – Representação do farelo no grão de arroz.	33
Figura 2 – Densidade de armazenamento de hidrogênio sob certas condições.	38
Figura 3 – Estimativa do custo de produção de diferentes biocombustíveis avançados.	42
Figura 4 - Produção energética mundial de biocombustíveis de 2009 a 2019.	43
Figura 5 – Localização e capacidade produtiva de unidades produtoras de HVO.	44
Figura 6 - Produção de derivados de petróleo no Brasil em 2020.	46
Figura 7 - Produção de biodiesel no Brasil em 2020.	46
Figura 8 – Produção mundial de biocombustíveis de 2019 a 2020 e previsão até 2025.	47
Figura 9 - Capacidade de produção em países com plantas de HVO.	48
Figura 10 – Principais ingredientes de rações animal.	49
Figura 11 – Localização de produtores de ração animal no Rio Grande do Sul.	50
Figura 12 – Organograma da empresa.	53
Figura 13 – Esquema de reações para hidrotratamento de um triglicerídeo.	64
Figura 14 – Mecanismo da síntese de Fischer-Tropsch.	66
Figura 15 – Ciclos de funcionamento de uma torre PSA.	69
Figura 16 – Diagrama de blocos da produção de HVO.	72
Figura 17 – Fluxograma do processo produtivo.	74
Figura 18 – Área 100 do fluxograma.	75
Figura 19 – FA (a) antes da extrusão; (b) após a extrusão.	76
Figura 20 – Área 200 do fluxograma.	77
Figura 21 – Funcionamento do arranjo de extratores em um processo pseudocontínuo. (1) Início da carga no extrator, (2) Fim da carga no extrator, (3) Fim da extração, (4) Fim da descarga.	77
Figura 22 – Área 300 do fluxograma.	78
Figura 23 – Filtro centrífugo com empurrador.	79
Figura 24 – Área 400 do fluxograma.	80

Figura 25 – Sequência de reações para hidrotratamento a partir da trioleína.	81
Figura 26 – Área 500 do fluxograma.	82
Figura 27 – Separador trifásico típico.	83
Figura 28 – Área 600 do fluxograma.	84
Figura 29 – Malha de controle do reator de reforma a vapor.	115
Figura 30 – Fluxo de caixa do empreendimento.	142
Figura 31 – Valor Presente Líquido em relação a oscilação do preço do HVO.	144
Figura AP.1 - Dimensões da bacia de contenção.	229
Figura AP.2 – Posição dos tanques e medidas conhecidas.	236
Figura AP.3 - Posição do tanque e medidas conhecidas.	238
Figura AP.4 – Curva para determinação da razão de refluxo mínima.	241
Figura AP.5 – Diagrama de McCabe-Thiele para destilação da solução água-etanol.	242
Figura AP.6 – Velocidade das fases em função do diâmetro do reator.	248
Figura AP.7 – Medidas a serem dimensionadas no separador trifásico.	249
Figura AP.8 – Massa de adsorvente necessária e taxa de adsorção do propano.	258
Figura AP.9 – Massa de adsorvente necessária e taxa de adsorção do CO ₂ .	258
Figura AP.10 – Dimensões da bacia de contenção.	264

LISTA DE QUADROS

Quadro AN.1 – Especificação do HVO.	163
Quadro AN.2 – Ponto de entupimento de filtro a frio.	164
Quadro AN.3 - Porcentagem de submersão para sistema <i>air-lift</i> .	191
Quadro AN.4 - Coeficiente k de submergência.	191
Quadro AP.1 – Espaçamento mínimo entre tanques.	235

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Composição nutricional do FAD e FA.	29
Tabela 2 - Fração de óleo presente no FA encontrada em diferentes literaturas.	34
Tabela 3 – Composição de ácidos graxos presentes no óleo de FA.	36
Tabela 4 – Turnos de produção.	52
Tabela 5 - Preços relativos a algumas fontes de óleo e seus respectivos óleos.	58
Tabela 6 - Fração de óleo contida em algumas matérias-primas.	59
Tabela 7 - Capacidade produtiva nacional de algumas matérias-primas.	59
Tabela 8 – Principais catalisadores industriais usados para hidrotratamento.	65
Tabela 9 – Principais correntes de entrada e saída do processo.	87
Tabela 10 – Vazões mássicas da peneira e da extrusora.	88
Tabela 11 – Vazões mássicas de entrada do conjunto de extratores.	88
Tabela 12 – Vazões mássicas de saída do conjunto de extratores.	89
Tabela 13 – Vazões mássicas do filtro centrífugo.	90
Tabela 14 – Vazões mássicas do decantador.	90
Tabela 15 – Vazões mássicas da torre de destilação.	91
Tabela 16 – Vazões mássicas do reator TBR.	92
Tabela 17 – Vazões mássicas do primeiro separador trifásico.	93
Tabela 18 – Vazões mássicas do segundo separador trifásico.	94
Tabela 19 – Vazões mássicas da torre PSA-601 a PSA-604.	95
Tabela 20 – Vazões mássicas do reformador a vapor.	95
Tabela 21 – Vazões mássicas da torre PSA-605.	96
Tabela 22 – Balanço de energia dos equipamentos.	98
Tabela 23 – Balanço de energia das bombas.	99
Tabela 24 – Vazão de água fria por aparelho e quantidade dos respectivos aparelhos.	105
Tabela 25 – Demanda de água fria nas instalações industriais.	106

Tabela 26 – Comprimentos totais de tubulação de água fria.	107
Tabela 27 – Demanda de vapor da planta.	108
Tabela 28 – Comprimentos totais e isolamento das tubulações de vapor.	108
Tabela 29 – Juntas de dilatação na linha de vapor.	109
Tabela 30 – Espaçamento e número de apoios na linha de vapor para cada bitola.	109
Tabela 31 – Espaçamento e número de suportes na linha de vapor para cada bitola.	110
Tabela 32 – Comprimentos totais e isolamento das tubulações de condensado.	110
Tabela 33 – Demanda de ar comprimido na oficina de manutenção.	111
Tabela 34 – Comprimentos totais e isolamento das tubulações de água quente.	112
Tabela 35 – Demanda de combustíveis nas caldeiras e fornalhas.	113
Tabela 36 – Acessórios nas tubulações de utilidades.	113
Tabela 37 – Custos para abertura da empresa.	117
Tabela 38 – Custo para aquisição do terreno.	118
Tabela 39 – Custo para construção de edificações.	118
Tabela 40 – Custo com tubulações.	119
Tabela 41 – Custo com acessórios de tubulação.	120
Tabela 42 – Custo com isolamento das tubulações de vapor.	123
Tabela 43 – Custo com instalação de estruturas e sistemas.	123
Tabela 44 – Custo com materiais.	124
Tabela 45 – Custo com iluminação.	126
Tabela 46 – Custo com equipamentos informado por fornecedores.	128
Tabela 47 – Custo de equipamentos estimados.	130
Tabela 48 – Custo com matéria-prima e insumos.	132
Tabela 49 – Custo com transporte da matéria-prima, insumos e utilidades.	133
Tabela 50 – Custo com utilidades.	134
Tabela 51 – Custo com encargos trabalhistas.	135
Tabela 52 – Amortização do empréstimo.	138

Tabela 53 – Receita bruta.	139
Tabela 54 – Fluxo de caixa do empreendimento.	141
Tabela 55 – Valor Presente Líquido.	143
Tabela AN.1 – Suportes para tubulação.	194
Tabela AN.2– Apoios para tubulação.	194
Tabela AN.3 – Peso de tubulações SCH40.	194
Tabela AP.1 – Composição do FAP.	198
Tabela AP.2 – Composição das correntes de alimentação do extrator.	200
Tabela AP.3 – Valores determinados para a etapa de extração.	203
Tabela AP.4 – Vazões mássicas da saída do filtro centrífugo.	205
Tabela AP.5 – Vazões mássicas do decantador.	206
Tabela AP.6 – Vazões mássicas da torre de destilação.	207
Tabela AP.7 – Vazões mássicas do reator de hidrotreatamento.	209
Tabela AP.8 – Vazões mássicas do primeiro separador trifásico.	210
Tabela AP.9 – Vazões mássicas do segundo separador trifásico.	211
Tabela AP.10 – Vazões mássicas da PSA-601.	213
Tabela AP.11 – Vazões mássicas da seção PSA-605.	213
Tabela AP.12 – Vazões mássicas do reformador a vapor.	214
Tabela AP.13 – Dados para determinação da temperatura final da mistura.	216
Tabela AP.14 – Dados para determinação da temperatura inicial do etanol.	216
Tabela AP.15 – Valores determinados do calor trocado nos trocadores de calor.	217
Tabela AP.16 – Dados para determinação da vazão de água para resfriamento.	218
Tabela AP.17 – Valores de calor cedido nas fornalhas.	219
Tabela AP.18 – Dados para cálculo da vazão de casca e volume da fornalha.	220
Tabela AP.19 – Parâmetros e resultados das bombas de processo.	222
Tabela AP.19 – Parâmetros e resultados das bombas de processo.	223
Tabela AP.20 – Parâmetros e resultados das bombas de água fria.	223

Tabela AP.21 – Parâmetros e resultados das bombas de água quente.	224
Tabela AP.22 – Resultados das bombas com elevação de pressão.	225
Tabela AP.23 – Dados utilizados na determinação do volume do silo de FA.	226
Tabela AP.24 – Dados utilizados na determinação do volume do silo de FAD.	227
Tabela AP.25 – Dados utilizados na determinação do volume do tanque de etanol.	228
Tabela AP.26 – Dados para a determinação do número de extratores e capacidade.	230
Tabela AP.27 – Capacidades determinadas para um único extrator.	231
Tabela AP.28 – Medidas padrões de misturadores com 4 chicanas.	231
Tabela AP.29 – Dados para o cálculo do volume da mistura.	232
Tabela AP.30 – Volume da mistura e de cada componente em um único extrator.	232
Tabela AP.31 – Dimensões do extrator.	233
Tabela AP.32 – Dados para cálculo do número de Reynolds.	234
Tabela AP.33 – Dados para determinação do volume do tanque pulmão.	234
Tabela AP.34 - Dados para determinação do volume do tanque de HVO.	237
Tabela AP.35 – Dados para determinação do tempo de residência no decantador.	239
Tabela AP.36 – Dados e resultados do cálculo da eficiência global dos pratos.	243
Tabela AP.37 – Dados para o cálculo da velocidade de inundação.	244
Tabela AP.38 – Dados para cálculo do diâmetro e altura da torre.	245
Tabela AP.39 – Dados para determinação do volume do tanque de hidrogênio.	246
Tabela AP.40 – Dimensões e parâmetros do reator de hidrotratamento.	248
Tabela AP.41 – Dados auxiliares para determinação do diâmetro do separador.	250
Tabela AP.42 – Constantes para a relação de Monery e Svrcek.	252
Tabela AP.43 – Dados auxiliares na determinação de L1.	254
Tabela AP.44 – Dimensões do primeiro separador trifásico horizontal.	254
Tabela AP.45 – Dados necessários para o dimensionamento do segundo separador.	255
Tabela AP.46 - Dimensões do segundo separador trifásico horizontal.	255
Tabela AP.47 – Parâmetros para determinação da massa de adsorvente das seções PSA.	257

Tabela AP.48 – Tempo de residência em função do número de torres na PSA-601 a PSA-604.	259
Tabela AP.49 – Dimensões e relações das torres PSA dimensionadas.	260
Tabela AP.50 – Dimensões e parâmetros do reformador a vapor.	261
Tabela AP.51 – Parâmetros e demandas da torre de resfriamento.	262
Tabela AP.52 – Resultados dos parâmetros da torre de resfriamento.	263
Tabela AP.53 – Tubulações de água fria pelo critério da velocidade recomendada.	265
Tabela AP.54 – Tubulações de ar comprimido pelo critério da velocidade.	271
Tabela AP.55 - Tubulações de vapor pelo critério da velocidade.	272
Tabela AP.56 - Tubulações e perda de carga das tubulações de vapor.	273
Tabela AP.57 - Dilatação linear nas tubulações de vapor e juntas de dilatação.	274
Tabela AP.58 – Espaçamento entre apoios e número de apoios na linha de vapor.	274
Tabela AP.59 – Espaçamento e número de suportes na linha de vapor.	275
Tabela AP.60 – Tubulações de água quente.	276
Tabela AP.61 - Vazão e diâmetro da Tubulação de Retorno de Condensado.	277
Tabela AP.62 – Determinação do regime de escoamento multifásico.	278
Tabela AP.63 - Tubulações de processo pelo critério da velocidade.	278

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ABIOVE	Associação Brasileira das Indústrias de Óleos Vegetais
ABNT	Associação Brasileira de Normas Técnicas
ANEEL	Agência Nacional de Energia Elétrica
ANP	Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis
AP2H2	Associação Portuguesa para Promoção do Hidrogênio
APROBIO	Associação dos Produtores de Biocombustíveis do Brasil
BNDES	Banco Nacional de Desenvolvimento
BTL	<i>Biomass to liquid</i>
CEPEA	Centro de Estudos Avançados em Economia Aplicada
CMV	Custos de Mercadoria Vendida
CNAE	Cadastro Nacional de Atividades Econômicas
CNPJ	Cadastro Nacional de Pessoa Jurídica
COFINS	Contribuição para o Financiamento da Seguridade Social
CONAB	Companhia Nacional de Abastecimento
CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente
CORSAN	Companhia Riograndense de Saneamento
CPF	Cadastro de Pessoas Físicas
CSLL	Contribuição Social sobre o Lucro Líquido
CTL	<i>Coal to liquid</i>
CUB	Custo Unitário Básico
DARF	Documento de Arrecadação de Receitas Federais
DBE	Documento Básico de Entrada
DBO	Demanda Bioquímica de Oxigênio
DCC	Documento Complementar de Cadastro
DNC	Departamento Nacional de Combustíveis
DOA	Despesas Operacionais e Administrativas
DUC	Documento Único de Cadastro
EBIT	<i>Earnings before interest and taxes</i>
EBITDA	<i>Earnings Before Interest, Taxes, Depreciation, and Amortization</i>
EIA	Estudo de Impacto Ambiental
EMBRAPA	Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária

EPE	Empresa de Pesquisa Energética
FA	Farelo de Arroz
FAD	Farelo de Arroz Desengordurado
FAE	Farelo de Arroz Extrusado
FAP	Farelo de Arroz Peneirado
FCN	Ficha de Cadastro Nacional
FCPJ	Ficha Cadastral da Pessoa Jurídica
FDA	<i>US Food and Drug Administration</i>
FEPAM	Fundação Estadual de Proteção Ambiental
FGTS	Fundo de Garantia do Tempo de Serviço
FISPQ	Ficha de Informação de Segurança de Produto Químico
GTL	<i>Gas to liquid</i>
HVO	<i>Hidrotreated Vegetable Oil</i>
IBGE	Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística
ICMS	Imposto sobre Circulação de Mercadorias e Serviços
IEA	<i>International Energy Agency</i>
ILK DRESDEN	<i>Institut für Luft und Kältetechnik</i>
INSS	Instituto Nacional do Seguro Social
IRGA	Instituto Rio Grandense do Arroz
IRPJ	Imposto de Renda de Pessoa Jurídica
ISO	<i>International Organization for Standardization</i>
ISS	Imposto sobre Serviços
JUCERGS	Junta Comercial do Estado do Rio Grande do Sul
LI	Licença de Instalação
LO	Licença de Operação
LP	Licença Prévia
MAPA	Ministério de Agricultura, Pecuária e Abastecimento
MME	Ministério de Minas e Energia
NBR	Norma Brasileira
NIRE	Número de Identificação do Registro de Empresas
OFI	<i>Oil & Fats International</i>
PBR	<i>Packed Bed Reactor</i>
PIS	Programa de Integração Social

PSA	<i>Pressure Swing Adsorption</i>
QSA	Quadro de Sócios e Administradores
REN21	<i>Renewable Energy Network</i>
RG	Registro Geral
RIMA	Relatório de Impacto Ambiental
SAC	Sistema de Amortização Constante
SEFAZ RS	Secretaria da Fazenda do Rio Grande do Sul
SELIC	Sistema Especial de Liquidação e Custódia
SINDIRAÇÕES	Sindicato Nacional da Indústria de Alimentação Animal
SINDUSCON	Sindicato da Indústria da Construção Civil do Rio Grande do Sul
TFB	Taxa Fixa do BNDES
TIR	Taxa Interna de retorno
TMA	Taxa Mínima de Atratividade
VPL	Valor Presente Líquido

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	22
1.1 OBJETIVOS	23
1.2 JUSTIFICATIVA	23
2 DEFINIÇÃO DOS PRODUTOS	26
2.1 HYDROTREATED VEGETABLE OIL (HVO)	26
2.1.1 Características físico-químicas	27
2.1.2 Especificações e comercialização	28
2.2 FARELO DE ARROZ DESENGORDURADO	28
2.2.1 Características físico-químicas	29
2.2.2 O farelo como ração animal	29
2.2.3 Comercialização	30
2.3 REGULAMENTAÇÃO TÉCNICA	30
2.3.1 Legislação	30
2.3.2 Rotulagem de produto perigoso	31
3 MATÉRIA-PRIMA E INSUMOS	33
3.1 FARELO DE ARROZ	33
3.2 ETANOL	35
3.3 ÓLEO DO FARELO DE ARROZ	36
3.4 HIDROGÊNIO	37
3.4.1 Segurança no armazenamento e transporte	37
3.5 CATALISADORES E ADSORVENTE	39
3.5.1 Al ₂ O ₃ /NiMo	39
3.5.2 Cr ₂ O ₃ -Al ₂ O ₃ /NiO	40
3.5.3 Zeólita 13X	40
4 ANÁLISE DE MERCADO	42

4.1 HVO	42
4.1.1 Mercado consumidor	43
4.1.2 Volume de produção	45
4.2 FARELO DE ARROZ DESENGORDURADO	48
4.2.1 Mercado brasileiro	48
4.2.2 Público-alvo	49
5 A EMPRESA	51
5.1 LOCALIZAÇÃO	51
5.2 ESCALA E LOGÍSTICA DE PRODUÇÃO	51
5.3 EXIGÊNCIAS LEGAIS PARA IMPLANTAÇÃO	54
5.3.1 Registro da empresa	54
5.3.2 Alvará de funcionamento	55
5.3.3 Cadastro da previdência social	55
5.3.4 Inscrição no sistema tributário estadual	55
5.3.5 Licenciamento ambiental	56
5.3.6 Licenciamento para produção de HVO	57
6 ANÁLISE DE ROTAS E TECNOLOGIAS ALTERNATIVAS	58
6.1 MATÉRIA-PRIMA	58
6.2 MÉTODO DE EXTRAÇÃO	59
6.2.1 Extração supercrítica	60
6.2.2 Extração por prensagem	60
6.2.3 Extração por solvente	61
6.3 SOLVENTE	61
6.3.1 Hexano	62
6.3.2 Etanol	62
6.3.3 Isopropanol	62
6.4 PROCESSOS QUÍMICOS	63

6.4.1 Hidrotratamento catalítico	63
6.4.2 Síntese de Fischer-Tropsch	65
6.4.3 Processo fermentativo	67
6.5 PURIFICAÇÃO DE HIDROGÊNIO	67
6.5.1 Separação criogênica	68
6.5.2 Adsorção	69
6.6 GERAÇÃO DE HIDROGÊNIO	70
7 DEFINIÇÃO DO PROCESSO	72
7.1 DIAGRAMA DE BLOCOS DO PROCESSO	72
7.2 FLUXOGRAMA DO PROCESSO	73
7.2.1 Área 100 - Tratamento do FA	75
7.2.2 Área 200 - Extração do óleo	76
7.2.3 Área 300 - Recuperação do solvente	78
7.2.4 Área 400 - Hidrotratamento catalítico	80
7.2.5 Área 500 - Purificação do HVO	82
7.2.6 Área 600 - Recuperação do hidrogênio	84
7.3 ARMAZENAMENTO DE MATÉRIAS-PRIMAS E PRODUTOS	85
7.3.1 Farelo e seu óleo	85
7.3.2 Farelo desengordurado	85
7.3.3 HVO	86
8 PROJETO DO PROCESSO	87
8.1 BALANÇO DE MASSA	87
8.1.1 Área 100 – Tratamento do FA	87
8.1.2 Área 200 – Extração	88
8.1.3 Área 300 – Recuperação do solvente	89
8.1.4 Área 400 – Hidrotratamento catalítico	92
8.1.5 Área 500 – Purificação do HVO	92

8.1.6 Área 600 – Recuperação do hidrogênio	94
8.2 BALANÇO DE ENERGIA	97
8.3 DIMENSIONAMENTO DE EQUIPAMENTOS	101
8.3.1 Área 100 – Tratamento do FA	101
8.3.2 Área 200 – Extração	102
8.3.3 Área 300 – Recuperação do solvente	102
8.3.4 Área 400 – Hidrotratamento catalítico	103
8.3.5 Área 500 – Purificação do HVO	103
8.3.6 Área 600 – Recuperação do hidrogênio	104
8.4 PROJETO DE INSTALAÇÕES DE UTILIDADES	105
8.4.1 Instalações de água fria	105
8.4.2 Instalações de vapor	107
8.4.4 Instalações de condensado	110
8.4.5 Instalações de ar comprimido	111
8.4.6 Instalações de água quente	112
8.4.7 Combustível de caldeira e fornalha	112
8.4.8 Acessórios de tubulação	113
9 GESTÃO DE RESÍDUOS	114
10 CONTROLE E INSTRUMENTAÇÃO DO REATOR DE REFORMA	115
11 ANÁLISE ECONÔMICA DO EMPREENDIMENTO	117
11.1 INVESTIMENTOS	117
11.1.1 Abertura das instalações	117
11.1.2 Obras e instalações	118
11.1.3 Infraestrutura	123
11.1.4 Aquisição de equipamentos	128
11.1.5 Capital de giro e partida	131
11.2 CUSTOS	131

11.2.1	Matéria-prima e insumos	131
11.2.2	Utilidades	133
11.2.3	Encargos trabalhistas	134
11.2.4	Manutenção e seguro	137
11.2.5	Depreciação de equipamentos e instalações	137
11.2.6	Administração e laboratório	137
11.3	RELATÓRIO FINANCEIRO	137
11.3.1	Financiamento	137
11.3.2	Fluxo de caixa	138
11.3.3	<i>Payback</i> descontado	142
11.3.4	Taxa Interna de Retorno (TIR)	143
11.3.4	Análise de cenários	144
11.3.5	Conclusão sobre o investimento	145
12	CONCLUSÃO	146
	REFERÊNCIAS	147
	ANEXOS	163
	ANEXO A – NOTA TÉCNICA DE RESOLUÇÃO DO HVO	163
	ANEXO B – TRANSPORTADOR DE CORREIA ENCLAUSURADO	165
	ANEXO C – SILOS DE FA E FAD	166
	ANEXO D – PENEIRA	167
	ANEXO E – EXTRUSORA	168
	ANEXO F – TANQUES DE ETANOL	170
	ANEXO G – EXTRATORES	171
	ANEXO H – IMPELIDORES DO TIPO TURBINA	172
	ANEXO I – FILTRO CENTRÍGUGO	173
	ANEXO J – TANQUES DE ÓLEO E DE HVO	174
	ANEXO K – SEPARADOR TRIFÁSICO HORIZONTAL	175

ANEXO L – TANQUE DE HIDROGÊNIO	176
ANEXO M – BOMBA CRIOGÊNICA PARA HIDROGÊNIO	177
ANEXO N – VAPORIZADOR A AR	178
ANEXO O – COMPRESSOR DE HIDROGÊNIO	179
ANEXO P – TORRES PSA	180
ANEXO Q – FORNALHAS	181
ANEXO R – RESERVATÓRIOS DE ÁGUA	182
ANEXO S – SISTEMA DE DEIONIZAÇÃO PARA ÁGUA	183
ANEXO T – TORRE DE RESFRIAMENTO	184
ANEXO U – BOMBAS	185
ANEXO V – COMPRESSORES	186
ANEXO W – DIAGRAMA DO NÚMERO DE POTÊNCIA PARA DIVERSOS IMPELIDORES	187
ANEXO X – DIAGRAMA DA CORRELAÇÃO DE FAIR	188
ANEXO Y – CURVA DE ENTALPIA DO AR	189
ANEXO Z – VELOCIDADES RECOMENDADAS	190
ANEXO AA – PARÂMETROS PARA O SISTEMA AIR-LIFT	191
ANEXO AB – ISOLAMENTO EM CALHA PARA TUBULAÇÃO	192
ANEXO AC – JUNTAS DE DILATAÇÃO	193
ANEXO AD – PARÂMETROS PARA APOIOS E SUPORTES DE TUBULAÇÃO	194
ANEXO AE – TUBULAÇÕES DE VAPOR	195
ANEXO AF – DIÂMETROS DE TUBULAÇÕES DE CONDENSADO	196
ANEXO AG – MAPA DE BAKER	197
APÊNDICES	198
APÊNDICE A – BALANÇO DE MASSA	198
A.1 PENEIRA E EXTRUSORA	198
A.2 EXTRATOR	199

A.3 FILTRO CENTRÍFUGO	203
A.4 DECANTADOR	205
A.5 RECUPERAÇÃO DE SOLVENTE	206
A.6 HIDROTRATAMENTO	207
A.7 PURIFICAÇÃO DO HVO	209
A.8 RECUPERAÇÃO DO HIDROGÊNIO	212
A.8.1 Purificação PSA	212
A.8.2 Reforma a vapor	214
APÊNDICE B – BALANÇO DE ENERGIA	215
B.1 CORRENTES DE ETANOL	215
B.2 EXTRATORES	216
B.3 TROCADORES DE CALOR	217
B.4 FORNALHAS	218
B.5 CAMISA DE AQUECIMENTO	220
B.6 TORRE DE DESTILAÇÃO	220
B.7 CALDEIRAS	221
B.8 BOMBAS	222
APÊNDICE C – DIMENSIONAMENTO DE EQUIPAMENTOS	226
C.1 SILOS DE FA E FAD	226
C.2 TANQUE DE ETANOL	227
C.3 EXTRATORES	230
C.4 TANQUE PULMÃO E TANQUE DE HVO	234
C.5 DECANTADOR	238
C.6 TORRE DE DESTILAÇÃO	239
C.7 TANQUE DE HIDROGÊNIO	245
C.8 REATOR TBR	246
C.9 SEPARADORES TRIFÁSICOS	249

C.10 TORRES PSA	256
C.11 REATOR DE REFORMA A VAPOR	260
C.12 TORRE DE RESFRIAMENTO	262
C.13 TANQUE DE EFLUENTE DE ÓLEO	264
APÊNDICE D – PROJETO DE INSTALAÇÕES	265
D.1 INSTALAÇÕES DE ÁGUA FRIA	265
D.2 INSTALAÇÕES DE AR COMPRIMIDO	269
D.3 INSTALAÇÕES DE VAPOR	272
D.4 INSTALAÇÕES DE ÁGUA QUENTE	275
D.5 INSTALAÇÕES DE RETORNO DE CONDENSADO	276
D.6 TUBULAÇÕES DE PROCESSO	277
APÊNDICE E – PLANTA BAIXA E INSTALAÇÕES INDUSTRIAIS	283

1 INTRODUÇÃO

Um assunto muito debatido nas últimas décadas, e que se tornou senso comum, é o inevitável esgotamento e o impacto extremamente negativo no ecossistema do planeta que combustíveis derivados de petróleo apresentam. A Revolução Industrial, que iniciou no século XVIII, desencadeou um rápido desenvolvimento no setor manufatureiro, despertando, portanto, uma grande necessidade de energia, principalmente recursos petrolíferos, a fim de suprir a demanda desencadeada na época. Essa demanda não se refere apenas à energia para produção industrial, visto que com o aumento populacional e a migração do ser humano para os mais longínquos territórios, surgiu a necessidade de se ter meios mais efetivos para transporte de pessoas e de cargas (PEREIRA, 2019).

Com a utilização de combustíveis fósseis, foi possível atingir e superar as necessidades que o período demandava de geração de energia. Porém, em determinado momento, tornou-se inevitável a preocupação com as consequências geradas no meio ambiente. Existiam problemas no ciclo produtivo dos combustíveis fósseis, como reservas limitadas de petróleo; na segurança nacional, já que as fontes de matéria-prima estavam localizadas em regiões politicamente instáveis; no aumento da conscientização acerca das mudanças climáticas, muito atribuídas ao aumento da concentração de gases poluentes na atmosfera; e aliado a esses fatores, a crescente urbanização e desenvolvimento industrial que também contribuíram no aumento da demanda desses combustíveis (KUBIČKA; TUKAČ, 2013; ZAIDEL *et al.*, 2019). Portanto, era de suma importância para o contínuo desenvolvimento da humanidade, que cada vez demandava mais energia, encontrar alternativas que minimizassem essas consequências. Nesse contexto, os biocombustíveis, provenientes de biomassa, surgiram como uma alternativa viável e sustentável para suprir a demanda energética em constante crescimento (OLIVEIRA; SANTOS; SUAREZ, 2007).

Dois desses biocombustíveis, o etanol e o biodiesel, são amplamente sintetizados no Brasil, e quando adicionados à gasolina (etanol) e ao diesel (biodiesel), eles se tornam importantes combustíveis no mercado (ANP, 2020). Apesar de esse cenário, aparentemente, consolidado, outras tecnologias despontam no mundo, como, por exemplo, o HVO (*Hydrotreated Vegetable Oil*), a fim de compensar e aprimorar as características dos combustíveis já existentes.

O HVO, ou também chamado de Diesel Verde, é um biocombustível de segunda geração, produzido por hidrotreamento catalítico de triglicerídeos em óleos, que apresenta uma

estrutura molecular semelhante ao diesel advindo do petróleo, mas que fornece melhores propriedades que seu equivalente, além de ser totalmente compatível com motores a diesel (KITTISUPAKORN; SAE-UENG; SUWATTHIKUL, 2016; PHOON *et al.*, 2016). Esse biocombustível vem sendo desenvolvido e empregado largamente em outros continentes há alguns anos, e é uma grande promessa para o mercado brasileiro de combustíveis, visto que estão programadas audiências promovidas pela ANP para discutir a produção e regulamentação do HVO em território nacional (ANP, 2020).

1.1 OBJETIVOS

O presente projeto visa analisar a viabilidade de implantação de uma empresa produtora de HVO a partir do hidrotreatamento do óleo de farelo de arroz no estado do Rio Grande do Sul. Com isso, objetiva-se:

- Realizar uma análise de mercado de modo a compreender a demanda do produto e o comportamento dos concorrentes e fornecedores;
- Identificar e descrever as alternativas de rotas tecnológicas para selecionar a rota mais adequada;
- Realizar os cálculos do projeto, como o balanço de massa e de energia e o dimensionamento de equipamentos e de utilidades necessárias para o funcionamento da unidade industrial; e
- Realizar uma análise econômica para prever a viabilidade financeira do projeto.

1.2 JUSTIFICATIVA

Dentro do contexto de mercado e do impacto ambiental, o empreendimento está alinhado com a preocupação acerca da redução de emissões de gases de efeito estufa e com o aproveitamento de materiais subutilizados de forma a desenvolver uma matriz energética menos dependente do petróleo. Dessa forma, destacam-se:

- Teor de óleo: O farelo de arroz (FA) pode ser uma fonte potencial de alimento, sendo usado como suplemento alimentar animal devido ao teor de óleo (DAUD *et al.*, 2019), que varia de 15 a 25% em massa dependendo de questões geográficas, de variedades de sementes e formas de extração do óleo do farelo (LAKKAKULA; LIMA; WALKER, 2004). Sendo assim, ao comparar o conteúdo de óleo de outras matérias-primas, como

semente de algodão (18%) (WILLIAMS, 2005), soja (21%) (WANG, 2002), canola (35%) (RÖBBELEN, 1990) e palma (40%) (WILLIAMS, 2005), constatou-se que o teor de óleo do farelo de arroz é relevante;

- Alta produção: O FA representa cerca de 10% da massa total do grão de arroz. Portanto, sendo o arroz a segunda cultura mais cultivada em todo o mundo (BAO, 2012; LAOKULDILOK *et al.*, 2011), constituindo cerca de 25% da produção global de grãos de cereais (ADEBIYI *et al.*, 2008; NESTERENKO *et al.*, 2013), e sendo o Brasil, o nono país que mais produziu arroz no mundo na safra 2019/2020 (IRGA, 2020), onde notadamente o Estado do Rio Grande do Sul é o maior produtor nacional, contribuindo com cerca de 70,2% da produção (CONAB, 2020), conclui-se que a produção de farelo também é elevada. A safra brasileira 2020/2021 está estimada em 10,967 milhões de toneladas de arroz, logo, 1,09 milhões de toneladas de FA, frente a 2,7 de algodão, 134,45 de soja, 2,969 de canola, 0,395 de palma, em milhões de toneladas (CONAB, 2021a; EMBRAPA, 2020);
- Subutilização da matéria-prima: O FA é um subproduto do beneficiamento do arroz que pode ser usado como alimento humano ou animal (CAPELLINI *et al.*, 2017). Contudo, o FA apresenta um sistema enzimático muito ativo, que, sob condições normais, tende a se degradar em aproximadamente 6 horas de armazenamento, tornando-o impróprio para consumo humano (NAGENDRA PRASAD *et al.*, 2011; ORTHOEFER, 2005). Devido às limitações relacionadas à falta de controle das condições sanitárias de recolhimento, à rápida degradação, ao custo elevado para controlar sua atividade enzimática e às grandes perdas com o refino do óleo (SANTOS; STONE; VIEIRA, 2006; SILVA; SANCHES; AMANTE, 2006; GOSH, 2007), o FA é usado apenas como fonte de proteína na alimentação animal e como fertilizante (RAJAM *et al.*, 2005; SILVA, SANCHES; AMANTE, 2006);
- Baixo custo com matéria-prima: Devido ao fato de o FA ser um subproduto do arroz e ser subutilizado, seu custo comercial é baixo, cerca de R\$ 0,40 o quilograma, frente ao grão de soja (R\$ 1,73) e ao óleo de soja (R\$ 3,92) (CONAB, 2021b; ABIOVE, 2021);
- Rendimento de extração: A prensagem mecânica é, economicamente, o método mais vantajoso quando o teor de óleo é maior que 25% em massa, resultando em um teor de óleo residual em torno de 4 a 5% em massa (ORTHOEFER., 2005). No entanto, como o FA é constituído por cerca de 14 a 25% em massa de óleo (LAKKAKULA; LIMA; WALKER, 2004), a extração utilizando solventes orgânicos é mais adequada

(TERIGAR *et al.*, 2011). Desse modo, dentro da faixa de condições de operação que serão apresentadas no decorrer deste trabalho, pode-se alcançar um rendimento de óleo equivalente a 99,9%, em massa, do óleo total disponível no FA (OLIVEIRA *et al.*, 2012);

- Subprodutos: A rota produtiva empregada no presente projeto industrial permite que o farelo de arroz desengordurado (FAD), gerado após etapa de extração do óleo, possa ser vendido a empresas do ramo de ração animal e que tanto o solvente (usado na extração) quanto o gás hidrogênio (usado no hidrotreatamento) possam ser recuperados, garantindo que os resíduos produzidos sejam significativamente reduzidos;
- Impacto ambiental positivo: O HVO apresenta características físico-químicas muito semelhantes ao diesel fóssil em relação aos teores de n-parafinas. Por outro lado, a obtenção do HVO por meio do hidrotreatamento catalítico permite a utilização de matérias-primas renováveis e, portanto, a inserção deste combustível no ciclo do carbono, de modo que uma parcela do carbono emitido seja recuperada no processo de cultivo da matéria-prima vegetal. Além disso, pelo fato de não ser proveniente de uma fonte mineral como o petróleo, o HVO ainda apresenta teores de contaminantes, como compostos de enxofre, nitrogênio, aromáticos e oxigênio em ordem de grandeza muito mais baixa, em comparação ao combustível fóssil (VILLAMIL; PANIAGUA, 2018), o que o torna mais atrativo tanto do ponto de vista de eficiência e durabilidade para os motores do ciclo diesel quanto na composição dos gases de combustão, os quais apresentam quantidades muito menores de óxidos do tipo NO_x, SO_x e CO, sendo estas substâncias de grande impacto ambiental para o aquecimento global e efeitos causados por chuva ácida.

2 DEFINIÇÃO DOS PRODUTOS

O processo produtivo em questão terá como produto principal o biocombustível HVO e um subproduto, oriundo da extração do óleo do FA, chamado de FAD, os quais serão apresentados a seguir.

2.1 HYDROTREATED VEGETABLE OIL (HVO)

Paralelamente ao avanço do setor industrial dos últimos anos, políticas ambientais foram criadas com o intuito de preservar recursos naturais e de amenizar a deterioração do meio ambiente, seja pela emissão de gases ou pelo descarte inadequado de resíduos sólidos. Inserindo-se no setor de energia, tem-se focado no desenvolvimento de energias renováveis que possam oferecer maior sustentabilidade e melhor desempenho, quando comparadas a energias fósseis.

Ao analisar o cenário mundial dos biocombustíveis, constata-se que o Brasil é um dos maiores produtores de biodiesel do mundo; produção, essa, que vem crescendo cerca de 6,6% ao ano (REN21, 2020). Nesse contexto, um novo diesel renovável surge no mercado, o HVO, que de acordo com o lugar ou setor em que é relatado, pode ser referido como diesel renovável, diesel renovável não-éster, biodiesel hidro-gerado, diesel parafínico renovável ou diesel verde.

O produto surge no mercado com a proposta de ser um biocombustível ainda mais sustentável, de possuir desempenho igual ou superior ao diesel fóssil e de ser 100% compatível aos motores de ciclo diesel, não sendo necessário nenhum tipo de adaptação devido à mistura obtida do processo de hidrogenação dos óleos possuir cadeias carbônicas quimicamente idênticas ao diesel fóssil utilizado atualmente (NESTE CORPORATION, 2016).

Ao comparar-se o biodiesel com o HVO, algumas diferenças são evidenciadas. A primeira delas refere-se à obtenção do combustível. O biodiesel é produzido por uma reação de transesterificação de um óleo ou uma reação de esterificação entre óleo vegetal e álcool, geralmente metanol, que produz uma mistura de alquil ésteres de ácido graxos e glicerol, enquanto o HVO é produzido a partir da reação de hidrogenação de uma mistura de óleos vegetais, que produz uma mistura de hidrocarbonetos parafínicos (NESTE CORPORATION, 2016), sendo assim, umas das principais vantagens do HVO em relação ao biodiesel é referente às limitações de mistura com diesel fóssil, uma vez que, por ser composto das mesmas substâncias, não apresenta limite de adição, sendo possível, inclusive, ser utilizado puro,

caracterizado por uma alternativa *drop-in*, ou seja, sem haver necessidade de alteração nos motores de combustão.

A segunda refere-se à fluidez do biodiesel, que causa interrupção do fluxo de combustíveis em baixas temperaturas; problema, esse, que não é encontrado no HVO uma vez que foi desenvolvido em países europeus onde a temperatura ambiente no inverno pode ser muito baixa.

2.1.1 Características físico-químicas

O HVO é um combustível obtido, principalmente, por meio da hidrogenação catalítica de óleos vegetais e animais, que apresenta diversas vantagens, como sua versatilidade, podendo ser utilizado de forma pura ou aditivada a outros combustíveis. Ademais, algumas propriedades que são essenciais para o funcionamento em motores ciclo-diesel destacam-se ainda mais no HVO, segundo a Neste Corporation (2016), quando comparado ao diesel fóssil, dentre elas:

- Teores de compostos sulfurados muito baixos (< 5ppm), que embora forneçam melhor lubrificidade ao motor, logo maior desempenho mecânico, geram óxidos de enxofre, os quais, além de serem tóxicos para a saúde humana, ao reagirem com água contribuem para a acidificação do ambiente e formação de chuvas ácidas;
- Baixa quantidade de compostos aromáticos (< 1%), uma vez que não são favoráveis para o processo de combustão devido à formação de cinzas e sua deposição nos motores, além de elevar o nível de particulados na emissão dos gases gerados; e
- Alta resistência à oxidação e crescimento microbológico, além de características já presentes no biodiesel, como o fato de ser biodegradável, de reduzir emissões gasosas (NO_x e CO₂) e de ter alto ponto de inflamabilidade.

Contudo, uma das mais importantes propriedades do diesel é o número de cetano, que basicamente é um parâmetro que indica a facilidade de combustão do diesel sob compressão (LOIS; GUPTA; KEATING, 2003) de modo que, quanto maior o número de cetano, maior a qualidade do diesel e mais fácil a sua combustão. O HVO apresenta alto número de cetano (>70), além de aumentar o número de cetano de mistura linearmente com a sua adição (NESTE CORPORATION, 2016).

2.1.2 Especificações e comercialização

No Brasil há um crescente incentivo para a produção e consumo de biocombustíveis no setor de transportes. Entretanto, o HVO ainda passa por um processo de regulamentação no país, deste modo, sua comercialização ainda não é permitida. Todavia, a ANP e o Ministério de Minas e Energia, em maio de 2021, estabeleceram uma nota técnica, vide Anexo A, com as especificações do HVO no Brasil, bem como as obrigações quanto ao controle de qualidade, o que indica uma provável regularização em breve.

Contudo, pode-se assumir que, com o interesse da ANP na regulamentação do produto, este será, gradualmente, uma opção alternativa ao diesel e ao biodiesel, ou pelo menos como um aditivo ao diesel fóssil, como já é feito com o biodiesel. Portanto, notam-se, acerca da comercialização desse produto, dois cenários: O primeiro é baseado em uma suposição de que o HVO será regulamentado e utilizado como aditivo ao diesel, baseado no interesse prévio da ANP; e o segundo baseia-se na possibilidade de exportar o produto, uma vez que este esse já é regulamentado e utilizado no exterior, inclusive de forma pura.

Desse modo, se considerado o primeiro cenário, o HVO produzido na planta será comercializado, de acordo com especificações da ANP, para distribuidoras autorizadas a preparar o combustível com HVO aditivado ao diesel. Por outro lado, se considerado o segundo cenário, o produto será comercializado para uso de forma pura, seguindo especificações dos países importadores, que em um primeiro momento limitar-se-á a uma pequena quantidade de países-foco a fim de adquirir *expertise* e suprir a demanda inicial para posteriormente expandir. Além disso, define-se que o transporte do produto será feito por transporte rodoviário, cuja responsabilidade será da empresa contratante.

2.2 FARELO DE ARROZ DESENGORDURADO

A crescente demanda por cereais ricos em energia, próprios para o consumo humano e animal, e uma elevada disponibilidade de subprodutos ricos em fibras, oriundos de indústrias alimentícias, têm provocado aumento no uso de matérias-primas ricas em fibras na alimentação animal (NOBLET; LE GOFF, 2001). Além disso, a intensificação da utilização de oleaginosas e cereais na produção de biocombustíveis aumenta a disponibilidade desses subprodutos. É nesse contexto que o farelo de arroz desengordurado (FAD) está inserido, visto que o farelo de arroz (FA) que chega na indústria, oriundo das empresas de beneficiamento de arroz, será

utilizado no processo de extração do óleo contido no seu interior, gerando assim o produto em questão, FAD.

2.2.1 Características físico-químicas

O FAD, em comparação com o FA, possui maior estabilidade química e pode ser armazenado por maior período de tempo (PIMENTEL; PEIXOTO, 1983) visto que o curto período de vida útil do FA é devido a sua atividade enzimática que hidrolisa as moléculas do óleo, formando ácidos graxos, que por sua vez tornam o produto rançoso e impróprio para consumo humano e animal. Por outro lado, o FAD possui baixa energia metabolizável devido à extração do óleo, porém com valores mais elevados de proteína bruta, fibra e fósforo (DADALT, 2012). Na Tabela 1, compara-se a composição nutricional do FAD com FA.

Tabela 1 – Composição nutricional do FAD e FA.

Nutriente (% m/m)	FAD ^a	FA ^b
Matéria seca	68,84	58,23
Proteína bruta	15,50	13,24
Fibra	12,95 ^c	11,0 ^c
Energia metabolizável (kcal/kg)	2530	3111
Óleo	0,80	15,81
Cálcio	0,10	0,11
Fósforo total	1,81	1,61
Fósforo disponível	0,28	0,32

Fonte: De acordo com os autores a,b e c.

^aDadalt (2012). ^bRostagno *et al.* (2005). ^cAregheore (2000).

2.2.2 O farelo como ração animal

A busca por alimentos alternativos na alimentação animal vem recebendo destaque em virtude da oferta do milho muitas vezes não suprir a demanda (DADALT, 2012). Nesse contexto, o FAD pode vir a ser utilizado na matriz nutricional de animais não ruminantes como uma alternativa econômica, principalmente em regiões orizícolas, como o Rio Grande do Sul.

Conforme a Tabela 1, o FAD contém valores relevantes de proteína, fibra e energia metabolizável. Além disso, possui baixo teor de óleo, que, conforme Bohnert, Schauer e Delcurto (2002), não deve exceder 10% da matéria seca total da dieta. Em suma, essas vantagens, em relação ao FA, justificam e permitem a inclusão desse subproduto na alimentação animal.

2.2.3 Comercialização

Embora o FAD possua algumas vantagens, uma desvantagem da sua composição nutricional será determinante para a forma que esse produto virá a ser comercializado pela indústria em questão. Como referido na Tabela 1, o FAD possui maior percentual de fósforo, porém menor percentual de fósforo disponível. Isso se dá pelo fato de ele apresentar valores elevados de fósforo na forma de ácido fítico, em torno de 80% segundo Rostagno *et al.* (2005), que dificulta a absorção de fósforo – por estar complexado - e facilita a quelação com outros minerais, formando sais insolúveis, que por sua vez influenciam negativamente na digestão/absorção dos ingredientes da dieta, sendo eliminado pelas fezes, ocasionando, assim, danos ao meio ambiente (LUDKE *et al.*, 2002).

Dentre as opções para reverter essa situação está o uso da enzima fitase para catalisar a degradação hidrolítica do ácido fítico. Após a remoção do ácido fítico, o FAD (agora chamado de farelo de arroz desengordurado e desfitinizado) pode ser usado na indústria de rações, apresentando maior disponibilidade de nutrientes. Portanto, por essa remoção demandar recursos e estudos mais aprofundados, optou-se pela comercialização do FAD com ácido fítico para empresas autorizadas a produzirem ração animal, assumindo, assim, apenas a posição de fornecedor de matéria-prima. Desse modo, o FAD será comercializado a granel, sendo a empresa contratante responsável pelo transporte.

2.3 REGULAMENTAÇÃO TÉCNICA

2.3.1 Legislação

No dia 14 de maio de 2021 foi publicada no Diário Oficial da União, a Resolução da ANP nº 842, que “estabelece a especificação do diesel verde, bem como as obrigações quanto ao controle da qualidade a serem atendidas pelos agentes econômicos que o comercializem em

território nacional” (ANP, 2021a). A resolução traz cinco possibilidades de rotas e matérias-primas a serem utilizadas para a produção de HVO, sendo estas:

- I. Hidrotratamento de óleo vegetal (*in natura* ou residual), óleo de algas, óleo de microalgas, gordura animal e ácidos graxos de biomassa, bem como de hidrocarbonetos bioderivados pelas microalgas *Botryococcus braunii*;
- II. Gás de síntese proveniente de biomassa, via processo Fischer-Tropsch;
- III. Fermentação de carboidratos presentes em biomassa;
- IV. Oligomerização de álcool etílico (etanol) ou isobutílico (isobutanol); e
- V. Hidrotermólise catalítica de óleo vegetal (*in natura* ou residual), óleo de algas, óleo de microalgas, gordura animal e ácidos graxos de biomassa.

2.3.2 Rotulagem de produto perigoso

Devido ao HVO possuir cadeias carbônicas idênticas ao do diesel fóssil, as normas de rotulagem de produto perigoso podem ser consideradas as mesmas. Segundo a Ficha de Informação de Segurança de Produto Químico (FISPQ) da Petrobras (PETROBRAS, 2021a) e a ABNT NBR 14725-3:2012, as classificações de produto perigoso do diesel S500 são as seguintes:

- Líquidos inflamáveis – Categoria 3: A palavra de advertência é “atenção”, a frase de perigo para esta categoria é “H226 - Líquido e vapores inflamáveis”, a categoria exige um pictograma de chama e possui uma lista de frases de precaução de prevenção, resposta à emergência, armazenamento e disposição;
- Corrosivo/irritante à pele – Categoria 2: A palavra de advertência é “atenção”, a frase de perigo para esta categoria é “H315 – Provoca irritação à pele”, a categoria exige um pictograma de ponto de exclamação e possui uma lista de frases de precaução de prevenção e resposta à emergência;
- Carcinogenicidade – Categoria 2: A palavra de advertência é “atenção”, a frase de perigo para esta categoria é “H351 - Suspeito de provocar câncer”, a categoria exige um pictograma de “perigoso à saúde” e possui uma lista de frases de precaução de prevenção, resposta à emergência, armazenamento e disposição;
- Toxicidade sistêmica ao órgão-alvo após única exposição – Categoria 3: A palavra de advertência é “atenção”, a frase de perigo para esta categoria é “H335 - Pode provocar

irritação das vias respiratórias” ou “H336 - Pode provocar sonolência ou vertigem”, a categoria exige um pictograma de ponto de exclamação e possui uma lista de frases de precaução de prevenção, resposta à emergência, armazenamento e disposição; e

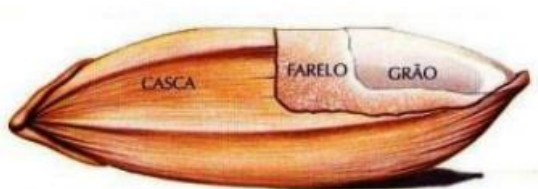
- Perigo por aspiração – Categoria 1: a palavra de advertência é “Perigo”, a frase de perigo para esta categoria é “H304 - Pode ser fatal se ingerido e penetrar nas vias respiratórias”, a categoria exige um pictograma de “perigoso à saúde” e possui uma lista de frases de precaução de resposta à emergência, armazenamento e disposição.

3 MATÉRIA-PRIMA E INSUMOS

3.1 FARELO DE ARROZ

O FA é um subproduto das indústrias de processamento de grãos de arroz descascado (*Oryza sativa*) de baixo valor comercial, representando cerca de 8 a 10% da massa total do grão, conforme Orthofer (2005). Na Figura 1, ilustra-se o que o FA representa no grão de arroz.

Figura 1 – Representação do farelo no grão de arroz.



Fonte: (UFRGS, 2013).

A agregação de valor ao FA se dá pela extração de óleo, produção de ração animal e utilização como fertilizante (SILVA; SANCHES; AMANTE, 2006). Conforme apresentado na Tabela 1, a composição do FA é de aproximadamente 15 a 20% de lipídeos, 12 a 15% de proteínas e 7 a 12% de fibras. Tal variação dessa composição é explicada pelo tipo de arroz, fatores climáticos e métodos de beneficiamento (ANAL, 2013).

Comparando-se o farelo de outros cereais com o FA, esse apresenta maior percentual de lipídeos e maior teor de fósforo, além de ser rico em sílica devido à presença de partes de casca de arroz. Quanto às vitaminas presentes, a vitamina B e tocoferol são bem representativas comparado às quantidades de vitamina A e C (ORTHOEFER, 2005). Devido a isso, o FA tem recebido muita atenção, uma vez que as vitaminas e sais minerais presentes na sua composição podem vir a ser benéficas à saúde humana, como no tratamento da diabetes, câncer e doenças cardíacas.

No entanto, a restrição para o uso do FA tem sido devido à alta instabilidade durante o armazenamento, pois apresenta alto teor de lipídeos. As enzimas lipase (glicolipase e fosfolipase), lipoxigenase e oxidase (FUJINO, 1978), presentes no FA, hidrolisam o óleo neutro, deteriorando a qualidade nutricional do óleo. Para impedir a deterioração, estabiliza-se o FA por tratamento térmico, extrusão, congelamento ou tratamento com produtos químicos,

sendo a extrusão o processo mais utilizado pela facilidade operacional e alta efetividade (SHIN *et al.*, 1997).

Conforme demonstraram Abdul-Hamid e Luan (2000), o FA tem grande potencial em atuar como emulsificantes de produtos com alto teor de gordura, pois apresentam elevado poder de adsorção de óleo. Junto a isso, pode-se substituir gomas comerciais e amidos modificadores como estabilizantes e emulsificante em molhos prontos. Ainda, devido ao alto valor nutritivo do FA e baixo custo, existe o interesse para utilização em pesquisas biotecnológicas, empregando-o como suplemento em meios de cultivo para diversos microrganismos, assim como a produção de xilitol (FELIPE, 2004).

No presente trabalho, a utilização do FA será como fonte de óleo. Sendo assim, compilou-se, na Tabela 2, a fração de óleo presente no FA encontrado em diferentes literaturas, uma vez que o tipo de arroz, fatores climáticos e o modo de beneficiamento do grão influencia na composição do FA.

Tabela 2 - Fração de óleo presente no FA encontrada em diferentes literaturas.

Fração de óleo (% m/m)	Ponto médio (% m/m)	Referência
14 – 18	16	Oliveira <i>et al.</i> (2012)
16,71	16,71	Gunawan, Vali e Ju (2006)
15 – 23	19	Saunders (1990)
14 – 26	20	Chata <i>et al.</i> (2011)
15 – 25	20	Lakkakula, Lima e Walker (2004)
18 – 22	20	Brunschwiler <i>et al.</i> (2013)
19,7 – 21,1	20,4	Capellini <i>et al.</i> (2017)
21,44	21,44	Zúñiga-Diaz <i>et al.</i> (2017)
21,25 – 22,39	21,82	Lacerda <i>et al.</i> (2010)
22	22	Embrapa (2009)
22,23	22,23	Rodrigues e Oliveira (2010)
22,4 – 22,5	22,45	Bessa <i>et al.</i> (2017)
20 – 25	22,5	Jesus <i>et al.</i> (2010)
25	25	Capellini (2013)
Média	20,68% (m/m)	

Desse modo, o valor médio encontrado será o valor utilizado nos cálculos do balanço de massa e energia apresentados nas seções seguintes.

3.2 ETANOL

Sato e Ito (1932) realizaram, na década de 30, estudos para extração de óleo de soja utilizando etanol, logo, a utilização desse solvente para extração de óleos vegetais é antiga. No entanto, devido ao alto custo comparado ao hexano, sua utilização foi descontinuada.

É sabido, e ratificado por Johnson e Lusas (1983), que o emprego de etanol como solvente de extração sólido-líquido, confere maior extração de fosfolípidios, açúcares e ceras, proporcionando um FAD de melhor qualidade se comparado ao obtido utilizando hexano. Embora o maior custo em relação ao hexano, a aplicação do etanol como solvente no Brasil é interessante, uma vez que o País apresenta grande disponibilidade a baixo custo desde o aumento de oferta a baixo preço iniciado na década de 80 com incentivos do governo para fins automotivos.

Além disso, o uso do etanol traz vantagens do ponto de vista ambiental, uma vez que é produzido a partir de processos biotecnológicos, e é menos agressivo ao meio ambiente (RODRIGUES *et al.*, 2014). A *US Food and Drug Administration* (FDA, 2012) classifica o etanol como Classe 3, ou seja, não apresenta perigo à saúde humana em níveis aceitos na indústria farmacêutica, considerado menos tóxico com menos risco a saúde humana. Por outro lado, o etanol possui maior calor latente de vaporização em comparação ao hexano, ou seja, mais energia deve ser transferida para separar o etanol do óleo (RITTNER, 1992). Contudo, devido a sua miscibilidade parcial com óleos à temperatura ambiente, após extração em alta temperatura e posterior resfriamento, o etanol permite a formação de duas fases líquidas (uma fase rica em álcool e uma fase rica em óleo), o que é particularmente vantajoso para a fase de recuperação do solvente.

Comercialmente, existem duas classes de álcool: Para fins industriais, como solvente, podendo vir a ser hidratado ou concentrado até 96% v/v (94% m/m); e para fins combustíveis, podendo ser hidratado ou anidro, com concentração mínima de 99% v/v (98,4 m/m) que não tolera presença de água. No processo de extração de óleo de FA utiliza-se o álcool hidratado como solvente, no qual apresenta baixa impureza (ZARPELON, 2010).

3.3 ÓLEO DO FARELO DE ARROZ

Atualmente, o óleo do FA é popularmente conhecido como “óleo saudável”, na Índia, China, Japão, Coréia e Indonésia e, frequentemente, utilizado como óleo de cozinha devido a sua estabilidade em altas temperaturas e melhores características de sabor (GOSH, 2007). A extração de óleo do FA é um processo que vem se difundindo rapidamente devido a sua utilização na indústria de cosméticos, em loções e condicionadores de cabelo, na indústria alimentícia e na indústria de biocombustíveis.

O óleo do FA apresenta 68 a 71% de triacilgliceróis, 2 a 3% de diacilgliceróis, 5 a 6% de monoacilgliceróis, 2 a 3% de ácidos graxos, 2 a 3% de ceras, 5 a 7% de glicolipídios, 3 a 4% de fosfolipídios e 4% de matéria insaponificável (ORTHOEFER, 2005; MCCASKILL; ZHANG, 1999). A respeito da quantidade de ácidos graxos, a Tabela 3 expõe os ácidos graxos presentes na composição do óleo de FA segundo Firestone (1999).

Tabela 3 – Composição de ácidos graxos presentes no óleo de FA.

Ácido Graxo	Percentual (% m/m)	Cadeia Carbônica ^a
Mirístico	0,7	C14:0
Palmítico	23	C16:0
Palminoleico	0,5	C16:1
Esteárico	3	C18:0
Oleico	43	C18:1
Linoleico	27	C18:2
Linolênico	1,3	C18:3
Araquídico	0,6	C20:0
Gadoleico	0,4	C20:1
Beênico	0,3	C22:0
Lignocérico	0,2	C24:0

Fonte: (Adaptação de Firestone, 1999).

^a Cx:y, x = número de carbonos na cadeia e y = número de duplas ligações.

Dessa forma, tendo em vista a complexidade da composição do óleo do FA, algumas simplificações, para fins de cálculo, serão discutidas na Seção 7.2.4, em relação à

representatividade dos ácidos graxos que irão compor os triglicerídeos presentes no modelo de óleo considerado, o qual será composto por triestearina e trioleína.

3.4 HIDROGÊNIO

O hidrogênio é um composto químico gasoso, inodoro, insípido, incolor e não tóxico (AP2H2, 2021), sendo amplamente utilizado como insumo de diversos setores industriais, tais como na obtenção de fertilizante, produção de aço, eletrônica, energia, entre outras.

Sua obtenção é dada, principalmente, pelos processos de oxidação parcial, eletrólise da água e pela reforma a vapor de metano e outros hidrocarbonetos, sendo o último método o mais empregado. Entretanto, o processo de eletrólise de água é o que produz hidrogênio de elevada pureza, característica essencial em processos químicos industriais, tal como para a hidrogenação de ácidos graxos.

Nesse sentido, é de extrema importância a utilização de hidrogênio de alta pureza, uma vez que evita o envenenamento de catalisadores, devido à presença de gases estranhos, e se obtém maior aproveitamento, dado que, com a diminuição da pureza, diminui-se a concentração do hidrogênio no meio em contato com o óleo, impactando negativamente no avanço e aspectos da reação (ARÉVALO PINEDO, 1995). Portanto, para processos de hidrogenação de ácidos graxos, recomenda-se que a pureza do hidrogênio gasoso seja maior que 99% (PURI, 1980).

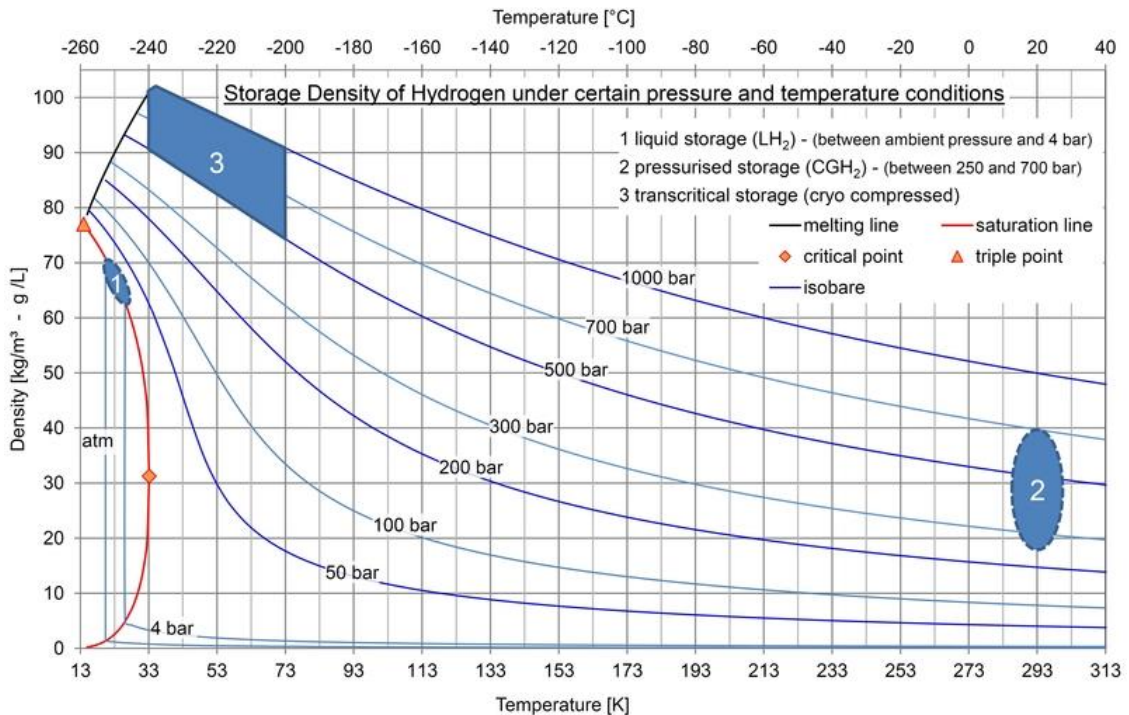
3.4.1 Segurança no armazenamento e transporte

O hidrogênio se mostra, em certos aspectos, como não danoso e pouco agressivo, uma vez que não é tóxico, não produz fumaça em sua combustão e não contribui para contaminação do meio ambiente. No entanto, ele apresenta um grande índice de periculosidade por combustão e explosão, dado que apresenta alta inflamabilidade e expansão. Sendo assim, em condições industriais, onde geralmente se utiliza grande quantidade desta substância e em condições de não normalidade, faz-se necessário avaliar os aspectos que tangem a sua manipulação e utilização, tal como para produção do HVO proposta no presente trabalho, a fim de garantir a integridade das instalações e dos colaboradores da empresa.

As principais formas de se armazenar o hidrogênio em grande quantidade são na forma líquida (a baixas temperaturas), comprimido (sob elevadas pressões) e dissolvido em sólidos porosos (AP2H2, 2021). Na Figura 2, é possível observar a variação da densidade do hidrogênio

em função da temperatura e pressão, bem como as regiões recomendadas para armazenamento, a fim de se determinar o estado ideal de acordo com as condições e quantidades demandadas.

Figura 2 – Densidade de armazenamento de hidrogênio sob certas condições.



Fonte: (ILK DRESDEN, 2021).

Conforme a Figura 2, observa-se que a região 1 apresenta uma boa relação de pressão, temperatura e densidade para o armazenamento de hidrogênio na forma líquida, uma vez que a densidade do hidrogênio nessa região varia de 63 a 71 kg/m³ proporcionando, portanto, maior armazenamento de massa de H₂ por medida de volume sob condições. Já a região 2 apresenta o hidrogênio armazenado a temperatura ambiente sob altas pressões, o que não seria vantajoso para grandes quantidades devido à relação mássica por volume ser 40% menor que a região 1. Assim, como o processo de hidrotratamento requer grande quantidade mássica, seria necessária uma maior capacidade de armazenamento, tornando-se economicamente inviável. Por fim, as condições da região 3 seriam excelentes devido ao hidrogênio apresentar maior densidade, mas para manter o hidrogênio a altas pressões e baixíssimas temperaturas, exigiria alto investimento, custo com operação e manutenção, inviabilizando, assim, a escolha dessas condições para o processo de armazenamento. Além disso, os perigos do hidrogênio líquido são menores que o do comprimido, pois em caso de fuga, o hidrogênio líquido precisará, primeiramente, adquirir calor latente, de forma a evaporar e ser liberado mais lentamente para a atmosfera.

Dessa forma, o hidrogênio será armazenado em sua forma líquida, sob temperatura de -253°C e pressão atmosférica, utilizando tanques que possuam isolamento do tipo sanduíche para evitar perdas por convecção, condução e radiação. Esses tanques utilizam paredes duplas com vácuo entre elas (a fim de evitar perdas por evaporação condutivas e convectivas), além de múltiplas camadas de material refletivo para evitar perdas por radiação. Segundo Züttel (2004), estima-se que a perda diária por evaporação é cerca de 0,5% em base volumétrica.

Portanto, para aplicação adequada destes sistemas, as ISO 13895 e 15869 qualificam o armazenamento de hidrogênio líquido, nas quais se encontram o tipo de material e os requisitos para construção e condições de serviços (como pressão e temperatura) dos tanques de armazenamento de hidrogênio em estado líquido.

3.5 CATALISADORES E ADSORVENTE

No projeto proposto estão envolvidos dois processos catalíticos (no hidrotratamento e na reforma a vapor) e um processo de adsorção gasosa (na purificação de hidrogênio), os quais demandam catalisadores sólidos suportados para os dois primeiros processos e adsorventes para o último processo. Mais adiante, no Capítulo 6, os fatores de seleção para cada um dos respectivos processos serão abordados.

3.5.1 $\text{Al}_2\text{O}_3/\text{NiMo}$

A fórmula molecular condensada: $\text{Al}_2\text{O}_3/\text{NiMo}$, refere-se ao catalisador de sulfetos de níquel e molibdênio suportados em alumina, o qual é amplamente estudado e empregado no refinamento de petróleo para a saturação de hidrocarbonetos e no tratamento de compostos nitrogenados, sulfurados e oxigenados (ZHOU; LAWAL, 2015). Tal catalisador recebeu grande relevância nos últimos anos pelo fato de ser um material relativamente barato e proporcionar condições eficientes para a conversão de triglicerídeos em hidrocarbonetos parafínicos com alto rendimento e seletividade na presença de meio com excesso de hidrogênio. Ainda, a alumina atua como bom suporte para reações catalíticas, uma vez que apresenta elevada área superficial, facilidade de controle de textura (sistema de poros, canais e cavidades), boa resistência térmica e mecânica, além de boa interação com metais de transição (BASTON, 2007).

Geralmente, os catalisadores estão na forma de óxidos, apresentando pouca atividade, necessitando, assim, de uma etapa de ativação, que consiste em transformar os metais do óxido

na forma de sulfetos. O catalisador de sulfeto de NiMo suportado em alumina tem a finalidade de transformar os triglicerídeos presentes no óleo vegetal em hidrocarbonetos com alto teor de cetano ($n\text{-C}_{17}\text{H}_{36}$ e $\text{C}_{18}\text{H}_{38}$), onde a parte ácida do catalisador contribui para quebra de ligações C-O e isomerização de olefinas, que, após o processo de hidrogenação, são transformadas em isoparafinas (SOTELO-BOYÁS; LIU; MINOWA, 2011).

Ainda, observou-se que o catalisador de $\text{Al}_2\text{O}_3/\text{NiMo}$ apresenta seletividade praticamente exclusiva à reação de hidrodesoxigenação (97%) e alto rendimento (98%) (KUBIČKA; TUKAČ, 2013), bem como tal favorecimento em condições de alta temperatura e pressão. Sendo assim, como será discutido posteriormente, selecionou-se o catalisador de níquel-molibdênio suportado em alumina ($\text{Al}_2\text{O}_3\text{-NiMo}$), o qual apresenta aproximadamente 3% de Ni e 15% de Mo em base mássica (KAMYAB, 2016).

3.5.2 $\text{Cr}_2\text{O}_3\text{-Al}_2\text{O}_3/\text{NiO}$

Analogamente, a fórmula condensada: $\text{Cr}_2\text{O}_3\text{-Al}_2\text{O}_3$, refere-se ao catalisador de óxido de níquel suportado em alumina e crômia, cuja composição em base mássica é de 38% NiO, 12% Cr_2O_3 e 50% Al_2O_3 (USKOV *et al.*, 2017).

Catalisadores de níquel são amplamente empregados em processos de reforma a vapor devido à elevada atividade do níquel em comparação com os demais catalisadores de mesma finalidade (à base de metais nobres), tornando-o mais barato para aplicações industriais (WU *et al.*, 2013). Dessa forma, o catalisador de óxido de níquel suportado em alumina e crômia permite a condução deste processo sob temperaturas mais baixas do que as comumente empregadas, além de que, a presença de Cr_2O_3 aumenta a atividade do catalisador frente ao propano, bem como diminui a taxa de desativação do níquel por deposição de carbono (WU *et al.*, 2013).

3.5.3 Zeólita 13X

Zeólitas, ou peneiras moleculares, são materiais cristalinos porosos compostos, essencialmente, por silicato (SiO_4) e AlO_4 . São amplamente utilizados em operações de adsorção devido a variabilidade de estruturas e possibilidade de impregnação de metais e compostos seletivos.

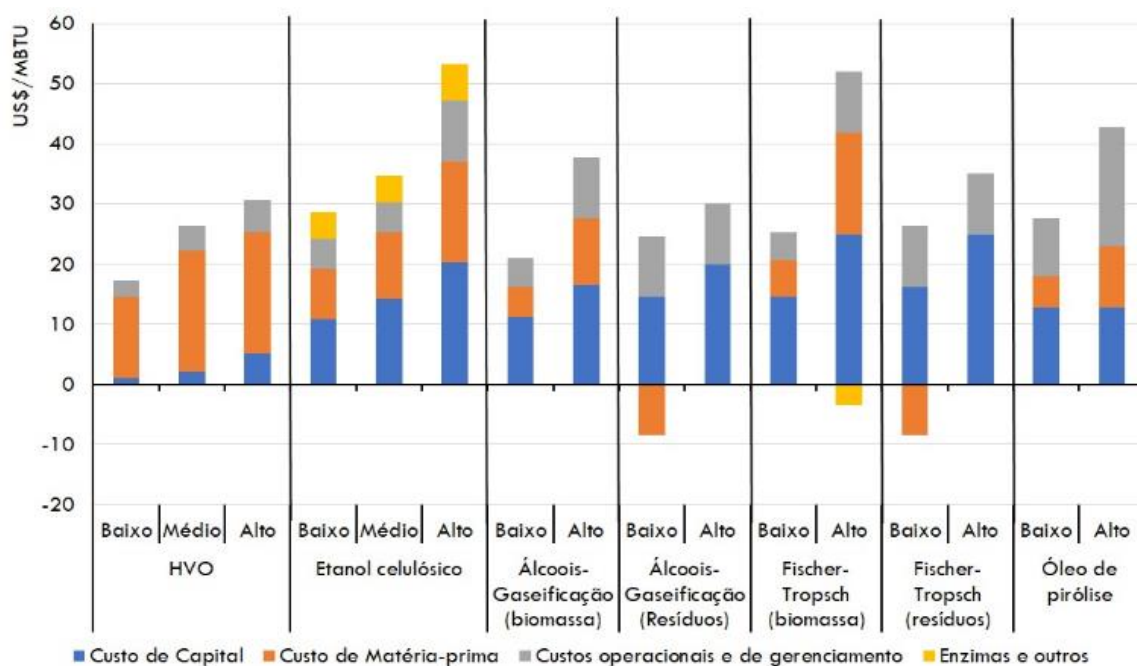
A Zeólita 13X, ou NaX, pertence ao grupo de zeólitas do tipo X, as quais são caracterizadas por aluminossilicatos com estrutura cristalina faujasita – constituída de prismas hexagonais. Ainda, o tipo 13X representa a forma deste grupo que contém sódio na estrutura da zeólita, com uma baixa razão Si/Al, o que permite maior capacidade de cátions devido à menor carga do átomo de alumínio, tornando-a atrativa no âmbito de trocas iônicas e propriedades adsorptivas (JULBE; DROBEK, 2014). Possui poros de diâmetro efetivo de 10 Å, tamanho relativamente maior do que grande parte das zeólitas comerciais, permitindo-a remover impurezas maiores, como hidrocarbonetos leves, etanol e água, por exemplo, os quais não teriam a mesma eficiência com diâmetros menores, como zeólitas do tipo A, além de elevada capacidade de adsorção e ótimas taxas de transferência de massa (ZEOCHEM, [s.d]).

4 ANÁLISE DE MERCADO

4.1 HVO

Sabe-se que o custo de produção de biocombustíveis é elevado, porém, esse custo pode ser amenizado ao reduzir-se o custo com a matéria-prima, uma vez que cerca de 70% do custo total de produção de biocombustíveis é proveniente do custo da matéria-prima, conforme Arora, Toor e Wanchoo (2015). Sendo assim, a Figura 3 traz a estimativa do custo de produção de diferentes biocombustíveis avançados, avaliando cenários de baixo, médio e alto investimento.

Figura 3 – Estimativa do custo de produção de diferentes biocombustíveis avançados.



Fonte: (Adaptação de IEA, 2021).

Portanto, é possível visualizar que, em todos os cenários de investimento, o HVO se mostra muito competitivo com as demais alternativas de biocombustíveis avançados, além de evidenciar o baixo custo de capital e operacional e a forte relação com os custos relacionados à matéria-prima.

4.1.1 Mercado consumidor

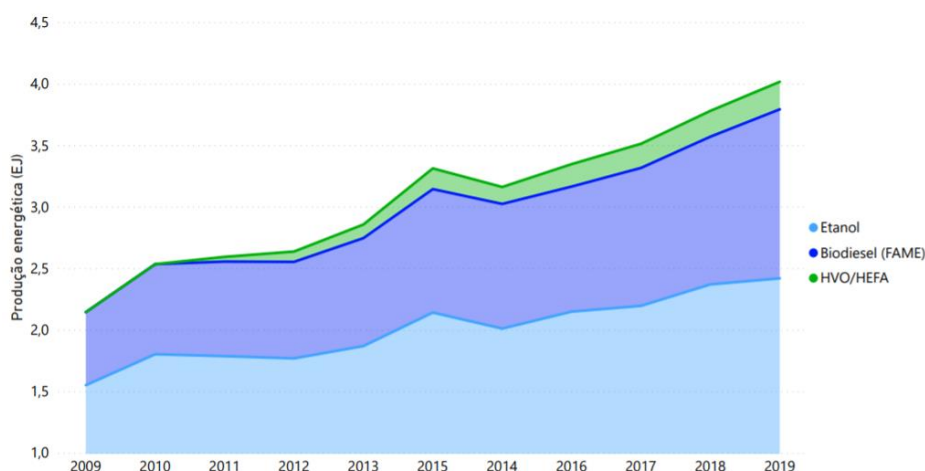
Devido ao fato de o HVO ser uma alternativa mais sustentável para substituir os combustíveis fósseis e até o biodiesel, é possível inseri-lo no mercado de biocombustíveis, onde o etanol e o biodiesel são os principais concorrentes. Sabe-se que esse mercado teve sua produção global aumentada em 2019 em cerca de 5% quando comparado ao ano anterior, sendo que Estados Unidos e Brasil somam 67% da produção total (REN21, 2020).

Atualmente, os combustíveis fósseis são a principal fonte de energia para os meios de transporte, que, inclusive, é o maior setor consumidor de energia no Brasil, correspondente a 32,7% de todo tipo de energia, superando até mesmo o setor industrial (EPE, 2019). No ano de 2020, em leilões de biodiesel, os preços se mantiveram acima do patamar de R\$ 3,00 por litro, em um momento de aumento de demanda pelo biocombustível tanto no Brasil quanto no exterior (APROBIO, 2021). Portanto, percebe-se que a demanda por esse segmento de produto está crescendo, juntamente com os preços de comercialização, tornando, assim, um ambiente favorável à implantação do HVO.

De acordo com a Empresa de Pesquisa Energética (EPE, 2020a), a produção de HVO no mercado europeu, no período de 2011 a 2018, cresceu cerca de 37,1% ao ano e hoje já é o terceiro biocombustível mais produzido no mundo.

A Figura 4 traz o perfil de produção dos principais combustíveis renováveis no mundo, segundo a *Renewable Energy Network* (REN21, 2020).

Figura 4 - Produção energética mundial de biocombustíveis de 2009 a 2019.

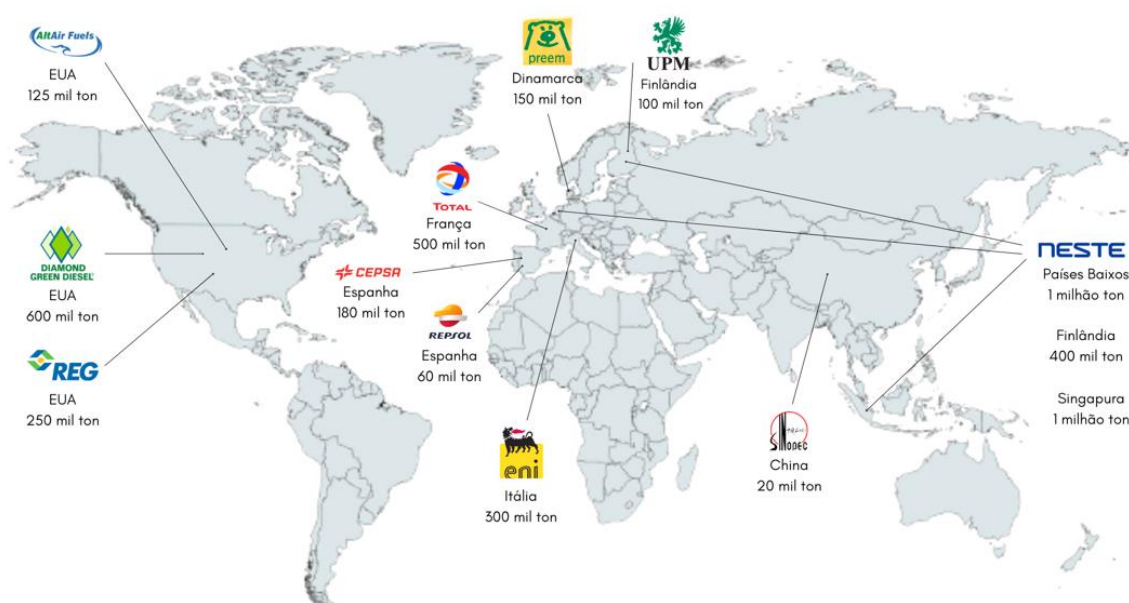


Fonte: Autores, adaptado de REN21 (2020).

A Resolução ANP N° 842 estabelece a especificação do HVO produzido a partir de diferentes rotas, bem como as obrigações quanto ao controle de qualidade, porém, ainda não há diretrizes a respeito de sua comercialização como um novo biocombustível. Assim, a oferta de HVO no Brasil se restringirá, a princípio, ao mercado que, atualmente, é atendido integralmente pelo óleo diesel A (ANP, 2020), que é o combustível produzido a partir de processos de refino de petróleo e processamento de gás natural, sem adição de biodiesel.

Já no mercado exterior, até 2018 já existiam 14 plantas de HVO, localizadas majoritariamente na Europa. Portanto, considerando o cenário que o HVO produzido pelo presente empreendimento será exportado, existirá concorrência direta com o HVO produzido nas plantas mencionadas. Na Figura 5, expõe-se a localização e capacidade produtiva das plantas instaladas até 2018.

Figura 5 – Localização e capacidade produtiva de unidades produtoras de HVO.



Fonte: (Adaptação de OFI, 2021).

Pela Figura 5 constata-se que a Europa é um continente com muitas unidades produtoras, tornando a competição mais acirrada, enquanto na Ásia e América há unidades produtoras apenas na China e Singapura e nos EUA, respectivamente. Dessa forma, o empreendimento idealizado pode vir a focar em 2 ou 3 países onde a competição é menor, como no mercado da América do Sul, África, Ásia e/ou Oceania. No entanto, o projeto em questão

foi idealizado com base na suposição de que, no mercado interno, o HVO será utilizado como aditivo ao diesel, sendo o biodiesel o principal concorrente.

4.1.2 Volume de produção

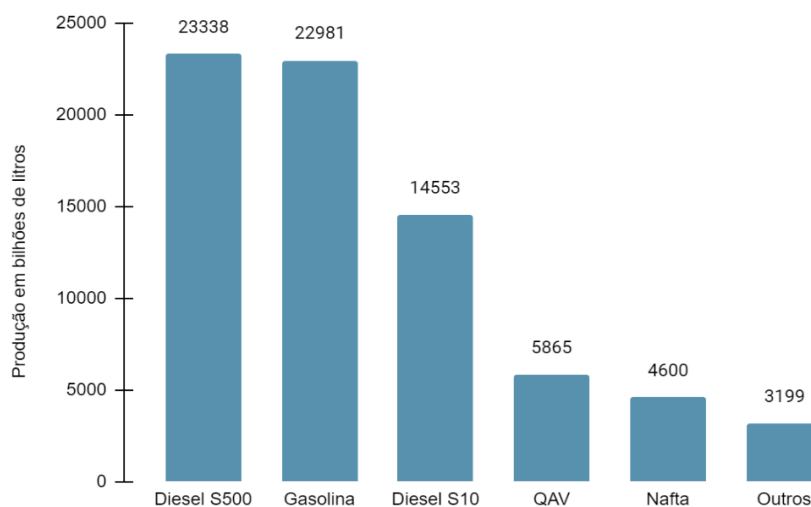
Tendo em vista que o HVO é uma alternativa aos combustíveis fósseis e, até mesmo, à classe de biocombustíveis, largamente utilizados no contexto atual, pode-se afirmar que o produto em questão possui demanda satisfeita, já que é um mercado bem consolidado há muitos anos. Entretanto, o setor energético e, mais especificamente, o de combustíveis automotivos se encontra num cenário em que há a tendência de migração a fontes renováveis, as quais se tornam, portanto, fontes energéticas com alto potencial de crescimento.

A Figura 4 apresenta o comportamento da produção de biocombustíveis no mundo, onde se observou maior e constante crescimento de biodiesel ao longo dos anos, sendo evidenciado, ainda, a inserção do HVO na matriz energética, de modo que, já nos primeiros anos analisados, ainda que com participação mais baixa que os demais, mostrou considerável taxa de crescimento. Sendo assim, evidencia-se o potencial deste produto no mercado, considerando sua essencialidade nos mais diversos setores e a necessidade de adaptação da indústria e, principalmente, o setor automobilístico, às questões ambientais e de minimização de impactos.

Dessa forma, dado que o HVO não é comercializado ou previsto no mercado de combustíveis brasileiro, faz-se necessário analisar o volume de mercado com relação ao diesel fóssil e ao biodiesel em território nacional e a produção de HVO em países em que o produto é comercializado, buscando compreender a demanda e concorrências em âmbito nacional e internacional.

Os combustíveis derivados do petróleo, mais especificamente o diesel, ainda representam boa parcela da matriz energética no Brasil e no mundo, de modo que, seu comportamento de mercado influencia diretamente na comercialização do HVO, uma vez que seria vendido como aditivo para o mesmo, ou no caso de uso como combustível puro, representaria um desafio sob um mercado bem consolidado. Sendo assim, estão apresentados, na Figura 6, os volumes de produção dos derivados de petróleo em 2020 em bilhões de litros de acordo com a ANP (2021b).

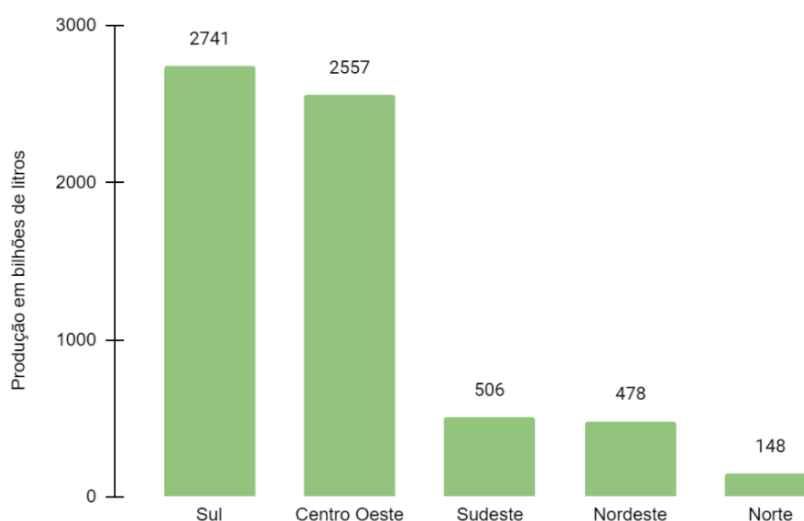
Figura 6 - Produção de derivados de petróleo no Brasil em 2020.



Fonte: Autores, adaptado de ANP (2021b).

No mesmo sentido, em contraponto com as fontes fósseis apresentadas, outro produto de grande importância enquanto avaliação do potencial mercado do HVO é a produção de biodiesel no Brasil, uma vez que, atualmente, é a fonte alternativa de combustível adicionada no diesel comercial em 12% com previsão para aumento a 15% (PETROBRAS, 2021b). Sendo assim, a inserção do HVO permite maior margem de adição ao diesel, fator este que é limitado quimicamente pelo biodiesel, garantindo ampliação de mercado e um diferencial ainda não observado. Portanto, a Figura 7 traz a produção de biodiesel em 2020, segundo a ANP (2021b), em cada região do Brasil, em bilhões de litros.

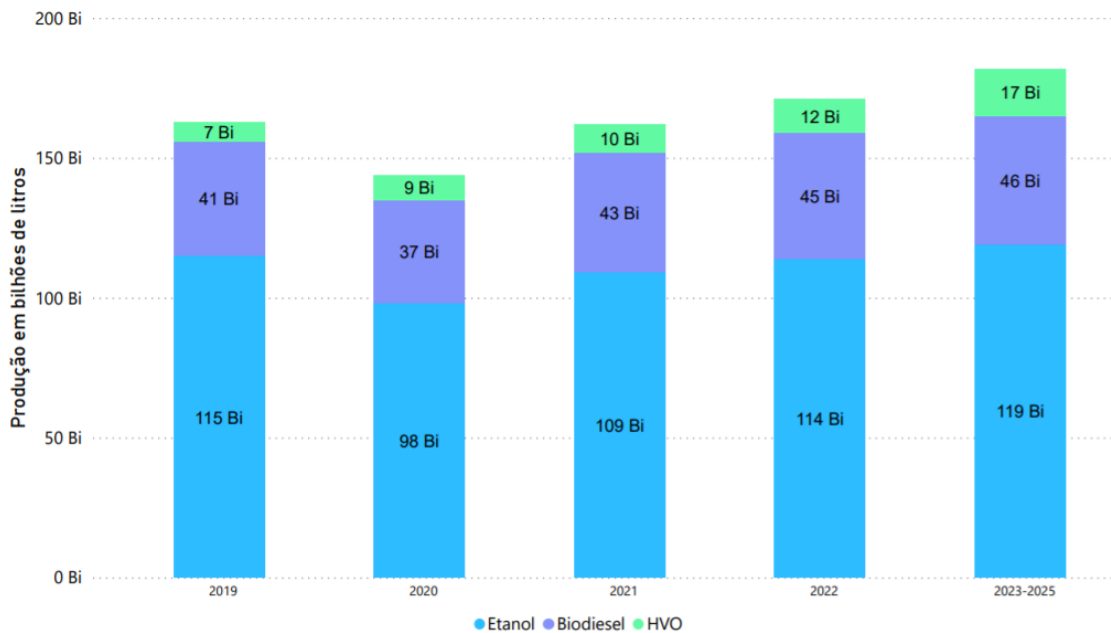
Figura 7 - Produção de biodiesel no Brasil em 2020.



Fonte: Autores, adaptado de ANP (2021b).

Por fim, é de suma importância avaliar a participação e volume internacional da produção de HVO, uma vez que permite o planejamento para futuros planos de expansão e exportação do produto. Sendo assim, a Figura 8 ilustra a produção mundial de HVO, segundo a IEA (2021), com previsão até 2025, evidenciando que, atualmente, o HVO é o terceiro maior biocombustível em volume produzido no mundo e que sua produção está crescendo a uma taxa mais rápida que a observada de etanol e de biodiesel convencional.

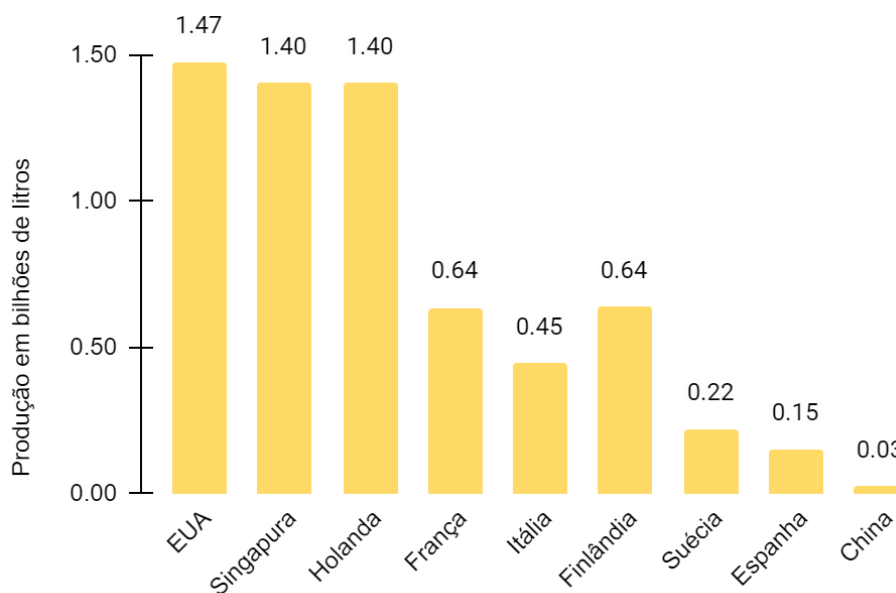
Figura 8 – Produção mundial de biocombustíveis de 2019 a 2020 e previsão até 2025.



Fonte: Adaptado de IEA (2021).

Já a Figura 9 traz a capacidade anual, em bilhões de litros, de produção de HVO em países que possuem plantas de larga escala de acordo com Nyström, Bokinge e Frank (2019).

Figura 9 - Capacidade de produção em países com plantas de HVO.



Fonte: Autores, adaptado de Nyström, Bokinge e Frank (2019).

A partir dos dados apresentados, evidencia-se o espaço de crescimento de fontes renováveis na matriz energética, dado o perfil de crescimento e a proporção de biodiesel de cerca de 17% da produção de diesel, num contexto em que o HVO encontra diversas vantagens competitivas no atual mercado, tanto nacional quanto em atividades de exportação.

4.2 FARELO DE ARROZ DESENGORDURADO

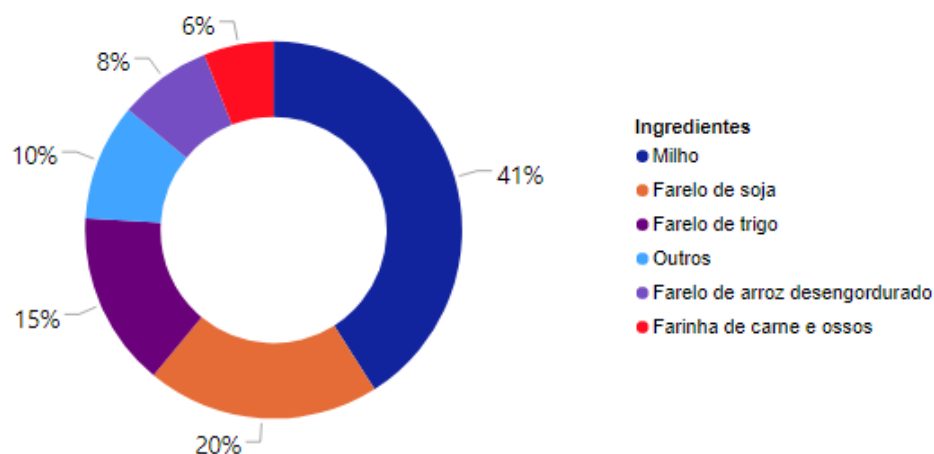
O processo de beneficiamento do arroz produz diversos subprodutos, como o brunido, a quirera e o FA. Já o FAD é o subproduto do processo de extração de óleo do FA que tem como destaque a não rancificação do produto, possibilitando o armazenamento por um período de tempo maior (PIMENTEL; PEIXOTO, 1983).

4.2.1 Mercado brasileiro

No Brasil, o FAD é utilizado como fertilizante orgânico, mas principalmente como ingrediente de ração animal. Conforme o Sindirações (2020), apurou-se que a cadeia produtiva de rações registrou um crescimento de 5% em relação ao ano anterior, totalizando cerca de 81,1 milhões de toneladas de ração animal, sendo que grande parcela desse montante é referente a

rações que possuem como ingredientes principais o milho e o farelo de soja, seguido por uma parcela menor de rações com ingredientes alternativos, como FAD, sorgo, raspa de mandioca, dentre outros (MELO, 2011). Na Figura 10, observa-se o percentual referente ao FAD frente aos outros ingredientes utilizados na fabricação de rações de acordo com Cruz e Rufino (2018).

Figura 10 – Principais ingredientes de rações animal.



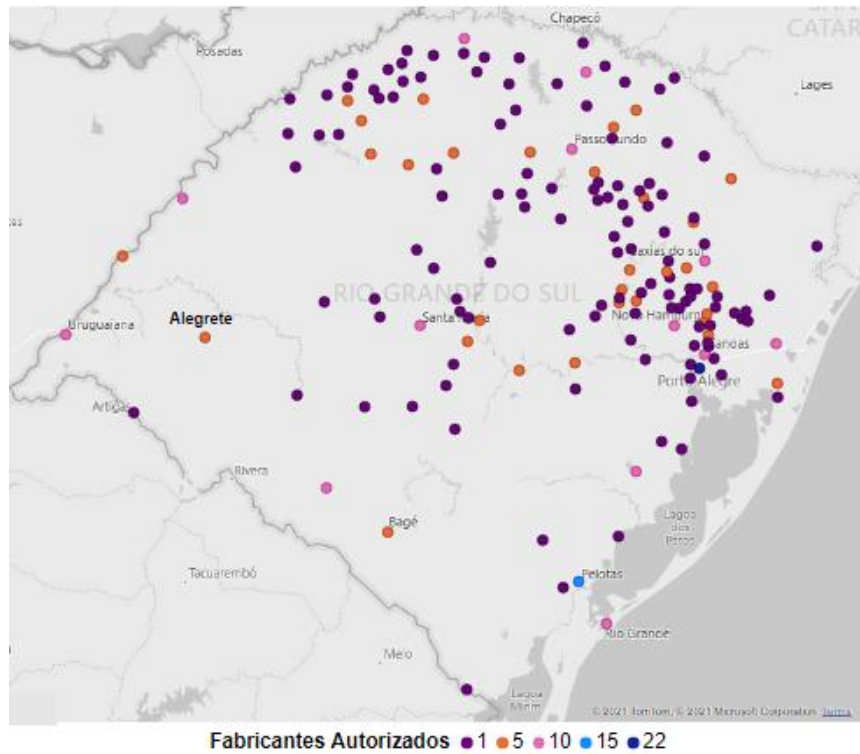
Fonte: Autores, adaptado de Cruz e Rufino (2018).

Constata-se que o FAD não é tanto utilizado como suplemento à ração animal quanto outros ingredientes; fato que pode ser explicado devido a sua baixa energia metabolizável. Entretanto, a perspectiva para sua utilização é favorável, uma vez que, segundo Dadalt (2012), a oferta de milho não é capaz de suprir a demanda, incentivando, assim, estudos de novas alternativas para ingredientes. Nesse contexto, o FAD vem a ser uma alternativa vantajosa economicamente, principalmente em regiões de alta produção de arroz, como o Rio Grande do Sul.

4.2.2 Público-alvo

Conforme apresentado na Tabela 1, o FAD possui relevante percentual de ácido fítico em sua composição, inviabilizando o uso em ração animal sem tratamento prévio. Dessa forma, o FAD será comercializado para empresas da região autorizadas a produzirem ração animal. Na Figura 11, pode-se constatar que há uma quantidade considerável de empresas autorizadas no município onde a unidade industrial será localizada (Alegrete) e próximas a ele, conforme dados do Ministério de Agricultura, Pecuária e Abastecimento (MAPA, 2021).

Figura 11 – Localização de produtores de ração animal no Rio Grande do Sul.



Fonte: Autores, adaptado de MAPA (2021).

Devido ao fato de o FAD possuir baixa energia metabolizável e ser pouco utilizado, ele será um produto de baixo valor agregado, mas que, por sua vez, constituirá uma forma de evitar tratamento com esse resíduo por parte da empresa. Assim, a preocupação com concorrentes não é cabível já que o objetivo principal da empresa com esse produto é designar um fim adequado para o resíduo gerado da extração do óleo, tornando-se, assim, apenas uma fornecedora de matéria-prima para produção de ração, logo é cabível apenas a avaliação da demanda dessa matéria-prima.

5 A EMPRESA

5.1 LOCALIZAÇÃO

A empresa idealizada neste projeto será instalada na cidade de Alegrete, Rio Grande do Sul, devido à proximidade do maior centro produtivo de arroz do Estado e do País (IBGE, 2020). O Rio Grande do Sul foi responsável pela produção de, em média, 8 milhões de toneladas de arroz anualmente nos últimos 5 anos, quantia que diz respeito a, aproximadamente, 70,2% da produção nacional anual, e dessa manufatura, o Polo Itaquí – Alegrete – Uruguaiana e cidades vizinhas, detém cerca de 28,3% da produção estadual, o que corresponde a aproximadamente 1,5 milhão de toneladas por ano (ATLAS SOCIOECONÔMICO RS, 2021; CONAB, 2020).

O município de Alegrete, localiza-se na região Oeste do Estado, tem aproximadamente 78.000 habitantes e possui uma área de 7.804 km², sendo a maior cidade em extensão territorial do Rio Grande do Sul (ALEGRETE, 2021b). Além disso, a Prefeitura Municipal disponibiliza diversos auxílios fiscais - como isenção de todos os impostos municipais por 5 anos de acordo com a Lei Municipal Nº 541/1961 - e incentivos tanto financeiros quanto de mão de obra para empreendimentos que fomentem o comércio da cidade e girem a economia do principal produto da região, o arroz, previstas na Lei Municipal Nº 4891/2011 e na Lei Municipal Nº 3592/2004.

Diante dos fatores apresentados, Alegrete é o município ideal para instalação da unidade produtora de HVO.

5.2 ESCALA E LOGÍSTICA DE PRODUÇÃO

A partir da disponibilidade do FA, definiu-se uma participação de compra equivalente a 25% do total de FA produzido no Rio Grande do Sul, representando cerca de 172.738,1 toneladas por ano.

A escala de produção horária da empresa será de 2.430 kg/h de HVO e de 11.058 kg/h de FAD, considerando alimentação de 15.846,7 kg/h de FA. Em relação à logística de produção, a unidade industrial operará por 355 dias por ano, 7 dias por semana e 24 h por dia. Por sua vez, a produção será dividida em 3 turnos de 8 horas, com pausas de 1 hora e 30 min por turno. Na Tabela 4, apresenta-se a distribuição dos turnos diários, bem como 3 períodos de pausas de 30 minutos cada, para que, em cada setor, sempre haja algum funcionário disponível.

Tabela 4 – Turnos de produção.

Turno	Início	Pausa 1	Pausa 2	Pausa 3	Fim
1	8h	11h30	12h	12h30	16h
2	16h	19h30	20h	20h30	0h
3	0h	4h30	5h	5h30	8h

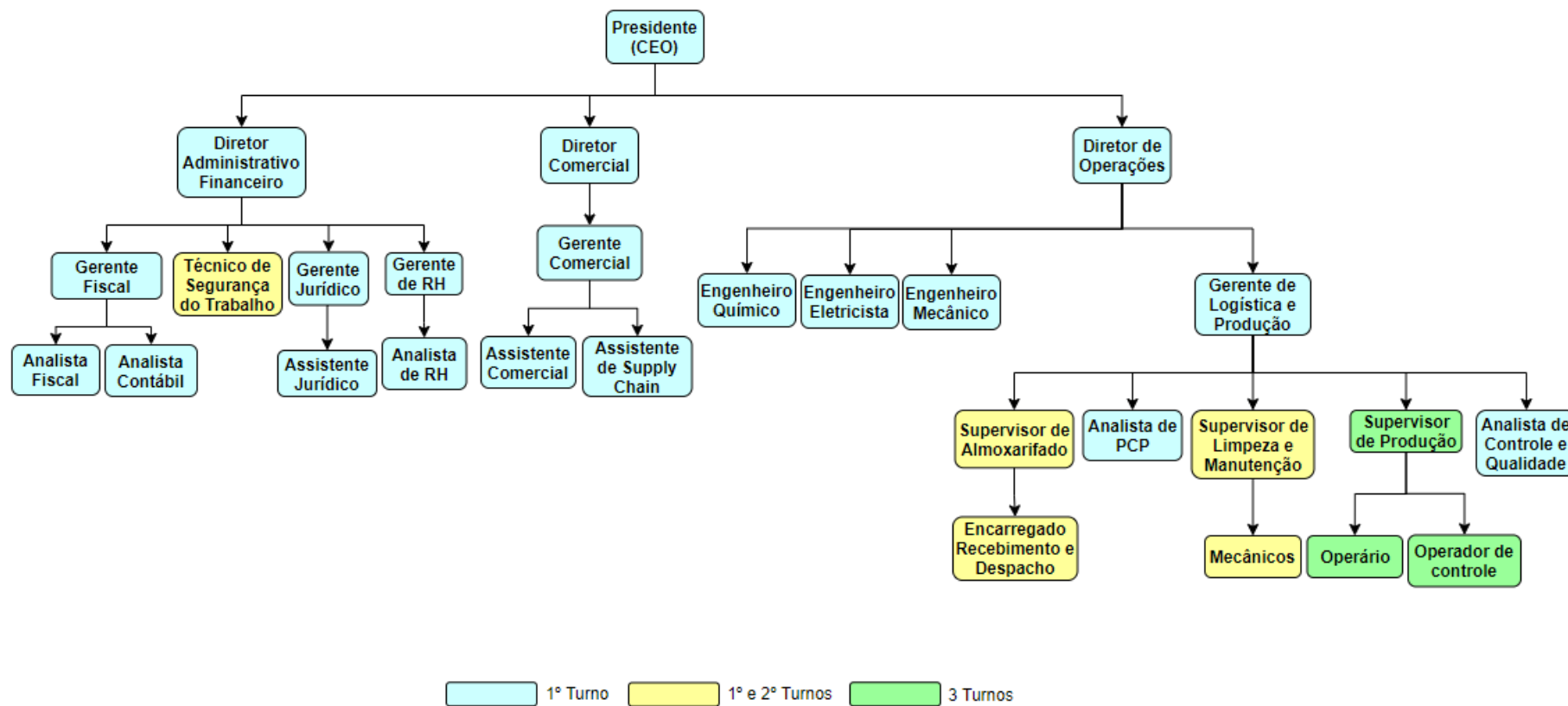
Fonte: Autores.

Para garantir a operação ideal da unidade industrial em 3 turnos, a empresa contará com 85 funcionários, distribuídos no prédio administrativo e no processo produtivo, sendo que 15 são feristas.

Cabe ressaltar que, embora a empresa paralise completamente suas atividades por 10 dias, a parada para limpeza e manutenção ocorrerá durante 20 dias. Isso será possível devido ao fato de, nos 10 primeiros dias, apenas o setor de extração do óleo ser paralisado, enquanto o setor de hidrotreatamento funciona normalmente, utilizando o óleo armazenado no tanque pulmão. Após 10 dias, reinicia-se a extração de óleo do FA para reabastecimento do tanque pulmão, enquanto o setor de hidrotreatamento é paralisado. Desse modo, o tanque pulmão deverá ser dimensionado para manter a produção durante 10 dias consecutivos.

Salienta-se também que a empresa contará com serviço terceirizado, voltado à segurança patrimonial, à alimentação, à limpeza e à manutenção programada. Na Figura 12, apresenta-se o organograma da empresa, bem como a escala de trabalho de acordo com a função exercida.

Figura 12 – Organograma da empresa.



Fonte: Autores.

5.3 EXIGÊNCIAS LEGAIS PARA IMPLANTAÇÃO

5.3.1 Registro da empresa

Para a abertura de um empreendimento deve-se, primeiramente, registrar a empresa junto à Junta Comercial do estado. Como o objetivo da empresa é instalar-se em Alegrete, o registro deve ser feito junto à Junta Comercial do Estado do Rio Grande do Sul (JUCERGS) para obtenção do Número de Identificação do Registro de Empresas (NIRE), a fim de obter a aprovação do local de funcionamento da empresa com base nas atividades a serem desenvolvidas. Assim, segundo o Portal da JUCERGS (2021), os documentos necessários para abertura de uma sociedade empresarial limitada são:

- Contrato social em três vias, no qual se definem os interesses das partes; o objetivo da empresa; a descrição do aspecto societário; e a maneira de integralização das cotas;
- Cópia autenticada do RG e CPF de cada sócio;
- Requerimento padrão (Capa da Junta Comercial), em uma via;
- Ficha de Cadastro Nacional (FCN) modelo 1 e 2, em uma via;
- Comprovante de pagamento das taxas por meio do DARF, em três vias;
- Formulário de pesquisa de nome empresarial; e
- Comprovante de endereço da empresa.

Após a obtenção do NIRE é possível solicitar a inclusão da empresa no Cadastro Nacional de Pessoa Jurídica (CNPJ) junto à Receita Federal. Através do CNPJ é informado a data de abertura; o nome da empresa (social e fantasia); a Classificação Nacional de Atividades Econômicas (CNAE), que será usada para tributação e fiscalização; e o endereço da empresa. Para isso, segundo o Portal da Receita Federal, os documentos que devem ser preenchidos são:

- Documento básico de entrada (DBE)/ Protocolo original;
- Ficha cadastral da pessoa jurídica (FCPJ); e
- Quadro de sócios e administradores (QSA), preenchido conforme a Tabela de Natureza Jurídica e Qualificação dos Integrantes.

Após a consulta e o registro feitos, é preciso obter o alvará de localização e funcionamento com a Prefeitura do Município de Alegrete.

5.3.2 Alvará de funcionamento

O Alvará de funcionamento de instituições comerciais, industriais, agrícolas e prestadoras de serviços, vinculadas a pessoas físicas ou jurídicas e que, segundo a prefeitura de Alegrete, a documentação necessária para o requerimento é:

- Formulário próprio da prefeitura de Alegrete;
- Cópia do CNPJ;
- Cópia do contrato social; e
- Laudo dos órgãos de vistoria, quando necessário.

Em seguida, é requerido cadastro no sistema tributário estadual e na Previdência Social.

5.3.3 Cadastro da previdência social

Para que a contratação de funcionários seja possível é necessário agir de acordo com as obrigações trabalhistas. Logo, deve-se realizar cadastro da empresa e de seus responsáveis na Previdência Social, cujo prazo de homologação é de 30 dias, segundo o Instituto Nacional do Seguro Social (INSS). Ainda segundo o INSS, a documentação necessária para o requerimento do cadastro é a posse do CNPJ e do Contrato social. Em seguida, pode-se cadastrar a empresa no sistema tributário estadual.

5.3.4 Inscrição no sistema tributário estadual

Após o registro nacional, a empresa deve cadastrar-se no sistema tributário estadual junto à Secretaria Estadual da Fazenda do Rio Grande do Sul (Sefaz RS) por meio da solicitação da Impressão de Notas Fiscais e a da Autenticação de Livros Fiscais para obtenção da inscrição no ICMS (Impostos sobre Circulação de Mercadorias e Serviços). Para isso, segundo o Portal da Sefaz RS, são necessários os seguintes documentos:

- Requerimento assinado, especificando o tipo e a quantidade de livros;
- Cópia do RG e CPF dos responsáveis pela empresa e do CNPJ da empresa;
- Documento Único de Cadastro (DUC) em três vias;
- Documento Complementar de Cadastro (DCC) em uma via;
- Comprovante de endereço dos responsáveis pela empresa;
- Contrato de locação ou compra do imóvel;

- Número do cadastro fiscal do contador;
- Comprovante de contribuinte do Imposto sobre Serviços (ISS) para prestadores de serviços; e
- Cópia do alvará de funcionamento.

5.3.5 Licenciamento ambiental

A licença ambiental é o documento, com prazo de validade definido, onde são estabelecidas as regras, restrições e medidas de controle ambiental a serem cumpridas pela empresa. Dentre as principais características avaliadas, ressaltam-se: O potencial de geração de líquidos poluentes (despejos e efluentes), resíduos sólidos, emissões atmosféricas, ruídos; e o potencial de riscos de explosões e de incêndios (FREITAS; LIMA; FAGUNDES, 2004).

Devido à unidade industrial localizar-se em Alegrete, os órgãos responsáveis pelo licenciamento ambiental são a Fundação Estadual de Proteção Ambiental (FEPAM) e a Secretaria Municipal do Meio Ambiente de Alegrete, sendo, esses, autorizados a fiscalizar qualquer empresa ou atividade, sem aviso prévio, possuindo livre acesso aos locais verificados.

O processo de licenciamento ambiental é constituído de três tipos distintos de licenças que são concedidas ao longo do processo de licenciamento, em diferentes etapas, sendo elas: Licença Prévia (LP), Licença de Instalação (LI) e Licença de Operação (LO). O processo inicia com a concessão da LP, em que se avalia a localização e a concepção da indústria, onde a viabilidade ambiental é atestada, baseada no Zoneamento Municipal. Ainda nesta etapa, podem ser exigidos estudos como o Estudo de Impacto Ambiental (EIA) e o Relatório de Impacto Ambiental (RIMA), instituídos pela Resolução CONAMA 001/86, na implantação de projetos com significativo impacto ambiental (FREITAS; LIMA; FAGUNDES, 2004). Esses estudos são realizados no solo, ar e água do local com o objetivo de verificar a existência de algum passivo ambiental e prever como o meio socioeconômico-ambiental será afetado pela implantação do empreendimento. Uma vez concedida a LP, a próxima etapa é a requisição da LI, cuja função é autorizar o início da construção do empreendimento e a instalação dos equipamentos.

Por último, a LO autoriza o início da operação da indústria, que deve ser requerida quando a empresa estiver edificada e após a verificação da eficácia das medidas de controle ambiental, estabelecidas nas condicionantes das licenças anteriores (FREITAS; LIMA; FAGUNDES, 2004).

5.3.6 Licenciamento para produção de HVO

Até a conclusão do presente projeto, o HVO estava submetido apenas à Resolução ANP N° 842, de 14/05/2021, relacionada à especificação e ao controle de qualidade. Sendo assim, levou-se em consideração, devido a sua similaridade com o diesel, que a produção de HVO na unidade industrial deveria estar submetida a Resoluções semelhantes às aplicadas ao diesel, principalmente, como as relacionadas à:

- Construção e operação de planta produtora (Resolução ANP N° 42 de 18/08/2011);
- Formação de estoques (Resolução ANP N° 45 de 22/11/2013);
- Regulamentação para exportação (Resolução ANP N° 777 de 05/04/2019); e
- Obrigatoriedade de apresentação de dados de preços relativos à comercialização (Resolução ANP N° 795 de 05/07/2019).

6 ANÁLISE DE ROTAS E TECNOLOGIAS ALTERNATIVAS

6.1 MATÉRIA-PRIMA

O HVO é produzido, na sua maioria, a partir de óleos vegetais, logo, a matéria-prima selecionada deve ser uma fonte de óleo ou o próprio óleo, vide Tabela 5.

Tabela 5 - Preços relativos a algumas fontes de óleo e seus respectivos óleos.

Fonte de Óleo	Preço (R\$/kg)	Referência
Semente de Palma	0,40	(Conab, 2021b)
Semente de Algodão	1,23	(Conab, 2021b)
Farelo de Arroz	0,40	Fornecedor ^a
Grão de Soja	1,73	(Conab, 2021b)
Óleo	Preço (R\$/kg)	Referência
Óleo de soja	3,92	(Abiove, 2021)
Óleo de palma	4,98	(Agropalma, 2021)
Óleo de girassol	10,35	(Campestre, 2021)
Óleo de algodão	11,10	(Campestre, 2021)

Fonte: Autores.

^a O preço do FA comercial foi consultado com fornecedores do ramo.

Do ponto de vista econômico, conclui-se que é mais vantajoso partir de uma fonte de óleo, mesmo que, posteriormente, seja necessário a extração do óleo da matéria-prima, gerando assim custos com energia e com equipamentos e requerendo maior espaço físico para instalação. No entanto, esses são custos que a longo prazo não influenciariam tanto quanto uma matéria-prima mais cara influenciaria. Em outras palavras, o custo com equipamentos, por exemplo, não se perpetuará durante a vida útil da empresa, exigindo apenas custos com manutenção e depreciação.

Sendo assim, limitou-se a decidir as alternativas de matérias-primas que possuísem uma fração relevante de óleo (expostas na Tabela 6), bem como uma produção relativamente alta (expostas na Tabela 7).

Tabela 6 - Fração de óleo contida em algumas matérias-primas.

Matéria-prima	Fração de óleo (% m/m)	Referência
Semente de algodão	18	(Williams, 2005)
Soja	21	(Wang, 2002)
Farelo de arroz	25	(Daud <i>et al.</i> , 2019)
Canola	35	(Röbbelen, 1990)
Palma	40	(Williams, 2005)

Fonte: Autores.

Tabela 7 - Capacidade produtiva nacional de algumas matérias-primas.

Matéria-prima	Capacidade produtiva (10 ⁶ ton)	Referência
Palma	0,395	(Embrapa, 2020)
Algodão	2,7	(Conab, 2021a)
Canola	2,969	(Conab, 2021a)
Arroz	10,967	(Conab, 2021a)
Soja	134,45	(Conab, 2021a)

Fonte: Autores.

Das Tabelas 6 e 7, destaca-se o arroz e a soja, já que possuem uma quantidade relevante de óleo no seu interior e uma grande produção nacional, possibilitando a inserção de um novo empreendimento que os utiliza como matéria-prima. Entretanto, como ambos possuem uma ampla aplicação na indústria alimentícia, discussões éticas seriam geradas, além de competições com o setor alimentício. Portanto, a utilização de matérias-primas subutilizadas evitaria esses atritos. Nesse contexto, o FA (que equivale de 8 a 10% da produção do arroz, segundo Daud *et al.* (2019), logo 1,097 milhão de toneladas) seria vantajoso mesmo que sua produção seja bem menor que a de soja.

6.2 MÉTODO DE EXTRAÇÃO

A operação de extração sólido-líquido possibilita a separação de componentes de uma fase sólida pela dissolução da parte solúvel do sólido (FOUST *et al.*, 2011). Sendo assim, existem processos físicos e químicos que possibilitam este resultado, e que, de acordo com

condições de equilíbrio, composição e propriedades das substâncias, seleciona-se o método ideal de extração, cujos principais estão apresentados a seguir.

6.2.1 Extração supercrítica

O processo de extração supercrítica consiste na transferência de massa em condições de pressão e temperatura acima do ponto crítico do solvente (IBÁÑEZ; MENDIOLA; CASTRO-PUYANA, 2015), cuja utilização para extração de óleos vegetais começou a ser empregada nos anos de 1970 (BRUNNER, 2005).

Devido ao fluido supercrítico possuir propriedades físicas intermediárias entre um gás e um líquido, a extração de óleos vegetais é extremamente seletiva (AIZPURUA-OLAIZOLA *et al.*, 2005). Além disso, Aizpurua-Olaizola *et al.* (2005) reportam que devido à falta de tensão superficial e viscosidade negligenciável, o solvente supercrítico penetra em regiões da matriz inacessíveis aos líquidos e de forma rápida, podendo ser finalizada de 10 a 60 minutos. Reverchon e Osséo (1994) ainda destacam mais vantagens, como a facilidade de separação e recuperação do solvente, a impossibilidade de reações secundárias e o fato de não liberar resíduos de solventes no meio ambiente e nos produtos, uma vez que o solvente se encontra em estado supercrítico.

Por outro lado, as altas pressões de operação requerem custos com equipamentos e manutenção extremamente elevados e possui baixa produtividade. Maul, Wasicky e Bacchi (1996) estimaram o custo de equipamentos de duas unidades industriais que operam com fluidos supercríticos pertencentes à White Martins nos Estados Unidos e à Messer-Griessheim na Alemanha e determinaram que o custo estimado para processar 5 L por batelada estava em torno de R\$ 160.000,00 e para processar 450 L por batelada estava em torno de R\$ 4.000.000,00.

6.2.2 Extração por prensagem

A extração por prensagem mecânica é um dos processos mais antigos e mais populares de extração de óleos vegetais, sendo até hoje utilizada para produção de alguns óleos, como o azeite de oliva. Esse método nada mais é que uma ação mecânica sobre o material sólido a fim de extrair o líquido contido no interior, cujas condições dependem do tipo e da origem da matéria-prima (ORTHOEFER, 2005). A operação em uma prensa não exige mão de obra

qualificada para o manuseio, é facilmente adaptável a diversas oleaginosas e ocorre em um pequeno intervalo de tempo, além de não haver presença de resíduos químicos, tanto para o óleo quanto para a torta (PIMENTA, 2010).

Do ponto de vista econômico, o método de prensagem é extremamente vantajoso se o teor de líquido a ser extraído for relativamente alto, cerca de 25% em massa, segundo Orthofer (2005), uma vez que esse método forma uma torta com cerca de 5% de óleo residual (BRENNAN, 1990). Assim, como o FA possui em torno de 14 a 25% de óleo, esse método é pouco eficiente para extração do óleo.

6.2.3 Extração por solvente

A extração com solvente é uma operação unitária com transferência de massa englobando o processo de lavagem, difusão e osmose. As duas fases, sólida e líquida, possuem um gradiente de concentração e procura-se atingir o estado de equilíbrio para máxima eficiência de extração de componentes extraíveis (WILLIAMS, 2005). Segundo Foust *et al.* (2011), esse método é adequado em casos onde a fração de líquido contido no sólido a ser extraída não é tão elevada, como no caso do FA. Além disso, o método tem como vantagem a baixa fração de óleo residual, em torno de 0,5% em massa, que, segundo Kemper (2005), métodos que atingem um teor residual em torno de 0,5% são considerados eficientes.

Por outro lado, segundo Geankoplis (1998), a extração utilizando solventes líquidos tem como desvantagens a demanda maior de tempo para a finalização da extração e o custo com recuperação dos solventes, sendo que nem todo o solvente é recuperado. Contudo, dentre os tipos de extração sólido-líquido, o método de extração por solvente destacou-se e foi o selecionado, pois é um processo que apresenta ótima eficiência de extração (99%) sob certas condições, segundo Oliveira *et al.* (2012).

6.3 SOLVENTE

Tendo em mente as diversas propriedades, benéficas ou não, do FA, para oportunizar o uso eficiente dessas características, o óleo deve ser extraído utilizando métodos apropriados (CAPELLINI *et al.*, 2017). Desse modo, optado pelo método de extração por solvente, deve-se determinar o solvente a ser utilizado.

6.3.1 Hexano

Tradicionalmente, o hexano é usado como solvente na extração de óleo vegetal, principalmente na extração do óleo de soja (BESSA *et al.*, 2017; EMBRAPA, 2001). No entanto, apesar de sua alta estabilidade e menor corrosividade, o hexano é de origem não renovável, possui alta inflamabilidade e toxicidade, além de contribuir para a poluição ambiental quando não recuperado adequadamente (NAGENDRA PRASAD *et al.*, 2011; RODRIGUES; OLIVEIRA, 2010). Logo, devido aos riscos potenciais para a saúde humana e ambiental, esse solvente não é adequado, além de ir de encontro com a proposta do HVO: Ser um produto renovável e pouco agressivo ao meio ambiente.

6.3.2 Etanol

Muitos estudos vêm buscando alternativas para o uso do hexano como solvente. Dentre as que se destacam, a utilização de álcoois de cadeia curta, principalmente o etanol e isopropanol se mostram viáveis. O etanol como solvente se mostra uma alternativa promissora, pois apresenta maior segurança operacional (pouco inflamável) e baixa toxicidade, além de ser obtido de fontes renováveis e poder ser usado para extração de óleos de alta qualidade (JOHNSON; LUSAS, 1983; RODRIGUES; OLIVEIRA, 2010).

Cabe ressaltar que o emprego do etanol como solvente no Brasil é extremamente interessante, uma vez que há uma grande disponibilidade a baixo custo no País desde a década de 80 (RITTNER, 1992). Ademais, pode-se notar, analisando o estudo de Bessa *et al.* (2017), Capellini *et al.* (2017), Capellini (2013) e Oliveira *et al.* (2012), que o etanol apresenta excelentes resultados na extração do óleo do FA, em relação à eficiência.

Conforme Oliveira *et al.* (2012), após a extração em alta temperatura, a separação parcial do solvente do óleo é conseguida simplesmente diminuindo a temperatura sem a necessidade de processos de evaporação ou destilação, reduzindo, segundo Johnson e Lusas (1983), cerca de 25% a demanda de energia em relação ao hexano.

6.3.3 Isopropanol

Vários estudos destacam a utilização de álcoois de cadeia curta para extração de óleos vegetais, e assim como o etanol, o isopropanol tem baixa toxicidade em seres humanos - uma vez que ele é rapidamente convertido em acetona (GOMES, 2016) – e maior segurança

operacional, além de ser obtido de fonte renovável. Ainda, segundo estudo de Capellini *et al.* (2017), em comparação com o etanol, a extração do óleo de FA, utilizando isopropanol proporcionou maior capacidade de extração do óleo, bem como um aumento na transferência de compostos proteicos para a fase extrato. Em concordância com esse estudo, Proctor e Bowen (1996) indicaram que o isopropanol é o melhor solvente para extrair o óleo do FA quando comparado com o hexano e o etanol em diferentes proporções de farelo:solvente.

No entanto, a oferta de isopropanol no Brasil e no mundo é baixa, embora a produção global atinja aproximadamente 2,7 milhões de toneladas ao ano (GOMES, 2016). Desse modo, estudos utilizando o isopropanol como solvente para extração de óleo de FA e oleaginosas em geral são escassos, inviabilizando sua utilização no presente projeto.

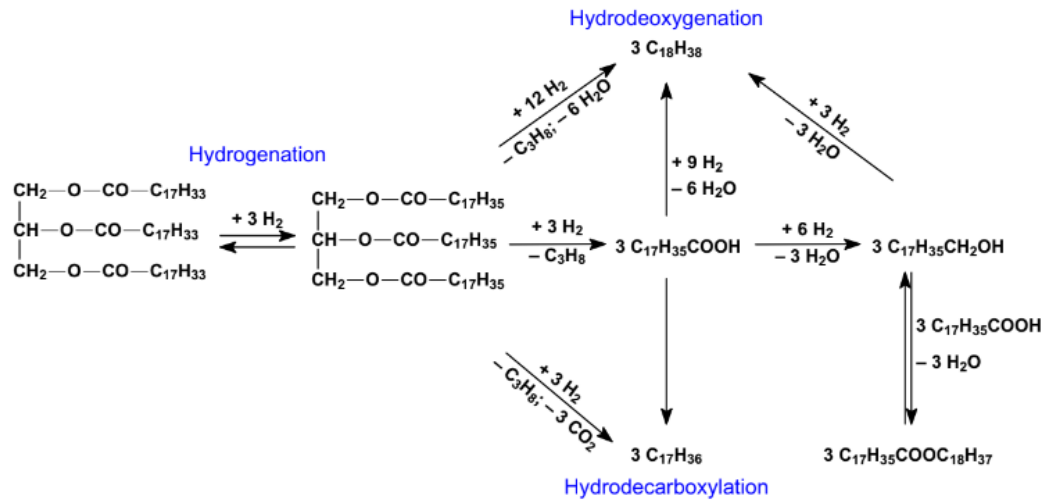
6.4 PROCESSOS QUÍMICOS

O processo químico envolvido no projeto proposto envolve a obtenção de uma mistura de hidrocarbonetos, parafínicos ou não, o qual pode ser realizado a partir de três rotas tecnológicas principais. Sendo assim, é necessário avaliar as características destes processos a fim de justificar e evidenciar a alternativa que melhor se adequa ao projeto.

6.4.1 Hidrotratamento catalítico

O processo de hidrotratamento catalítico abrange duas etapas principais: Hidrogenação das insaturações presentes nas cadeias dos triglicerídeos e craqueamento da molécula a hidrocarbonetos, como é apresentado na Figura 13. Atualmente, trata-se de um dos processos de obtenção de HVO mais viáveis industrialmente, dada a ampla possibilidade de matérias-primas que podem ser utilizadas bem como um alto rendimento que se pode alcançar em processos de larga escala.

Figura 13 – Esquema de reações para hidrotratamento de um triglicerídeo.



Fonte: (KUBIČKA; TUKAČ, 2013).

De acordo com a rota apresentada na Figura 13, após a hidrogenação, o craqueamento ocorre primeiro na liberação dos ácidos graxos que compõem o triglicerídeo e, em seguida, ocorre a transformação destes em parafinas com a remoção de oxigênio da molécula; processo que pode ser conduzido por meio da desoxigenação, descarbonilação ou descarboxilação, cujas seletividades de cada mecanismo são determinadas pelas condições do sistema onde a reação ocorre.

No processo de descarboxilação, além do hidrocarboneto parafínico, há liberação de propano e dióxido de carbono, o que faz com que o hidrocarboneto gerado tenha um carbono a menos em sua cadeia. Analogamente, o processo de descarbonilação difere apenas na liberação de monóxido de carbono e água, sendo a cadeia da parafina resultante também reduzida em um carbono.

Outro fator que contribui para que os mecanismos de descarboxilação e descarbonilação sejam indesejáveis é de que, a partir dos óxidos de carbono presentes no meio, com excesso de gás hidrogênio, ocorrem reações paralelas de metanação, as quais consomem hidrogênio, como mostram as reações apresentadas nas Equações 1 e 2, havendo maior necessidade de reposição deste insumo e, portanto, maior custo e menor rendimento do processo.



Pelo processo de desoxigenação há liberação apenas de água, ao contrário dos demais, onde há formação de dióxido ou monóxido de carbono, sendo, portanto, o mecanismo desejado, uma vez que facilita tanto a purificação posterior dos componentes, como também se diminui a geração de compostos tóxicos e de possível impacto ambiental. Para este mecanismo, é sabido que sua seletividade é elevada em comparação às demais em sistemas com altas temperaturas (KUBIČKA; TUKAČ, 2013).

O processo como um todo é conduzido numa faixa de 280 e 450 °C sob pressões acima de 30 bar (BÉALU, 2017), cujas condições específicas, são determinadas pelo tipo de matéria-prima e o respectivo catalisador utilizado. Dentre os catalisadores mais utilizados, como apresentado na Tabela 8, estão os metais nobres, como Pb e Pt; sulfetos metálicos suportados, como NiMo, CoMo e NiW e materiais porosos ativos, como zeólitas. Os metais nobres são excelentes para aumentar as reações de descarboxilação e descarbonilação, com alta seletividade e consumo moderado de hidrogênio, porém, apresentam custo elevado, baixos rendimentos na presença de enxofre e água. Já os catalisadores de sulfeto metálicos suportados permitem seletividade para hidrodesoxigenação de triglicerídeos de acordo com as condições de pressão e temperatura (BÉALU, 2017). Portanto, optou-se pela utilização de Al₂O₃/NiMo catalisador para condução deste processo reacional, a 300 °C e pressão de 40 bar, conforme patente finlandesa (NESTE OYJ, 2018).

Tabela 8 – Principais catalisadores industriais usados para hidrotratamento.

Catalisador	Pressão (bar)	Temperatura (K)	Conversão
Al ₂ O ₃ /NiMo	35	573,15	98%
Al ₂ O ₃ /CoMo	70	623,15	90%
Ru/C, Pt/C	40	423,15	100%
HZMS-5	40	373,15	60%

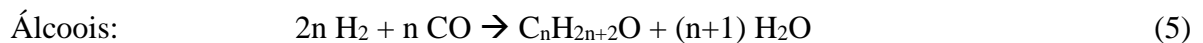
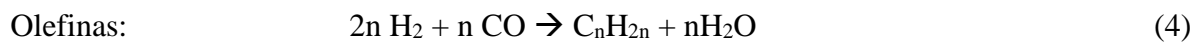
Fonte: (Adaptação de AMEEN *et al.*, 2017).

6.4.2 Síntese de Fischer-Tropsch

A obtenção de hidrocarbonetos por meio da síntese de Fischer-Tropsch é amplamente conhecida e utilizada em massa desde a década de 1920, a qual se trata de um processo catalítico exotérmico que converte gás de síntese em hidrocarbonetos. Dada a matéria-prima necessária,

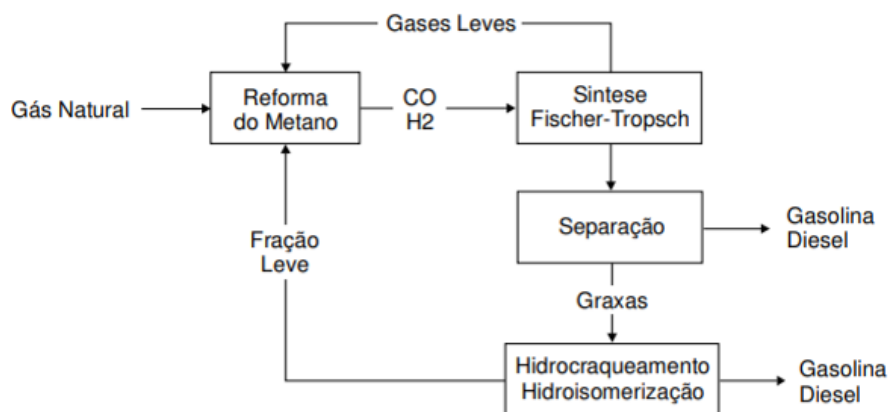
o processo pode ser renovável ou não, de acordo com a fonte de obtenção deste gás de síntese, tais como biomassa (BTL - *biomass-to-liquid*), carvão (CTL - *coal-to-liquid*) e gás natural (GTL - *gas-to-liquid*).

O princípio do processo é a polimerização de radicais de carbono, sendo então composto por duas etapas: A formação dos radicais monômeros, seguida da polimerização, onde se obtém os hidrocarbonetos (BEZERRA, 2015). Uma série de reações podem ocorrer neste processo, sendo as principais compostas pela formação de parafinas, olefinas e álcoois, as quais se encontram apresentadas nas Equações 3, 4 e 5 respectivamente.



Ainda, a Figura 14 apresenta um esquema das etapas do processo da síntese de Fischer-Tropsch.

Figura 14 – Mecanismo da síntese de Fischer-Tropsch.



Fonte: (FARIAS, 2007).

Além das reações apresentadas, também há formação de metano devido às mesmas condições apresentadas na Equação 1. Desse modo, a utilização da rota não é ideal, uma vez que exigiria métodos para redução da formação de metano, além de haver a dificuldade de remoção de impurezas retidas no catalisador, ocasionando um rápido envenenamento (BEZERRA, 2015).

Abrangendo um processo produtivo como um todo, seria necessário, inicialmente, a geração do gás de síntese e a posterior conversão deste. Entretanto, uma das dificuldades sofridas pelo processo em questão é a complexidade e difícil controle da etapa de geração de gás de síntese, o qual exige uma faixa de proporção entre H_2/CO para que os hidrocarbonetos formados estejam adequados nas características do diesel, além de representar cerca de 70% do custo do processo (FARIAS, 2007).

Para utilizar-se de biomassa no processo, é necessário gaseificar a biomassa; processo que envolve a reação com ar e oxigênio ou vapor, numa faixa de 500 a 1500 °C, exigindo uma alta demanda energética para atingir tais condições, além do fato de que, a gaseificação tem eficiência em torno de 50 a 70% (AGRAWAL; SINGH, 2013).

6.4.3 Processo fermentativo

O processo de obtenção de hidrocarbonetos com cadeias na faixa do diesel pode ser feito por meio da utilização de microrganismos geneticamente modificados que convertam material orgânico neste produto. Desse modo, destaca-se a levedura *Saccharomyces cerevisiae*, utilizada amplamente na indústria sucroalcooleira para transformação do açúcar presente na cana-de-açúcar em etanol. Nesse sentido, tal levedura pode ter seu código genético modificado a fim de manipular seu metabolismo de modo que secreta farneseno, um hidrocarboneto ramificado e insaturado com propriedades semelhantes ao diesel (EPE, 2020b).

Uma das vantagens do processo é que, tendo em vista o cenário brasileiro de processamento de cana de açúcar, seriam necessárias poucas modificações no processo convencional. Por outro lado, o processo ainda não é industrialmente viável, uma vez que o processo apresenta baixa conversão, além da complexidade das condições biológicas da levedura (BIODIESELBR, 2021).

Portanto, rotas fermentativas têm recebido grande atenção no decorrer dos últimos anos, de modo a construir maior conhecimento dos fenômenos envolvidos, além realizar estudos que permitam a viabilidade desse processo industrialmente.

6.5 PURIFICAÇÃO DE HIDROGÊNIO

No que tange aos processos de obtenção de HVO com utilização de hidrogênio, é comum que, apesar da relação estequiométrica de reação, utilize-se tal reagente em excesso no

meio. Isso se dá, principalmente, pelo fato de o hidrogênio molecular apresentar elevada energia de dissociação (JOLLY, 2020), tornando-o pouco reativo em condições normais, exigindo que processos industriais sejam conduzidos, geralmente, sob elevada temperatura e com excesso de hidrogênio, além do catalisador, a fim de estabelecer sistemas mais eficientes.

Nesse contexto, em grandes escalas de produção, como na obtenção de HVO por meio do hidrotreamento catalítico, faz-se necessária tanto a disponibilidade de grande quantidade de gás hidrogênio para manter o processo em funcionamento quanto seu aproveitamento otimizado. Portanto, a presença de uma etapa de recuperação de hidrogênio se torna essencial para viabilização do projeto e minimização de impactos gerados.

Sendo assim, propõe-se algumas das principais tecnologias para a etapa de purificação. A etapa de purificação consiste em obter hidrogênio com elevado grau de pureza a partir de uma mistura gasosa. Contudo, as formas de purificação do hidrogênio dependem muito das condições envolvidas, como a quantidade de impurezas presentes, as características físico-químicas dos demais componentes, o grau de pureza que se deseja atingir, entre outros. Dessa forma, considerou-se a purificação de uma corrente proveniente de uma unidade de hidrotreamento catalítico de óleo vegetal onde, em grande escala, podem ser empregados dois principais processos físicos: Separação criogênica e adsorção (GRASHOFF; PILKINGTON; CORTI, 1983).

6.5.1 Separação criogênica

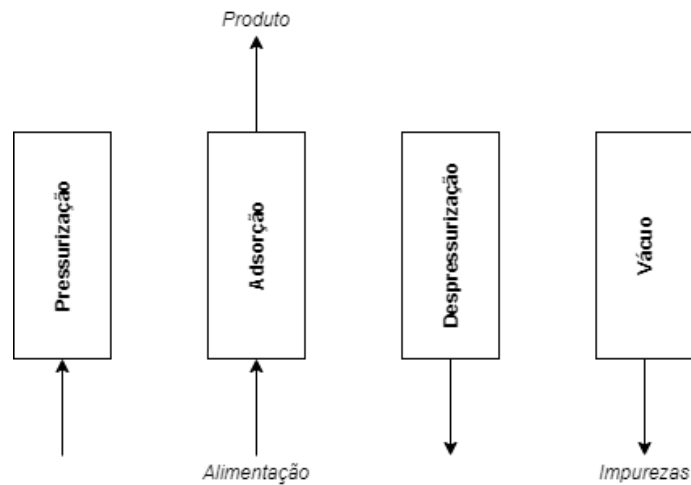
A separação criogênica consiste na separação de fases com base no equilíbrio líquido-vapor da corrente alimentada. Esse processo é possível devido ao baixo ponto de ebulição do hidrogênio (-253 °C à pressão atmosférica) em relação aos demais gases resultantes do processo de hidrotreamento, dentre os quais podem conter propano (-42 °C), monóxido de carbono (-191 °C) e dióxido de carbono ($-78,5\text{ °C}$) (PUBCHEM, 2021). Dessa forma, em temperaturas acima do ponto de ebulição do hidrogênio e abaixo dos demais compostos, realiza-se sua separação por *flashing*, uma vez que há formação de uma fase líquida e de uma fase gasosa rica em hidrogênio. Entretanto, apesar de o processo em questão apresentar elevada recuperação de hidrogênio, ele demanda elevado gasto energético para atingir as temperaturas necessárias, assim como a pureza obtida é limitada a valores inferiores às exigidas em processos de hidrogenação devido à condensação parcial da mistura gasosa (GRASHOFF; PILKINGTON; CORTI, 1983).

6.5.2 Adsorção

Outra alternativa é o emprego de colunas de adsorção no processo conhecido como *Pressure Swing Adsorption* (PSA). A operação se baseia na relação de afinidade das impurezas presentes numa corrente gasosa com um material adsorvente em determinadas condições de pressão, de modo que o componente de interesse possa ser recuperado com elevada pureza à jusante da torre. Trata-se de um processo com elevada seletividade dos gases adsorvidos, dada a possibilidade de seleção do material adsorvente adequado, elevada pureza de hidrogênio (>99,99%), boa taxa de recuperação (acima de 90%) (TSAI *et al.*, 2015), além de baixo custo de operação (GANLEY, 2018).

O processo PSA pode ser ajustado em função da conformação e quantidade de torres utilizadas, porém, em todo caso, é composto por 4 etapas essenciais, as quais estão ilustradas na Figura 15.

Figura 15 – Ciclos de funcionamento de uma torre PSA.



Fonte: Autores.

Na primeira etapa, com a válvula da corrente de saída fechada, ocorre a pressurização da torre até a pressão de operação através da admissão da corrente de alimentação, já pressurizada, até que a pressão seja igualada. Em seguida, a válvula que administra a corrente de produtos é aberta e, então, o hidrogênio puro é obtido, enquanto as impurezas são adsorvidas no material da coluna. O fim deste ciclo é determinado, então, pela saturação ou queda de eficiência do material adsorvente, onde observa-se redução na pureza do produto obtido. Quando este estágio é atingido, a alimentação e a coleta de produtos são interrompidas e a torre

é despressurizada até a pressão atmosférica rapidamente. Por fim, a coluna é submetida a vácuo, onde ocorre a dessorção das impurezas presentes na corrente alimentada (GANLEY, 2018). Esse material é coletado e direcionado para processos subsequentes ou para o devido tratamento. Assim, a coluna é novamente pressurizada e o ciclo se reinicia.

O processo purificação PSA do hidrogênio adotado no presente projeto levou em consideração as tecnologias propostas pelas patentes de Wegerer *et al.* (2019) e Tsai *et al.* (2015). Para a obtenção dos resultados de purificação desejados, a seleção do adsorvente preenchido na torre PSA é de suma importância. Sendo assim, dentre os adsorventes comerciais disponíveis, os que se mostram mais eficientes e adequados ao processo de purificação de hidrogênio atualmente são as zeólitas a base de cálcio (5A) e a base de sódio (13X) (WEGERER *et al.*, 2019).

Entretanto, as características da corrente alimentada na torre fornecem informações importantes para determinar qual adsorvente seria o mais apropriado para o processo. Dessa forma, tendo em vista que o objetivo desta operação, além de purificar o hidrogênio, é também o de adsorver o propano, hidrocarboneto de maior tamanho em relação a outros gases como O₂, CO₂, a zeólita 13X se mostra mais adequada, dado que esta possui poros maiores que a zeólita 5A e possui maior afinidade com hidrocarbonetos e compostos oxigenados (ACSMATERIAL, 2019).

Portanto selecionou-se a Zeólita comercial 13X (NaX) como adsorvente da torre PSA, possibilitando a recuperação de hidrogênio superior a 90% e pureza molar maior que 99,99% (WEGERER *et al.*, 2019).

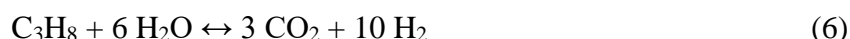
6.6 GERAÇÃO DE HIDROGÊNIO

Adicionalmente à etapa de purificação, pode-se adicionar um processo gerador de hidrogênio, o qual pode ser selecionado de acordo com a composição das impurezas presentes na corrente gasosa, proveniente do hidrotreatamento catalítico ou ainda dos resíduos gerados pela etapa de purificação.

No processo do presente trabalho, a corrente residual de purificação é composta, essencialmente, por hidrogênio não recuperado, propano e, possivelmente, monóxido e dióxido de carbono provenientes de corrente de realimentação, como será apresentado a seguir. Tais componentes possibilitam o emprego da reforma a vapor, principal meio de obtenção de hidrogênio atualmente (ENERGY, 2021). Entretanto, cerca de 95% do hidrogênio produzido industrialmente, utiliza como matéria-prima, majoritariamente, gás natural e gás de síntese

proveniente da gaseificação de carvão (SUNDÉN, 2019). Esse fato evidencia a importância do reaproveitamento dos gases residuais em questão, a fim de diminuir a demanda externa de hidrogênio e, portanto, os respectivos impactos gerados pela síntese de hidrogênio oriunda de fontes fósseis.

A reforma a vapor do propano é representada pelas Equações 6 e 7, de acordo com as condições do meio e proporção de água presente.



Ainda, em menor proporção pode ocorrer paralelamente a reação de mudança de vapor d'água (*Water-gas shift*), de acordo com o catalisador empregado e condições de temperatura (KOKKA *et al.*, 2020), conforme apresentado na Equação 8.



Segundo Uskov *et al.* (2017), a reforma a vapor do propano pode ser conduzida sob baixas temperaturas em relação a processos convencionais, numa faixa entre 260 e 320 °C, e pressão atmosférica, fazendo-se uso de catalisadores comerciais de níquel, tal como NiO–Cr₂O₃/Al₂O₃, além de estabelecer condições de irreversibilidade para a reação de reforma a vapor.

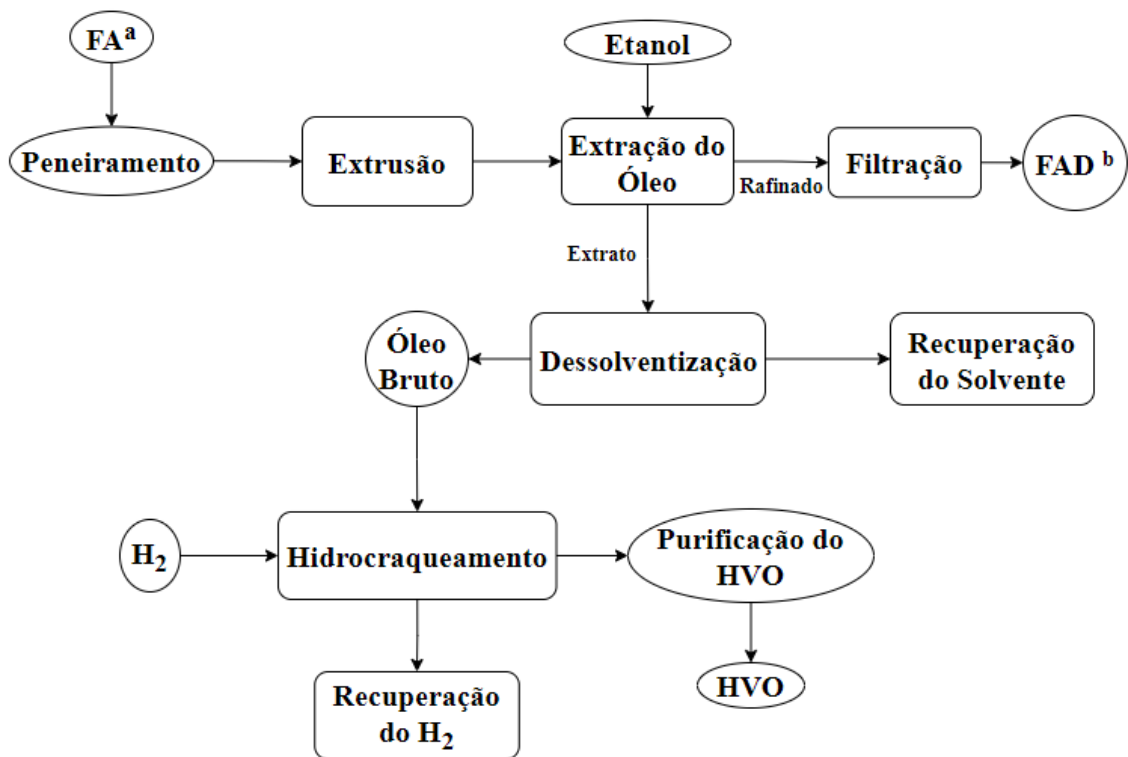
Sendo assim, a corrente resultante da reforma a vapor pode então ser submetida a um novo processo de purificação ou ainda ser integrada a um processo já existente. Conforme a tecnologia apresentada por Uskov *et al.* (2017) de reforma a vapor a baixa temperatura do propano, selecionou-se o catalisador óxido de níquel suportado em alumina e sílica (NiO–Al₂O₃/Cr₂O₃), o qual possibilita conversão completa de propano por via de reação direta quando há proporção molar de água, na forma de vapor, por carbono maior do que 1.

7 DEFINIÇÃO DO PROCESSO

7.1 DIAGRAMA DE BLOCOS DO PROCESSO

O diagrama de blocos tem como objetivo demonstrar as principais operações, possibilitando uma visão ampla e simplificada do processo. Desse modo, as etapas da produção de HVO da empresa podem ser visualizadas na Figura 16.

Figura 16 – Diagrama de blocos da produção de HVO.



Fonte: Autores.

^a FA significa farelo de arroz. ^b FAD significa farelo de arroz desengordurado.

O processo produtivo do HVO terá início no recebimento do FA, oriundo de empresas de beneficiamento de arroz de cidades próximas a Alegrete, como as cidades de Uruguaiana e Itaqui.

De modo a obter melhor rendimento da extração do óleo, utilizando etanol como solvente, é necessário que o FA seja peneirado para separar eventuais resíduos e que seja extrusado para reduzir a umidade do FA e inativar enzimas lipolíticas. Logo após, o FA será enviado aos extratores, onde será extraído o óleo bruto e gerado o FAD. Cabe ressaltar que a

corrente extrato (composta por água, óleo e etanol) será dessolventizada e o solvente recuperado, ao passo que a corrente refinado (composta por água, óleo, etanol e base sólida) será filtrada para recuperar parte do óleo e do solvente.

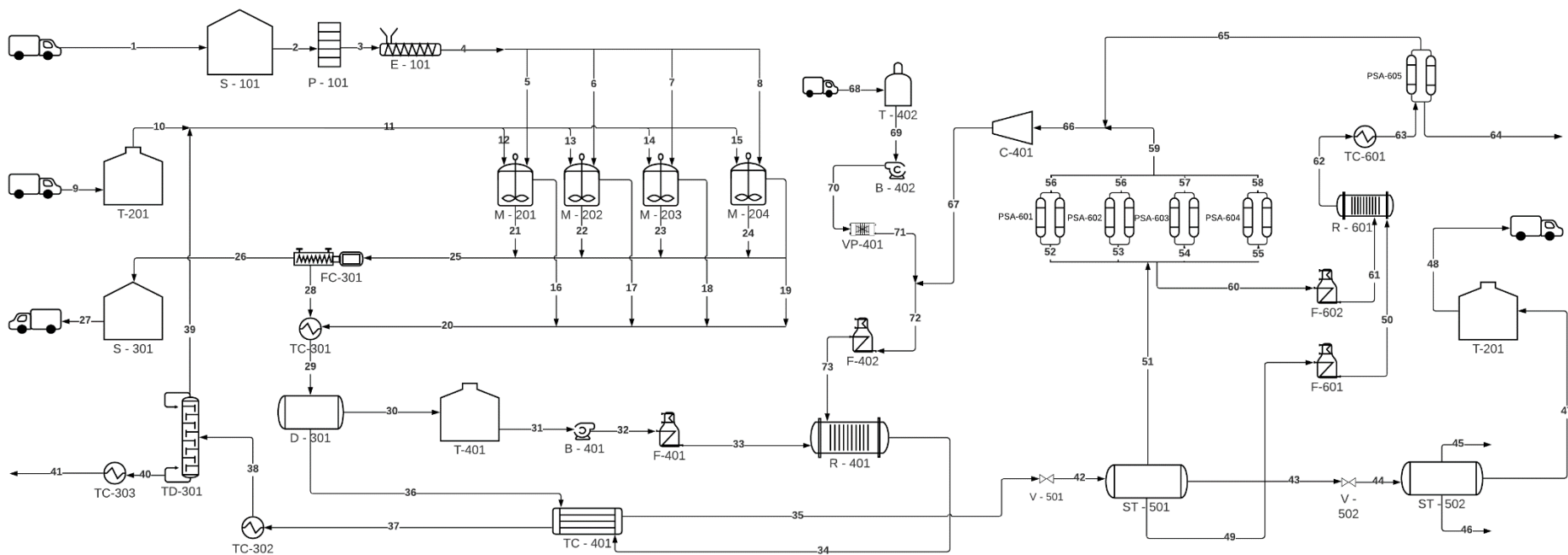
O FAD será comercializado para empresas fabricantes de ração animal, enquanto o óleo bruto será encaminhado para a seção de hidrotratamento, onde, juntamente com gás hidrogênio na presença de um catalisador, formará uma corrente composta parcialmente por uma fase gasosa (contendo hidrogênio não reagido e propano) e uma fase líquida (contendo água, traços de etanol, óleo não reagido e hidrocarbonetos parafínicos). Por fim, a fase gasosa é separada para recuperação do hidrogênio e reutilização no processo, ao passo que a fase líquida é separada em uma fração aquosa e uma orgânica, sendo a última encaminhada para purificação, obtendo-se o produto HVO.

7.2 FLUXOGRAMA DO PROCESSO

O presente projeto será composto por seis áreas principais, sendo elas o tratamento da matéria-prima após o recebimento, a extração do óleo, a recuperação do solvente, o hidrotratamento catalítico, a recuperação do hidrogênio e a purificação do HVO. Dessa forma, é possível visualizar-se na Figura 17 o fluxograma da produção de HVO, desde o recebimento da matéria-prima até o produto final, bem como todos os equipamentos envolvidos. A seguir faz-se uma apresentação detalhada de cada uma das etapas do processo, para as seis áreas do fluxograma.

Para melhor compreensão e a fins de identificação, utilizou-se um modelo de codificação padrão para os equipamentos dados por um conjunto de duas letras e três números (AA-000). Sendo as duas letras referentes ao código do tipo de equipamento, o primeiro algarismo indica a área em que o mesmo se encontra localizado e os dois últimos algarismos remetem à ordem do equipamento naquela área.

Figura 17 – Fluxograma do processo produtivo.

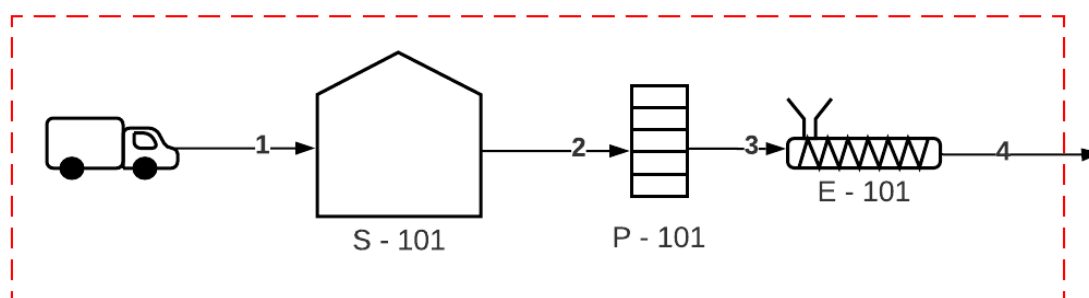


Fonte: Autores.

7.2.1 Área 100 - Tratamento do FA

Para melhor visualização do processo, separou-se o fluxograma do processo em áreas, estando a área 100 representada na Figura 18.

Figura 18 – Área 100 do fluxograma.



Fonte: Autores.

O processo de produção do HVO terá início com a recepção do FA no silo S – 101. Assim, após o recebimento, a matéria-prima será enviada à peneira P – 101, de modo a evitar que restos de arroz quebrado, cascas e demais resíduos estejam misturados ao farelo durante o processo de extração do óleo, uma vez que esses não possuem grande quantidade de óleo. A operação visará separar partículas com diâmetros menores que 0,40 mm devido ao fato de o FA possuir diâmetro médio de 0,32 mm conforme Soares (2015), sendo o sólido retido na peneira, majoritariamente composto de cascas de arroz, enviado para fornalhas e caldeiras, atuando como combustível.

Usualmente, indústrias de beneficiamento de arroz secam o arroz até cerca de 13% (em base úmida), uma vez que a alta umidade favorece a degradação do sólido (ANDERSON, 2005), conseqüentemente, conclui-se que o FA também possui o mesmo percentual de umidade. Contudo, a umidade pode vir a sofrer modificações decorrentes do transporte até a fábrica. Portanto, após o peneiramento, o FA será encaminhado à extrusora E – 101 para o processo de extrusão para que sua umidade seja reduzida a 13% (em base úmida) e que suas enzimas lipolíticas, sendo a lipase a principal, sejam inativadas.

O processo de extrusão é feito por três motivos: reduzir a umidade do FA, inativar as enzimas e facilitar o acesso do solvente ao óleo. A redução da umidade a 13% (em base úmida) é feita devido a esse valor favorecer o processo de extração do óleo de FA segundo o estudo de Capellini (2013). A inativação das enzimas lipase, lipoxigenase e oxidase presentes no FA é

necessária, pois elas favorecem a rancificação do sólido, deteriorando a qualidade nutricional do óleo e do sólido segundo Capellini (2013). Já a facilitação do acesso do solvente ao óleo ocorre devido às células que contêm o óleo serem rompidas durante o processo (ANDERSON, 2005). Como resultado do processo de extrusão o FA sairá em formato de pellets, os quais podem ser visualizados na Figura 19.

Figura 19 – FA (a) antes da extrusão; (b) após a extrusão.



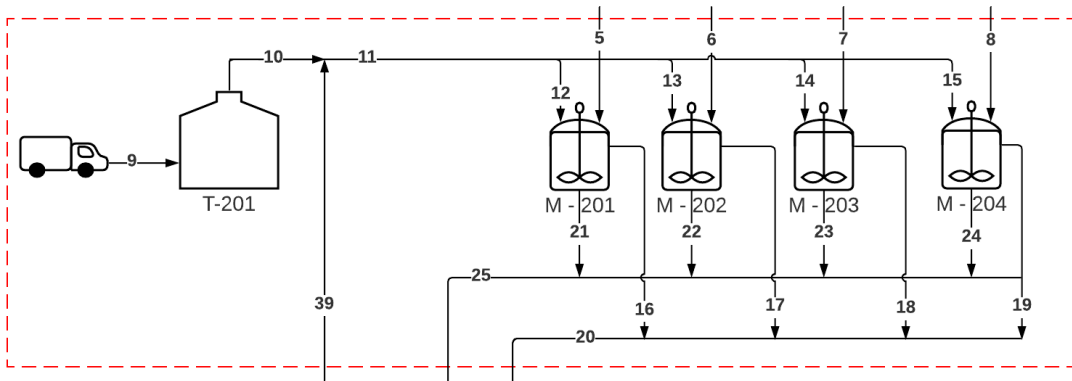
Fonte: (CAPELLINI, 2013).

Após o tratamento descrito acima, os pellets serão acondicionados no extrator, dando início à extração, cuja etapa será descrita a seguir.

7.2.2 Área 200 - Extração do óleo

Para melhor visualização e entendimento do processo de extração, representa-se a área 200 na Figura 20.

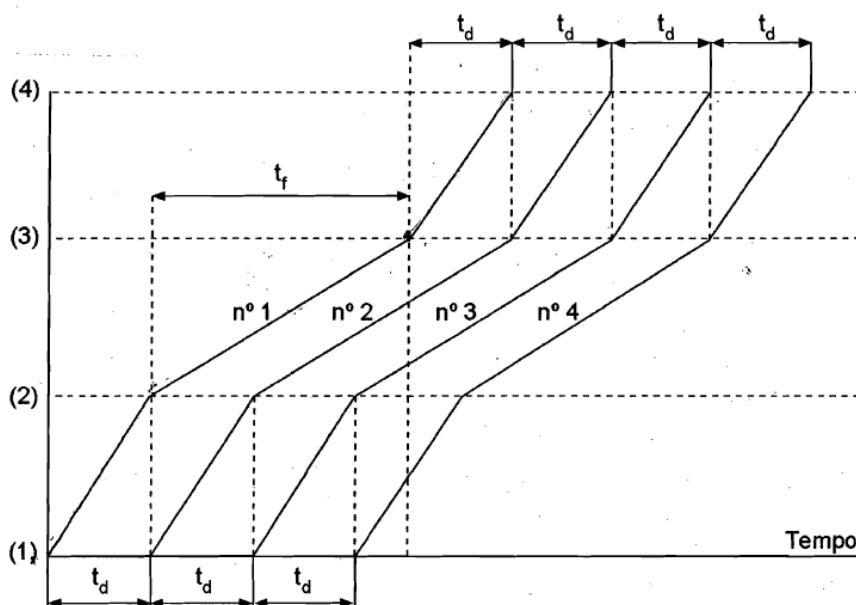
Figura 20 – Área 200 do fluxograma.



Fonte: Autores.

Após o tratamento do FA, os pellets serão acondicionados em um extrator (M – 101), utilizando como solvente o etanol 94% (m/m), proveniente do tanque de armazenamento T – 201. Devido ao pequeno diâmetro dos pellets, o extrator utilizado será do tipo batelada com agitação, uma vez que esse evitaria a sedimentação de suspensões de partículas no solvente, permitindo uma utilização mais eficiente da superfície interfacial (MAGALHÃES, 2009). Contudo, para manter o processo operando de modo contínuo, os extratores foram arranjados como ilustrado na Figura 21, tornando a extração pseudocontínua.

Figura 21 – Funcionamento do arranjo de extratores em um processo pseudocontínuo. (1) Início da carga no extrator, (2) Fim da carga no extrator, (3) Fim da extração, (4) Fim da descarga.



Fonte: (SCHMIDELL *et al.*, 2001).

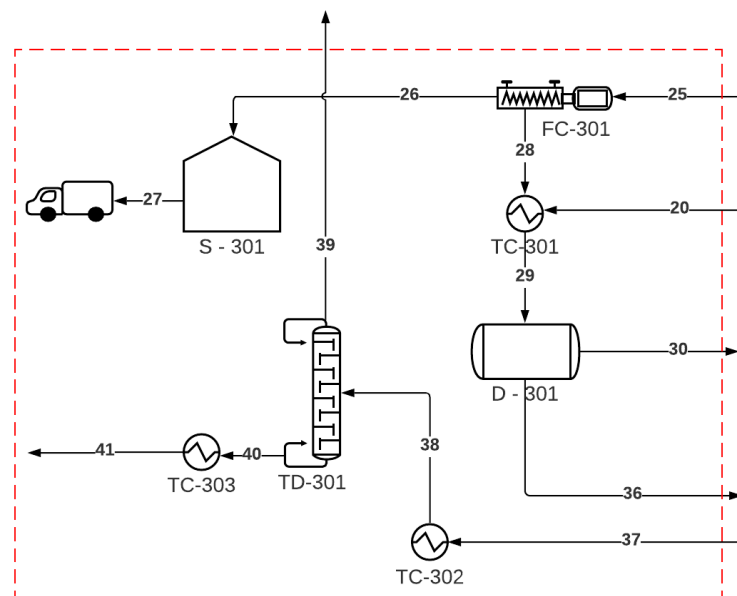
O funcionamento do processo pseudocontínuo ocorre de forma simples. Inicialmente, o primeiro extrator em batelada é carregado com os pellets de FA e com o solvente. Esse carregamento demandará um tempo t_d , a finalização da etapa de extração demandará um tempo t_f e o descarregamento demandará o mesmo tempo t_d . Partindo desse princípio, logo após o carregamento total do primeiro extrator em batelada, será iniciado o processo de extração no mesmo e o carregamento do segundo extrator, e analogamente nos demais extratores. Dessa forma, como o extrator anterior está adiantado um tempo t_d em relação ao posterior, no instante em que o descarregamento de um extrator é finalizado, o posterior é iniciado, e assim por diante, tornando a extração contínua, mesmo utilizando extratores em batelada.

Do processo de extração resultarão duas correntes: uma denominada refinado (corrente 25), composta pelo sólido inerte (FA), solvente, água e óleo residual; e outra, denominada extrato (corrente 20), composta por óleo, solvente e água. A corrente 25 será enviada ao filtro centrífugo para separação sólido-líquido, enquanto a corrente 20 será levada ao decantador para separar o óleo bruto (corrente 30) e enviá-lo às próximas etapas de produção do HVO.

7.2.3 Área 300 - Recuperação do solvente

A visualização da área de recuperação do solvente etanólico (área 300) pode ser visualizada de forma ampliada na Figura 22.

Figura 22 – Área 300 do fluxograma.

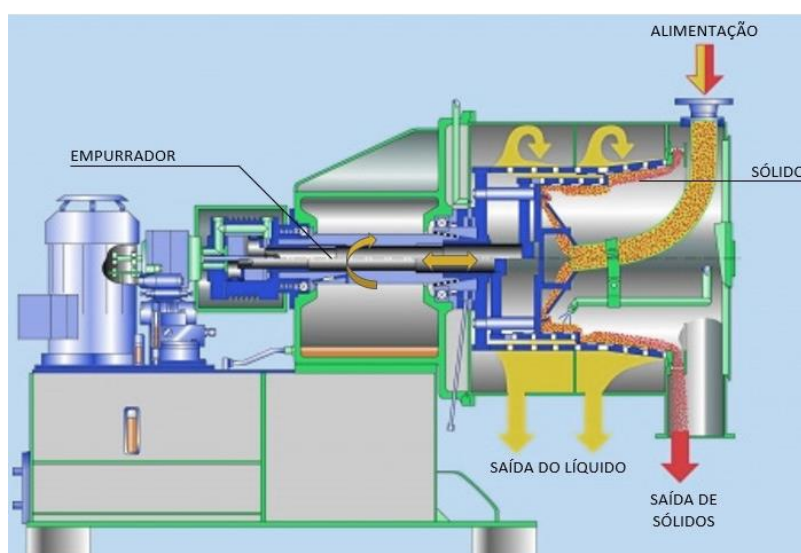


Fonte: Autores.

Com o intuito de recuperar o máximo possível de solvente, a corrente 25 será enviada a um filtro centrífugo com empurrador (FC – 301). Este filtro foi selecionado devido a sua alta eficiência na remoção de fluido do sólido, à sua capacidade de suportar vazões de entrada com uma alta proporção de sólido e à possibilidade de operar em regime contínuo.

A operação se dá com a alimentação no distribuidor do filtro, cuja cesta gira, distribuindo o sólido uniformemente pela tela da cesta e permitindo que entre na zona de alimentação (onde o líquido é filtrado). Devido ao movimento do empurrador (equipamento que se move horizontalmente e também rotaciona para promover o deslocamento do sólido), como ilustrado na Figura 23, o sólido é distribuído na zona de alimentação e é transportado para o tubo de descarga de sólidos do equipamento.

Figura 23 – Filtro centrífugo com empurrador.



Fonte: (Adaptação de TEMA MACHINERY, 2021).

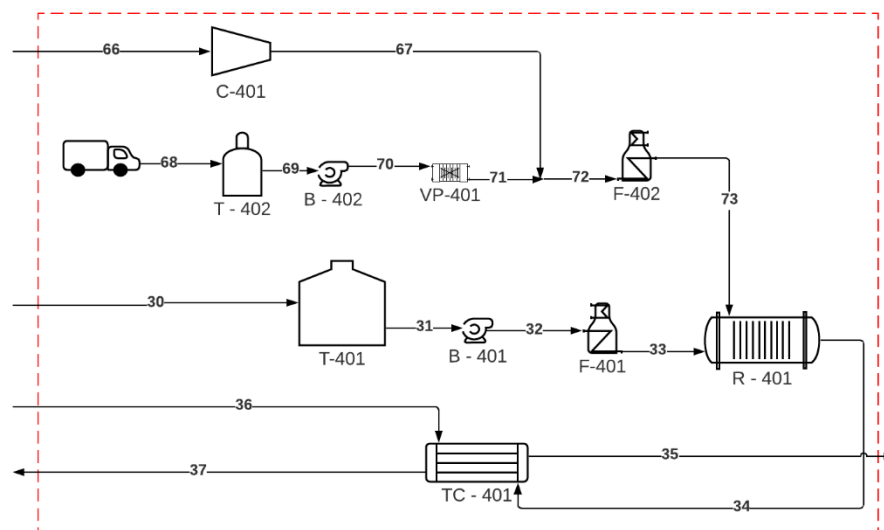
Em seguida, a corrente líquida que sai do filtro (corrente 28) será misturada à corrente extrato (corrente 20) e levada a um trocador de calor (TC – 301) para resfriar a mistura, facilitando a separação de fases, e, em seguida, é enviada ao decantador (D – 301), de modo a separar a fase orgânica (óleo bruto) da fase aquosa (etanol e água), resultando em duas correntes: uma composta pelo óleo bruto (corrente 30), que será utilizado na etapa de produção do HVO; e uma composta por etanol e água que será enviada para dois trocadores de calor em série antes de ser alimentada na torre de destilação (TD - 301). Salienta-se que o primeiro trocador de calor (TC – 401) terá a função de aproveitamento de energia (mais explicado no

Apêndice B.3), enquanto o segundo terá a função de aquecer a corrente até a temperatura ideal para o processo de destilação, vide Apêndice B.3. Após a destilação, a corrente de topo (corrente 39), composta por etanol 94% (m/m), retornará ao processo, enquanto que a corrente de fundo (corrente 40), composta por etanol a 0,36%, será resfriada até 40 °C, conforme especificações determinadas por legislação e descartada.

7.2.4 Área 400 - Hidrotratamento catalítico

Na Figura 24, apresenta-se de forma ampliada a área 400 para melhor visualização e entendimento.

Figura 24 – Área 400 do fluxograma.



Fonte: Autores.

Separado o óleo bruto do solvente (corrente 30), esse será enviado ao tanque pulmão (T – 401) e, posteriormente, ao reator (R – 401), o qual é preenchido com o catalisador de $\text{Al}_2\text{O}_3/\text{NiMo}$ para o hidrotratamento catalítico, juntamente com hidrogênio. Devido ao R – 401 operar a 310 °C, a corrente do óleo será bombeada pela B – 401 do T – 401 até a fornalha F – 401 para ser aquecida até a temperatura ideal para o hidrotratamento. A corrente de hidrogênio alimentado ao reator é proveniente da mistura da corrente de hidrogênio recuperado (corrente 66), como apresentado na Seção 7.2.6, a qual é recomprimida até a pressão de operação por meio do compressor C – 401 (Anexo O), juntamente com uma corrente de hidrogênio do tanque de armazenamento T – 402 de reposição da fração não recuperada

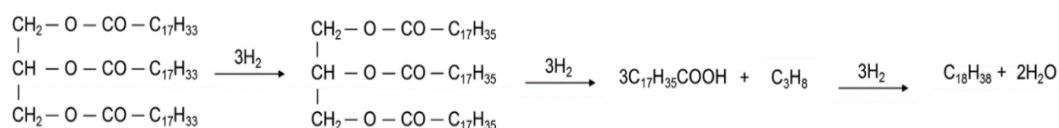
(corrente 71). Ressalta-se que o hidrogênio proveniente do T – 402, que se encontra na condição líquida, é comprimido até a pressão de operação por meio de uma bomba criogênica B – 402 (Anexo M), e então direcionado ao vaporizador a ar VP – 401 até a temperatura de 15 °C (Anexo N). As correntes são, então, misturadas, aquecidas pela fornalha F – 402 e, então, o hidrogênio é alimentado ao R – 401.

De acordo com Kubička e Tukač (2013), uma vez que a maioria dos triglicerídeos são compostos majoritariamente por ácidos graxos cuja cadeia apresenta 18 carbonos, como ácido esteárico, ácido oleico, linoleico e linolênico, essa se mostra uma estrutura como modelo confiável para aproximação da mistura complexa do óleo para descrever o avanço da reação, somado ao fato de que, após a etapa de hidrogenação, os compostos insaturados se convertem em ácido esteárico, cuja cadeia é saturada. Além disso, de acordo com o mesmo estudo do autor, em sistemas onde se observam uma alta relação de hidrogênio/óleo no meio, termodinamicamente, há tendência de deslocamento para formação exclusiva de octadecano como parafina resultante.

Sendo assim, tendo em vista a complexidade da composição do óleo de FA e os fatos mencionados, bem como a carência de estudos com os diversos compostos que o compõe, adotou-se, para fins de cálculo e simulação, que o óleo alimentado no reator é composto somente por triglicerídeos com cadeias de 18 carbonos, sendo estes compostos 50% por triestearina e 50% trioleína, em base mássica.

Portanto, tendo em vista que os compostos intermediários do mecanismo de reação apresentam constantes de reação com ordem de grandeza muito superiores, não impactando no avanço da reação, considerou-se as etapas reacionais de hidrogenação, craqueamento e desoxigenação, respectivamente, apresentadas na Figura 25.

Figura 25 – Sequência de reações para hidrotreatamento a partir da trioleína.



Fonte: Autores.

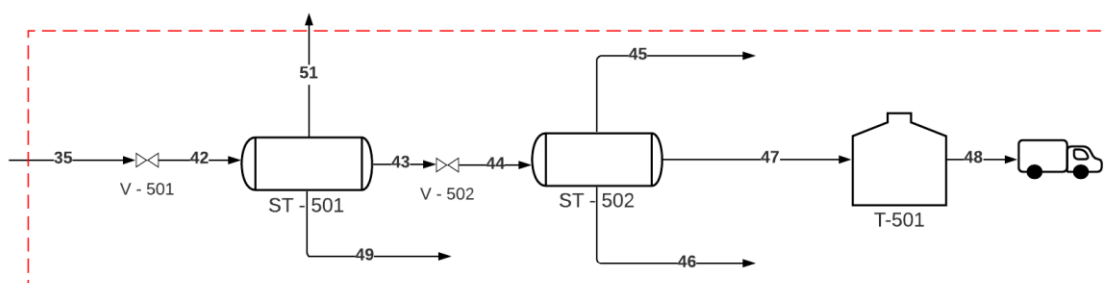
Por fim, após a conversão do óleo, a mistura reacional contendo o HVO (corrente 32), na forma de octadecano, é direcionada ao trocador de calor TC – 401 para aproveitamento de

energia, vide Apêndice B.3, para, posteriormente ser enviado à etapa de purificação, a fim de atender às especificações estabelecidas por legislação.

7.2.5 Área 500 - Purificação do HVO

A área 500, para purificação do HVO, está apresentada na Figura 26 para melhor entendimento das etapas.

Figura 26 – Área 500 do fluxograma.



Fonte: Autores.

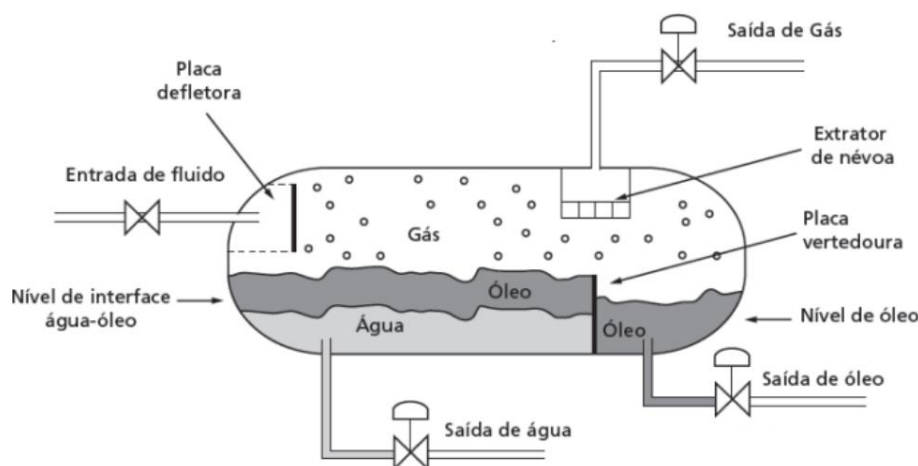
A mistura reacional oriunda do reator de hidrotratamento (R – 401) é composta por duas fases líquidas e uma fase gasosa. Desse modo, a fim de separar o HVO das demais fases, a mistura reacional (corrente 33) será enviada, após passar pelo trocador de calor TC – 401, a um separador trifásico (ST – 501), gerando 3 correntes: uma corrente gasosa (corrente 51), composta por propano e hidrogênio não reagido; uma corrente líquida leve (corrente 43), composta por octadecano (HVO), traços de etanol e água, e óleo não reagido; e uma corrente líquida pesada (corrente 49), composta por água e traços de etanol. Destaca-se que a V – 501 e V – 502 serão válvulas de redução de pressão, sendo a primeira responsável por reduzir a pressão da corrente de 40 a 25 bar e a segunda por reduzir de 25 a 1 bar.

O separador trifásico é um equipamento pressurizado, geralmente utilizado no processamento primário de petróleo, que promove a separação das fases da mistura (gás, óleo e água). Devido à considerável diferença de densidade entre as fases líquida e gasosa, a separação do gás acontece de forma relativamente simples, bastando apenas uma dispersão inicial do fluido pelo emprego de defletores (MENDES, 2012). Desse modo, a fase líquida se deposita na parte inferior do reservatório. Já a separação da água do óleo é um pouco mais complexa, embora sejam imiscíveis, devido à formação de emulsão que dificulta a separação

(MENDES, 2012). Entretanto, no caso em questão, a fase líquida, ao ser depositada na parte inferior do reservatório, formará duas fases líquidas por conta da diferença de densidades, sendo que a fase rica em água se depositará na parte inferior e a fase rica em HVO na fase superior. Assim, com o auxílio de um vertedouro, quando o nível de HVO atingir a altura máxima do vertedouro, esse será despejado em um segundo reservatório, promovendo a separação das fases.

Na Figura 27, observa-se o esquema de um separador trifásico típico. Na entrada do separador pode-se notar a presença de uma placa defletora para aumentar o grau de dispersão entre as fases. Após se chocar com a placa defletora, óleo e água vão para a parte inferior do separador, onde ocorre a separação entre os dois líquidos. Dependendo do tipo de emulsão pode ocorrer formação de espuma, sendo necessário outros dispositivos internos para melhorar a eficiência da separação (MENDES, 2012). Além disso, pode-se observar que na parte superior do tanque está o eliminador de névoa, cuja função é retirar da fase gasosa a dispersão de líquido carregada pelo gás.

Figura 27 – Separador trifásico típico.



Fonte: (Adaptação de PETROBRAS, 2010).

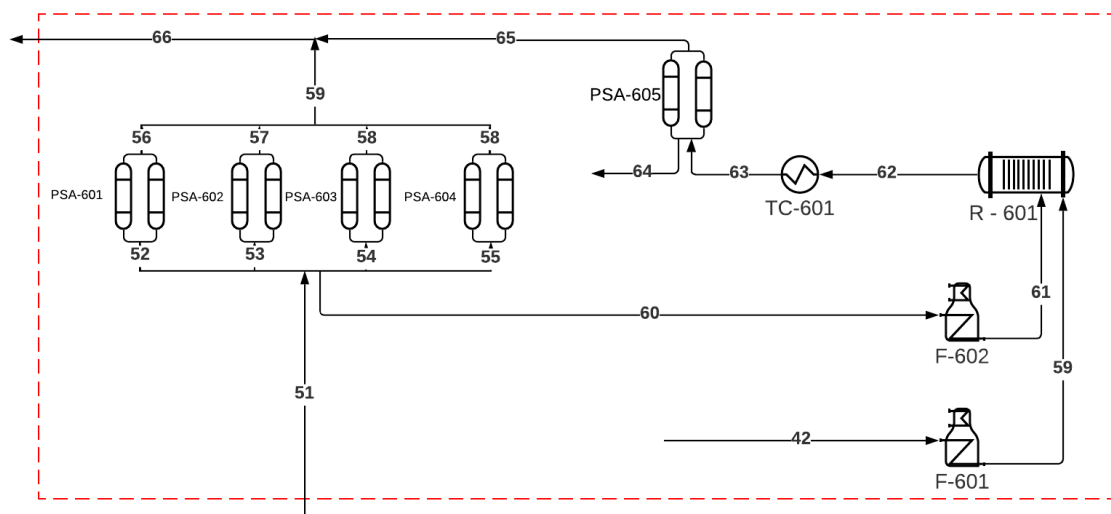
Por fim, separado o HVO das demais fases, a corrente rica em água (corrente 49) é aquecida por uma fornalha (F – 601) e direcionada ao reformador a vapor (R – 601), uma vez que é composta por 99,98% em base mássica de água, sendo, portanto, adequada para o meio de reforma catalítica. Já a corrente rica em HVO (corrente 43) será encaminhada a um segundo separador trifásico (ST – 502) para que o óleo não reagido durante a reação de hidrotratamento se separe do HVO devido à diferença considerável de densidades, obtendo-se, assim, o produto

nas especificações exigidas e duas correntes que serão descartadas. Já a corrente gasosa (corrente 51) será encaminhada à seção de recuperação de hidrogênio, a qual se inicia com a purificação em torres PSA para que o hidrogênio seja recuperado e retornado ao processo. É importante destacar que, devido às considerações adotadas para a composição do óleo e a cinética de reação, o sistema de purificação é simplificado quando comparado ao processo real, onde seria necessária uma etapa de destilação para separação das respectivas faixas de hidrocarbonetos formados.

7.2.6 Área 600 - Recuperação do hidrogênio

A área 600, para recuperação do hidrogênio, está apresentada na Figura 28 para melhor entendimento das etapas.

Figura 28 – Área 600 do fluxograma.



Fonte: Autores.

A fim de estabelecer um sistema mais eficiente e mais sustentável, ambiental e economicamente, a fase gasosa oriunda do primeiro separador trifásico (corrente 51) será encaminhada para a primeira seção de torres de adsorção PSA (PSA – 601 a PSA – 604), onde serão geradas duas correntes: uma composta por hidrogênio purificado (corrente 59) e outra composta por hidrogênio não recuperado, propano e possíveis traços de dióxido de carbono (corrente 60). A corrente 60 é então encaminhada ao reformador a vapor (R – 601), a fim de gerar hidrogênio a partir do propano.

Sendo assim, a corrente resultante da reforma a vapor (corrente 62), composta por hidrogênio e dióxido de carbono, é encaminhada ao trocador de calor TC – 601 para reduzir a temperatura da corrente até a temperatura de operação da PSA – 605, isto é, reduzir a temperatura de 260 a 31 °C. Em seguida, a corrente é enviada à PSA – 605 para purificar novamente o hidrogênio gerado em conjunto com o hidrogênio não separado na etapa de purificação anterior. A corrente 65, composta por hidrogênio purificado, retorna ao processo após ser misturada com a corrente da primeira seção PSA e comprimida à pressão de operação, enquanto a corrente 64, composta por dióxido de carbono, é liberada na atmosfera.

7.3 ARMAZENAMENTO DE MATÉRIAS-PRIMAS E PRODUTOS

7.3.1 Farelo e seu óleo

É sabido que produtos agrícolas estão sujeitos à propagação microbiana, necessitando de tratamento para serem conservados a longo prazo, como no caso do FA que apresenta alta instabilidade durante o armazenamento (SOARES, 2015). Embora a estabilização das enzimas seja um método eficaz para estender a vida útil do FA, cerca de 3 meses segundo Orthofer (2005), ainda é necessário a utilização de técnicas mais avançadas de condicionamento.

Consequentemente, analisando o custo benefício, optou-se por não armazenar o FA por longos períodos (apenas por 3 dias nos silos de recebimento), mas sim o óleo, uma vez que se mantém sua alta estabilidade e baixa oxidação por cerca de 8 meses sem nenhum tratamento (ZÚÑIGA-DIAZ *et al.*, 2017). Portanto, a empresa deverá extrair o óleo de todo o FA até a próxima compra, a qual ocorrerá duas vezes na semana.

7.3.2 Farelo desengordurado

A deterioração do FA ocorre devido às enzimas lipolíticas presentes em sua composição hidrolisarem óleo. Entretanto, o FAD possui baixo percentual de óleo residual em sua composição a ser hidrolisado, admitindo um período de tempo maior de armazenamento em relação ao FA. Contudo, devido à grande quantidade de FAD gerado durante a produção diária, esse será depositado em silos e enviado diariamente a fabricantes de ração animal da região.

7.3.3 HVO

Entidades responsáveis pela distribuição de combustíveis devem levar em consideração o tempo de degradação do produto, principalmente em se tratando de biocombustíveis. Contudo, diferentemente do biodiesel, o HVO não apresenta problemas de estabilidade durante o armazenamento a curtos e médios períodos de tempo (AATOLA; LARMI; SARJOVAARA, 2008).

Sabe-se que, em condições ideais (temperaturas amenas e baixa umidade), o diesel fóssil pode ser armazenado de 6 a 12 meses, sem nenhum tratamento (BELL PERFORMANCE, 2020). Desse modo, visto que as propriedades do HVO são muito similares às propriedades do diesel fóssil, pode-se considerar que ele poderia ser armazenado pelo mesmo período de tempo. No entanto, optou-se por encaminhar o HVO às distribuidoras diariamente, mas mantendo um tanque de armazenamento com capacidade para 5 dias, precavendo-se de eventuais emergências.

8 PROJETO DO PROCESSO

O balanço de massa e o de energia foram elaborados com base nos fenômenos relacionados às respectivas operações, sendo que algumas etapas do processo foram calculadas com auxílio de um *software* de simulação. Sendo assim, em cada operação, fez-se considerações para fins de cálculo, bem como os métodos termodinâmicos adequados às condições e à composição dos sistemas, que serão apresentados a seguir. Definidos os balanços, é possível dimensionar os equipamentos e as utilidades.

8.1 BALANÇO DE MASSA

Com base na participação de mercado equivalente a 25% da produção de FA do Rio Grande do Sul, definido pela empresa, tal como o período de operação de 24 horas por dia e 355 dias por ano, tomou-se como base de cálculo a alimentação de FA. Desta forma, foi possível encontrar os valores das principais correntes globais de alimentação e produto do processo, relacionados na Tabela 9, por meio de balanços de massa, calculados no Apêndice A, baseados no rendimento das operações e proporções de literaturas.

Tabela 9 – Principais correntes de entrada e saída do processo.

Corrente	Componente	Vazão (kg/h)
2	FA	20.274,4
10	Etanol 94%	63.386,7
26	FAD	11.058,0
31	Óleo	2.848,2
73	Hidrogênio	850,0
47	HVO	2.443,0

Fonte: Autores.

8.1.1 Área 100 – Tratamento do FA

Após a chegada do FA na unidade industrial, esse é, primeiramente, direcionado por um transportador de correia enclausurado a uma peneira para separar as impurezas e,

posteriormente, segue pela transportadora até uma extrusora para secagem e estabilização do FA. As vazões mássicas da peneira e da extrusora são apresentadas na Tabela 10 e calculadas no Apêndice A.1.

Tabela 10 – Vazões mássicas da peneira e da extrusora.

Corrente	Componente	Vazão (kg/h)
1	FA	20.274,4
3	FAP ^a	16.219,5
4	FAE ^b	15.846,7

Fonte: Autores.

^aFAP representa o FA peneirado. ^bFAE representa o FA extrudado.

8.1.2 Área 200 – Extração

O FAE é, então, encaminhado para os extratores sólido-líquido pelo transportador de correia enclausurado, onde há a entrada do FAE em formato de pellets e de etanol hidratado a 94%, utilizado como solvente, de modo que o óleo possa ser extraído. As vazões mássicas de entrada e suas composições encontram-se na Tabela 11, as quais foram determinadas conforme proporção sólido-líquido apresentada por Capellini (2013).

Tabela 11 – Vazões mássicas de entrada do conjunto de extratores.

Corrente	Componente	Composição (% m/m)	Massa por batelada (kg) ^a
11	Etanol	94	29.791,8
	Água	6	1.901,6
4	Sólido inerte	66,32	5.467,8
	Água	13	1.030,0
	Óleo	20,68	1.425,5

Fonte: Autores.

^a Vazão de entrada em um único extrator.

A partir dos cálculos desenvolvidos no Apêndice A.2, baseados no balanço de massa e em estudos de Capellini (2013), Capellini *et al.* (2017) e Rodrigues e Oliveira (2010), determinou-se as correntes de saída dos extratores, vide Tabela 12.

Tabela 12 – Vazões mássicas de saída do conjunto de extratores.

Corrente	Componente	Composição (% m/m)	Vazão (kg/h) ^a
20	Etanol	89,37	27.783,6
	Água	6,27	1.949,1
	Óleo	4,36	1.354,3
25	Sólido Inerte	64,1	5.467,7
	Etanol	23,54	2.008,2
	Água	11,52	982,5
	Óleo	0,84	71,3

Fonte: Autores.

^a Vazão de saída em um único extrator.

Em seguida, a corrente 20 será enviada para o decantador e a corrente 25 para o filtro centrífugo, as quais serão retomadas adiante.

8.1.3 Área 300 – Recuperação do solvente

A corrente 25 será direcionada a um filtro centrífugo para remoção do líquido que permaneceu retido no sólido. Desse modo, baseado em Bonhomme *et al.* (2013) e ratificado pelo fabricante do equipamento, vide Anexo I, foi possível realizar o balanço de massa do equipamento, vide Apêndice A.3. As vazões mássicas de entrada e saída do filtro podem ser visualizadas na Tabela 13.

Tabela 13 – Vazões mássicas do filtro centrífugo.

Corrente	Componente	Composição (% m/m)	Vazão (kg/h)
25 ^a	Água	11,52	1.965
	Etanol	23,54	4.016,4
	Óleo	0,84	142,6
	Sólido Inerte	64,1	10.935,5
28	Água	32,08	1.925,7
	Etanol	65,59	3.936,1
	Óleo	2,33	139,7
26	Água	0,36	39,3
	Etanol	0,73	80,3
	Óleo	0,03	2,9
	Sólido Inerte	98,89	10.935,5

Fonte: Autores.

^a Vazão de 2 extratores, conforme detalhado no Apêndice C.3

A corrente 26 constitui o produto FAD, sendo encaminhada para os silos de armazenamento, enquanto a corrente 28 será unida com a corrente 20 e enviada ao decantador, uma vez que ambas têm os mesmos componentes. Sendo assim, as vazões mássicas encontram-se na Tabela 14 e os balanços materiais determinados no Apêndice A.4.

Tabela 14 – Vazões mássicas do decantador.

(Continua)			
Corrente	Componente	Composição (%m/m)	Vazão (kg/h)
29	Água	8,54	5.824
	Etanol	87,28	59.503,2
	Triestearina ^a	2,09	1.424,1
	Trioleína ^a	2,09	1.424,1
36	Água	8,92	5.823,9
	Etanol	91,08	59.500,4

Tabela 14 – Vazões mássicas do decantador.

(Conclusão)			
Corrente	Componente	Composição (%m/m)	Vazão (kg/h)
30	Água	0,002	0,06
	Etanol	0,098	2,83
	Triestearina ^a	49,95	1.424,10
	Trioleína ^a	49,95	1.424,10

Fonte: Autores.

^a Simplificação do óleo para fins de cálculo devido à complexidade da composição real.

Por fim, a corrente 30 é direcionada ao tanque pulmão, enquanto a corrente 36 é encaminhada para a torre de destilação, finalizando a etapa de recuperação do solvente. Na torre de destilação, a solução de etanol é concentrada até a composição inicial do solvente de 94% (m/m) e obtida no topo. Já na corrente de fundo definiu-se a composição de etanol como sendo de 0,36% (m/m), a fim de recuperar a maior quantidade de solvente dentro das capacidades da torre. Desse modo, as vazões mássicas, bem como as respectivas composições das correntes da torre de destilação, estão expostas na Tabela 15 e os balanços materiais determinados no Apêndice A.5.

Tabela 15 – Vazões mássicas da torre de destilação.

Corrente	Componente	Composição (%m/m)	Vazão (kg/h)
38	Água	8,92	5.823,9
	Etanol	91,08	59.500,4
39	Água	6,00	3.794,2
	Etanol	94,00	59.493,1
40	Água	99,64	2.029,8
	Etanol	0,36	7,2

Fonte: Autores.

Em seguida, a corrente 39 retorna ao processo e a corrente 40 será resfriada, para respeitar normas ambientais, e descartada.

8.1.4 Área 400 – Hidrotratamento catalítico

A corrente 33 é direcionada ao reator TBR adiabático (R – 401), onde ocorrerá o processo de hidrotratamento catalítico, juntamente com a corrente 73, constituída pelo gás hidrogênio. Cabe ressaltar que a conversão do reator é de 98,8% em termos de triestearina. Desse modo, as vazões mássicas do reator TBR encontram-se na Tabela 16 e os balanços materiais determinados no Apêndice A.6.

Tabela 16 – Vazões mássicas do reator TBR.

Corrente	Componente	Composição (%m/m)	Vazão (kg/h)
73	Hidrogênio	100	850,0
33	Água	0,002	0,06
	Etanol	0,098	2,83
	Triestearina	49,95	1424,10
	Trioleína	49,95	1.424,10
34	Hidrogênio	20,63	763,68
	Água	9,25	342,31
	Triestearina	0,95	35,18
	Propano	3,77	139,62
	Octadecano	65,32	2.417,47
	Etanol	0,08	2,83

Fonte: Autores.

8.1.5 Área 500 – Purificação do HVO

A primeira etapa de purificação consiste em enviar a corrente 34 ao primeiro separador trifásico, de modo que o octadecano, aqui chamado de HVO (corrente 43), seja separado da fase gasosa (corrente 51), composta majoritariamente por hidrogênio não reagido e propano, e da fase pesada (corrente 49), composta por água e etanol. Sendo assim, as vazões de entrada e saída do primeiro separador trifásico são apresentadas na Tabela 17 e os balanços materiais determinados no Apêndice A.7.

Tabela 17 – Vazões mássicas do primeiro separador trifásico.

Corrente	Componente	Composição (%m/m)	Vazão (kg/h)
42	Hidrogênio	20,63	763,68
	Água	9,25	342,31
	Triestearina	0,95	35,18
	Propano	3,77	139,62
	Octadecano	65,32	2.417,47
	Etanol	0,08	2,83
51	Hidrogênio	84,74	763,21
	Água	0,77	6,89
	Propano	14,40	129,73
	Etanol	0,09	0,86
49	Água	99,99	333,06
	Etanol	0,01	0,02
43	Água	0,09	2,36
	Triestearina	1,43	35,18
	Propano	0,40	9,89
	Octadecano	97,98	2.417,48
	Etanol	0,08	1,96
	Hidrogênio	0,02	0,47

Fonte: Autores.

A fim de recuperar o hidrogênio utilizado, a corrente 51 será enviada às torres PSA para purificação e geração de hidrogênio. Já a corrente 49 será enviada ao reformador ao vapor para participar da geração de hidrogênio. Além disso, com a finalidade de que a corrente 43 se caracterize como HVO, a corrente é enviada para um segundo separador trifásico, cujas vazões de entrada e saída estão expostas na Tabela 18 e os balanços materiais determinados no Apêndice A.7.

Tabela 18 – Vazões mássicas do segundo separador trifásico.

Corrente	Componente	Composição (%m/m)	Vazão (kg/h)
44	Água	0,09	2,36
	Triestearina	1,43	35,18
	Propano	0,40	9,89
	Octadecano	97,98	2.417,48
	Etanol	0,08	1,96
	Hidrogênio	0,02	0,47
45	Água	8,30	0,43
	Propano	80,63	4,18
	Octadecano	0,06	0,003
	Etanol	2,17	0,11
	Hidrogênio	8,84	0,46
47	Água	0,079	1,92
	Triestearina	0,003	0,07
	Propano	0,234	5,68
	Octadecano	99,607	2.416,22
	Etanol	0,076	1,84
46	Água	0,012	0,004
	Triestearina	96,459	35,109
	Propano	0,081	0,029
	Octadecano	3,437	1,251
	Etanol	0,009	0,003

Fonte: Autores.

Finalizado o processo, a corrente 47 é enviada ao tanque de armazenamento e as correntes 45 e 46 são descartadas.

8.1.6 Área 600 – Recuperação do hidrogênio

A recuperação do hidrogênio é composta por uma purificação inicial do hidrogênio, a fim de separar o propano presente na corrente, seguido do processo de reforma a vapor e, por

fim, uma segunda etapa de purificação para remoção de CO₂ gerado na reforma. Sendo assim, as vazões da primeira seção de purificação de hidrogênio em torres PSA (PSA-601 a PSA-604) estão apresentados nas Tabelas 19. E os balanços materiais determinados no Apêndice A.8.

Tabela 19 – Vazões mássicas da torre PSA-601 a PSA-604.

Corrente	Componente	Composição (%m/m)	Vazão (kg/h)
51	Hidrogênio	84,74	763,21
	Água	0,77	6,89
	Propano	14,40	129,73
	Etanol	0,09	0,86
60	Hidrogênio	35,69	76,32
	Água	3,22	6,89
	Propano	60,68	129,73
	Etanol	0,41	0,86
59	Hidrogênio	100	686,88

Fonte: Autores.

Ao final do ciclo de purificação da primeira seção PSA, inicia-se o ciclo de dessorção das impurezas retidas, produzindo uma corrente rica em propano (corrente 60), a qual é encaminhada ao reformador a vapor, juntamente com uma corrente de vapor (corrente 50). Já a corrente 59 será enviada de volta para o processo de hidrotreatamento. Desse modo, as vazões de entrada e saída do reformador a vapor podem ser visualizadas na Tabela 20 e os balanços materiais determinados no Apêndice A.8.

Tabela 20 – Vazões mássicas do reformador a vapor.

(Continua)			
Corrente	Componente	Composição (%m/m)	Vazão (kg/h)
61	Hidrogênio	35,69	76,32
	Água	3,22	6,89
	Propano	60,68	129,73
	Etanol	0,41	0,86

Tabela 20 – Vazões mássicas do reformador a vapor.

(Conclusão)

Corrente	Componente	Composição (%m/m)	Vazão (kg/h)
50	Água	99,99	333,06
	Etanol	0,01	0,02
62	Hidrogênio	24,80	135,63
	Água	4,02	21,99
	Etanol	0,16	0,88
	CO ₂	71,02	388,38

Fonte: Autores.

Em seguida, a corrente 62 é enviada à segunda seção de purificação (PSA-605) para remoção do CO₂. Sendo assim, as vazões da segunda seção de purificação de hidrogênio na PSA – 605 está apresentada na Tabela 21.

Tabela 21 – Vazões mássicas da torre PSA-605.

Corrente	Componente	Composição (%m/m)	Vazão (kg/h)
63	Hidrogênio	24,80	135,63
	Água	4,02	21,99
	Etanol	0,16	0,88
	CO ₂	71,02	388,38
64	Hidrogênio	3,19	13,56
	Água	5,18	21,99
	Etanol	0,21	0,88
	CO ₂	91,42	388,38
65	Hidrogênio	100	122,07

Fonte: Autores.

Finalizada a etapa de recuperação, a corrente 65 retorna ao processo e a corrente 64 é descartada. Portanto, observa-se que a etapa de recuperação permite recuperar 95,17% do hidrogênio demandado no reator de hidrotreatamento, ao passo que, caso fosse utilizado somente

a primeira seção PSA de purificação, seriam recuperados apenas 80,81% do hidrogênio utilizado no processo (em base mássica).

8.2 BALANÇO DE ENERGIA

O balanço de energia do processo de produção do HVO foi realizado com base nos dados operacionais apresentados na Tabela 22, na qual estão dispostos também os resultados obtidos para os parâmetros calculados, cujo detalhamento encontra-se no Apêndice B. Ademais, o balanço de energia da maioria dos equipamentos foi obtido por meio de simulador computacional.

É válido salientar que a extrusora (E – 101) será responsável por inativar as enzimas e reduzir a umidade do FA por meio de aquecimento elétrico. Ainda, o trocador de calor TC – 302 será responsável por aquecer a corrente de etanol antes de ingressar na torre de destilação, sendo vapor saturado a 10 bar o fluido de aquecimento. Já os trocadores de calor TC – 301, TC – 303 e TC – 601 serão responsáveis por resfriar, respectivamente, a corrente de óleo antes de ingressar no decantador, a corrente de fundo da torre de destilação e a corrente gasosa antes de ingressar na PSA – 605, sendo a água a 30 °C o fluido de resfriamento. No caso do TC – 401, esse será responsável por aproveitar a energia da corrente oriunda do reator de hidrotreatamento (R – 401) para aquecer a corrente de etanol oriunda do decantador, que em seguida é enviada ao TC – 302 para atingir a temperatura ideal para o processo de destilação.

Em se tratando da corrente de óleo que ingressará no R – 401, da corrente de vapor e da corrente de propano que ingressarão no reator de reforma (R – 601), da corrente de óleo térmico da camisa de aquecimento do R – 601 e da corrente de hidrogênio recuperado que retornará ao processo, será necessário aquecimento a altas temperaturas, logo, optou-se por utilizar fornalhas, vide seção 8.4.7, sendo a casca de arroz o combustível das fornalhas.

Ressalta-se que não foi realizado balanço de energia no R – 401, uma vez que esse é adiabático e a taxa de reação não sofre grandes alterações sem a remoção de calor, portanto, um encamisamento não se fez necessário, apenas um isolamento, ao passo que o R – 601 necessita de encamisamento, por ser isotérmico e pelo fato da reação de geração de hidrogênio ser bastante endotérmica, além da taxa de reação ser muito sensível à mudança de temperatura.

Também, é apresentado na Tabela 22 o balanço de energia do vaporizador, que é responsável por pré-aquecer o hidrogênio líquido utilizando ar e, conseqüentemente, vaporizá-

lo devido ao seu baixo ponto de ebulição. Dessa forma, depois de comprimido e vaporizado, pode seguir para as etapas posteriores do processo.

Ao longo do processo são utilizadas também bombas, dentre as quais se encontram tanto bombas com função exclusiva de transporte e elevação de fluidos quanto bombas com finalidade de transportar e comprimir os fluidos nas respectivas pressões de operação. Analogamente, é utilizado um compressor no processo para compressão de hidrogênio gasoso à pressão de operação do reator TBR. É válido ressaltar que serão utilizados outros dois compressores para fornecimento de ar comprimido, sendo um destinado ao sistema *air-lift* para captação de água de poço e outro para suprimento de ar comprimido aos equipamentos na oficina de manutenção, os quais serão retomados na seção 8.4.5. Portanto, o balanço de energia e seleção das bombas e compressores utilizados são apresentados na Tabela 23.

Por fim, para suprir a demanda de vapor do refervedor da torre de destilação e do trocador TC – 301, serão utilizadas 3 caldeiras, sendo a casca de arroz o combustível das caldeiras, as quais serão retomadas na seção 8.4.7, bem como a demanda de água para o condensador da torre de destilação na seção 8.4.1.

Tabela 22 – Balanço de energia dos equipamentos.

(Continua)

Equipamento	Fase	Vazão (kg/h)	T (°C)	P (bar)	Demanda Energética (kW)	Área de Troca Térmica (m ²)
E – 101	S	16.219,5	24,8	1	335,56	-
	S	15.846,7	105			
TC – 301	L	68.175,38	81,2	1	-21.399,17	4.254,61
	L	614.036,56	30	1		
	L	68.175,38	31	1		
	L	614.036,56	60	1		
TC – 302	L	65.324,34	61,6	1	414,17	4,61
	G	1.721,22	179,9	10		
	L	65.324,34	75	1		
	L	1.721,22	179,9	10		

Tabela 22 – Balanço de energia dos equipamentos.

(Conclusão)

Equipamento	Fase	Vazão (kg/h)	T (°C)	P (bar)	Demanda Energética (kW)	Área de Troca Térmica (m ²)
TC – 303	L	2.036,95	99	1	-145,41	7,91
	L	4.172,31	30	1		
	L	2.036,95	40	1		
	L	4.172,31	60	1		
TC – 401	L	65.324,34	31	1	2.383,63	31,31
	L/G	3.701,09	436	40		
	L	65.324,34	61,6	1		
	L/G	3.701,09	31	40		
TC – 601	G	546,89	260	25	-170,77	6,38
	L	4.900,21	30	1		
	G	546,89	31	25		
	L	4.900,21	60	1		
VP – 401	L	41,1	-248	40	48,89	-
	G	41,1	15	40		

Fonte: Autores.

Tabela 23 – Balanço de energia das bombas.

(Continua)

Bomba	Vazão (kg/h)	Elevação (m)	Potência Comercial (hp)	ΔP (bar)
B – 401	2.851,2	-	20	39
B – 402	41,04	-	3,0	39
BP1	99,36	5,5	1,0	0
BP2	63.386,6	19,4	7,5	0
BP3	63.386,6	5,0	3,0	0
BP4	62.173,8	-1,5	1,0	0
BP5	2.851,2	8,0	1,0	0
BP6	65.324,5	0,0	1,0	0
BP7	65.324,5	0,0	1,0	0

Tabela 23 – Balanço de energia das bombas.

(Continuação)

Bomba	Vazão (kg/h)	Elevação (m)	Potência Comercial (hp)	ΔP (bar)
BP8	65.324,5	12,0	4,0	0
BP9	3.701,2	0,0	1,0	0
BP10	2.467,4	0,0	1,0	0
BP11	2.467,4	12,4	1,0	0
BP12	333	5,0	1,0	0
BQ1	134.615,2	5,0	5,5	0
BQ2	1.721,2	5,0	1,0	0
BQ3	132.893,6	0,0	1,0	0
BQ4	132.831,7	5,0	4,0	0
BF1	120.941,3	11	7,5	0
BF2	120.941,3	22	15,0	0
BF3	120.941,3	22	15,0	0
BF4	120.941,3	4,5	4,0	0
BF5	2.279.181,2	-	7,5	0
BF6	4.900,3	5,0	1,0	0
BF7	2.274.280,9	-	7,5	0
BF8	4.172,4	-	1,0	0
BF9	2.270.108,5	-	3,0	0
BF10	1.656.072	20,0	180,0	0
BF11	614.036,5	-	5,5	0
BF12	4.172,4	5,0	20,0	0
BF13	2.274.280,9	5,0	1,0	0
BF14	2.274.280,9	-	7,5	0
BF15	4.900,3	-	1,0	0
BF16	2.270.108,5	16,0	200,0	0
BF17	14.985	5,0	1,0	0
BF18	14.805,4	5,0	1,0	0
BF19	6.101,6	5,0	1,0	0

Fonte: Autores.

BP: Bomba de processo; BQ: Bomba de água quente; BF: Bomba de água fria.

8.3 DIMENSIONAMENTO DE EQUIPAMENTOS

A seguir são apresentados os equipamentos e reservatórios necessários para a operação de cada setor da produção. No entanto, equipamentos como torre de resfriamento, fornalhas e caldeiras não serão apresentados nessa seção, uma vez que não pertencem necessariamente a um setor, sendo a primeira apresentada na seção 8.4.1 e as demais na seção 8.4.7. Em se tratando das bombas e trocadores de calor, aquelas já foram apresentadas na Tabela 23 e determinadas no Apêndice B.8 e estes já foram apresentados na Tabela 22 e determinados no Apêndice B.3.

8.3.1 Área 100 – Tratamento do FA

Na área de tratamento do FA estão dispostos os silos de FA, a peneira e a extrusora, cujo transporte é feito por transportadoras.

O transporte do FA, desde a saída do silo até a saída do filtro centrífugo, dividido em 4 correntes principais e 8 secundárias, é realizado por um transportador de correia do tipo enclausurado, com a capacidade de 162 m³/h (90 ton/m³), modelo ALHR 18” da empresa Alliance, vide Anexo B.

Devido ao fato de o FA não ser armazenado por muito tempo, os silos servirão apenas para recebimento da matéria-prima, uma vez que todo o seu óleo será extraído até a próxima compra, a qual foi definida para ocorrer 2 vezes por semana. Diariamente, utiliza-se 380.320,3 kg de FA, logo, serão necessários silos com capacidade de 3,5 dias, vide Apêndice C.1. Sendo assim, optou-se por armazenar o FA em 2 silos de 532,2 m³ cada, modelo 2412-E da empresa Kepler Wever, vide Anexo C.

Com o intuito de obter-se partículas com diâmetro menor que 0,40 mm, o FA entrará em uma peneira modelo PV-150/250 da empresa Ferraz Máquinas, vide Anexo D, a uma vazão de 20.274,4 kg/h e sairá a 16.219,5 kg/h, considerando o rendimento de 80% (BEDIN, 2018), vide Apêndice A.1.

Já a extrusora deverá ter alimentação de 16.219,5 kg/h e saída de 15.846,7 kg/h, ser capaz de atingir temperaturas maiores ou iguais a 105 °C e possuir controle de umidade, logo, dentre as disponíveis no mercado com essas características, escolheu-se o modelo E-240AD da empresa Ferraz Máquinas, vide Anexo E, que comporta entre 9 e 16 ton/h, consome 450 hp de potência.

8.3.2 Área 200 – Extração

Na área de extração estão dispostos o tanque de etanol e os extratores. Em se tratando do armazenamento de etanol, a planta utilizará cerca de 1.926,94 m³ diariamente no processo de extração. No entanto, com a recuperação do etanol, é possível determinar que o gasto real de etanol por dia é cerca de 3,02 m³, vide Apêndice C.2. Assim, optou-se por um tanque de 2.344,97 m³, com 15 m de diâmetro e 13,27 m de altura da empresa Tecniplas, vide Anexo F, de modo que seja necessário reposição a cada 10 dias. Em outras palavras, nesse período, com a perda real de etanol, o tanque possuiria uma quantidade menor que o necessário para o processo ocorrer diariamente, exigindo reposição. Finalmente, os tanques serão circundados por uma bacia de contenção, conforme a norma ABNT NBR 17505-2:2006, com capacidade de 2.512,57 m³ (28,94 m x 28,94 m x 3 m), detalhada no Apêndice C.2.

Já em relação à extração, o volume total da mistura (etanol + FA) no processo é de 91,73 m³, vide Apêndice C.3, porém, a fim de manter o processo pseudocontínuo, serão utilizados 4 extratores batelada de 54,12 m³ (com altura e diâmetro de 4,10 m e 4 chicanas de 0,41 m de largura), vide Anexo G. A agitação será realizada por um impelidor de 1,37 m de diâmetro, constituído por 4 pás (0,27 m de altura e de 0,34 m de largura), vide Anexo H, com velocidade de 137,5 rpm. Os extratores irão operar em série e deverão consumir uma potência total de 259,82 kW.

8.3.3 Área 300 – Recuperação do solvente

Na área de recuperação do solvente estão dispostos o filtro centrífugo, o decantador, os silos de FAD e a torre de destilação.

O filtro centrífugo com empurrador, selecionado por apresentar as características relatadas nos itens 7.2.3 e 8.1.3, foi o filtro da marca Andritz modelo SZ 1250, de estágio único, conforme Anexo I.

Em relação ao decantador, ele terá uma corrente de alimentação de 68.175,4 kg/h e saídas de 2.851 kg/h da fase leve e 65.324,3 kg/h da fase pesada. Para que a separação ocorra é necessário um tempo de residência de 50,62 minutos em um tanque decantador horizontal de 3,5 m de diâmetro e 8 m comprimento, conforme detalhado no Apêndice C.5.

Quanto ao silo de FAD, como a quantidade gerada diariamente é muito grande, optou-se por não o armazenar por muito tempo, enviando-o diariamente para produtores de ração

animal da região. Desse modo, o silo servirá apenas para recebimento do produto, após sair do filtro, sendo necessário 1 silo elevado de 342,1 m³, vide Apêndice C.1, do modelo 2407-E da empresa Kepler Weber conforme Anexo C.

A torre de destilação utilizada na concentração do etanol, cujo dimensionamento é detalhado no Apêndice C.6, possui 40 pratos com eficiência global de 45,69%, além de refulvador e condensador parciais, e espaçamento de pratos de 24 polegadas, resultando numa altura de 24,38 m. Para suprir os requisitos hidráulicos da torre, os quais foram verificados por meio de simulador computacional, decorrentes das vazões internas de líquido e vapor, bem como as especificações desejadas do destilado, a torre opera com taxa de refluxo igual a 3,5 e apresenta 5,82 m de diâmetro.

8.3.4 Área 400 – Hidrotratamento catalítico

Na área de hidrotratamento estão dispostos os tanques de óleo bruto, o tanque de hidrogênio e o reator TBR.

Em se tratando do tanque de armazenamento de óleo, esse será um tanque pulmão com capacidade máxima de 10 dias de produção (748,71 m³, vide Apêndice C.4), uma vez que esse será o período de manutenção programada da fábrica. Logo, a fim de suprir essa demanda, serão necessários 3 tanques de 300 m³ cada da empresa Stringal Hurner conforme Anexo J. Além disso, os tanques serão circundados por uma bacia de contenção, conforme a norma ABNT NBR 17505-2:2006, com capacidade de 536,30 m³ (31 m x 10 m x 1,73 m), vide Apêndice C.4.

O tanque de hidrogênio terá capacidade de 71 m³, conforme o volume demandado e respectivo fator de segurança, vide Apêndice C.7. Logo, o tanque escolhido será da empresa Linde, na qual possui em catálogo, conforme Anexo L, tanques com capacidade de armazenamento de até 71 m³ (com fator de segurança de 13% em volume), com perda mássica diária de 0,95% ao dia (<44 kg/dia), sendo capaz de suprir a demanda de produção por 4 dias.

Em relação ao reator de hidrotratamento, esse será do tipo TBR (*Trickle-Bed Reactor*) com capacidade de 9,43m³ (1,25 m x 7,68 m), comportando 8.765,25 kg de Al₂O₃/NiMo conforme detalhado no Apêndice C.8.

8.3.5 Área 500 – Purificação do HVO

Na área de purificação do HVO estão dispostos os separadores trifásicos e o tanque de HVO. Em se tratando do primeiro separador trifásico, ele terá uma alimentação de 3.701,09

kg/h e saídas de 333,08 kg/h na fase pesada, 2.467,34 kg/h na fase leve e 900,69 kg/h na fase gasosa. Para tal, será necessário um separador horizontal com 1,22 m de diâmetro e 4,59 m de comprimento, vide Anexo K, sendo que a altura de represa é 0,85 m e o comprimento do compartimento da fase pesada e leve é 3,48 m e 1,11 m, respectivamente, conforme detalhado no Apêndice C.9.

Quanto ao segundo separador trifásico, ele terá uma alimentação de 2.467,34 kg/h e saídas de 36,40 kg/h na fase pesada, 2.425,73 kg/h na fase leve e 5,21 kg/h na fase gasosa. Para tal, será necessário um separador horizontal com 1,61 m de diâmetro e 11,12 m de comprimento, vide Anexo K, sendo que a altura de represa é 1,13 m e o comprimento do compartimento da fase pesada e leve é 10,55 m e 0,57 m, respectivamente, conforme detalhado no Apêndice C.9.

Já em relação ao tanque de armazenamento de HVO, a capacidade máxima será equivalente a 5 dias de produção (374,0 m³, vide Apêndice C.4) em caso de manutenção não programada de alguns equipamentos, logo, a fim de suprir essa demanda será necessário 1 tanque de 450 m³, vide Anexo J. Além disso, os tanques serão circundados por uma bacia de contenção, conforme a norma ABNT NBR 17505-2:2006, com capacidade de 481 m³ (12,67 m x 12,67 m x 3 m), conforme detalhado no Apêndice C.4.

8.3.6 Área 600 – Recuperação do hidrogênio

Na área de recuperação de hidrogênio estão dispostas as torres PSA e o reformador a vapor. Em se tratando das seções de purificação de hidrogênio, serão necessárias 5 torres PSA para suprir as demandas do processo, porém, dado o modo de operação deste equipamento com a alternância entre ciclos de adsorção e dessorção, a fim de manter o processo contínuo, serão utilizadas 10 torres PSA (5 pares) da empresa XEBEC, vide Anexo P, sendo a PSA – 601, PSA – 602, PSA – 603 e PSA – 604 para adsorção de propano, com capacidades iguais a 221,471 m³ (92” ½ x 12,765 m) comportando 36.857,2 kg de zeólita 13X cada e a PSA – 605 para adsorção de CO₂, com capacidades de 1,222 m³ (24” x 4,182 m) comportando 813,60 kg de zeólita cada, conforme detalhado no Apêndice C.10.

Já para o processo de reforma a vapor do propano, com conversão completa, será utilizado um reator de leito fixo (PBR) com capacidade de 0,5664 m³ (0,72 m x 1,3911 m) comportando 707,99 kg de Cr₂O₃-Al₂O₃/NiO, conforme detalhado no Apêndice C.11.

8.4 PROJETO DE INSTALAÇÕES DE UTILIDADES

Para o funcionamento das atividades desempenhadas na planta são necessários 4 tipos de utilidades principais, sendo elas: água fria, vapor, ar comprimido e combustíveis. Destes, surgem ainda duas utilidades secundárias: o condensado e a água quente, como será discutido. Portanto, são apresentadas a seguir as considerações adotadas, o consumo e o resultado do dimensionamento das linhas para as utilidades mencionadas.

8.4.1 Instalações de água fria

Água fria é utilizada na unidade tanto para fins de consumo direto nas instalações auxiliares quanto na área industrial. A fonte de água para ambas as aplicações se dará pela captação de um poço presente na área da indústria.

Para atividades básicas de consumo, estima-se a quantidade de água fria e aparelhos necessários a partir do número de funcionários, baseado nos limites e demandas estabelecidos por Macintyre (2010), conforme a Tabela 24.

Tabela 24 – Vazão de água fria por aparelho e quantidade dos respectivos aparelhos.

Local	Identificação	Quantidade	Vazão (L/min)
Área Administrativa	Bebedouro	2	3
	Pia	3	12
	Vasos Sanitários	4	9
Área Industrial	Bebedouro	3	3
	Pia	5	9
	Vasos Sanitários	5	12
	Chuveiros	4	12
	Mictórios	1	4,5

Fonte: Autores.

Assume-se que dos 85 funcionários, 30 utilizam os vestiários para banhos uma vez ao dia com duração de 5 minutos, consumindo 1,8 m³/dia de água. Ainda, tomou-se que cada funcionário utiliza o banheiro 3 vezes ao dia, com tempo de descarga de 1 min, tem-se assim

2,295 m³/dia. Para o consumo de água dos lavatórios, assume que cada funcionário lava as mãos 2 vezes ao dia por 1 min, resultando num consumo de 2,04 m³/dia. Já os bebedouros, admite-se que cada funcionário consome 1 L/dia de água, ocasionando num consumo de 85 L/dia. Portanto, o consumo total de água por parte dos colaboradores é de 6,22 m³/dia. Ainda, assume-se que os chuveiros serão aquecidos por resistência elétrica, sem necessidade de utilização de vapor para aquecimento.

Além do consumo nos prédios auxiliares, a água fria também será utilizada como fluido de resfriamento em trocadores de calor e condensador, na qual ficará em circulação em sistema fechado com uma vazão de 2.286,04 m³/h. Sendo assim, a água aquecida após passar pelos trocadores de calor é enviada a uma torre de resfriamento por indução, de dimensões 12 m x 12,5 m x 15,83 m, vide Anexo T, onde terá sua temperatura resfriada novamente até 30 °C e retornada ao sistema. O dimensionamento detalhado da torre pode ser encontrado no Apêndice C.12.

Deste sistema de resfriamento, serão necessários 105,96 m³/h de para reposição das perdas de água referente a torre de resfriamento e a caldeira. A perda na torre de resfriamento foi determinada por meio da correlação apresentada por Perry (1997) em função da vazão de água em circulação (W_c) e da faixa de resfriamento (ΔT), como exposto na Equação 9, resultando numa perda de 4,59% do total. Já para a caldeira determinou-se a perda de 0,001% do consumo total de vapor (DOMEL, 2021). A demanda de cada equipamento é apresentada na Tabela 25.

$$W_e = 0,00085. W_c. \Delta T \quad (9)$$

Tabela 25 – Demanda de água fria nas instalações industriais.

Equipamento	Demanda (m ³ /h)
Caldeira	1,34
Torre de Resfriamento	104,61
Total	105,96

Fonte: Autores.

Ainda, tendo em vista a necessidade de reposição da água de caldeira, faz-se necessário tomar alguns cuidados essenciais para este emprego da água, dado o grande impacto do dano causado à caldeira devido a problemas de corrosão e incrustação. Isso se dá pela presença de sais minerais e possíveis sedimentos presentes na água, além de gases dissolvidos, acarretando

na perda de eficiência, desgaste acelerado, além do aumento do risco envolvido ao equipamento por pontos de fragilidade formados. Por esse motivo, a água captada do poço passará por um sistema de tratamento de deionização, processo indicado para cargas com baixo e médio teor de sais, como as de poços e lagos, o qual tem o objetivo de remover os sais dissolvidos em questão, na faixa de 97 a 99% conforme fabricante (Anexo S). Dessa forma, o equipamento terá a capacidade equivalente de reposição da água de caldeira de, aproximadamente, 1.340 L/h.

Para o dimensionamento do reservatório de água fria considerou-se o consumo diário de água com uma margem de segurança. Dada a demanda de água diária de 2.549,38 m³/dia, optou-se por utilizar dois reservatórios de 1000 m³ e um de 750 m³ da empresa Faz Forte, vide Anexo R. O dimensionamento das linhas de água fria é detalhado no Apêndice D.1, onde determinou-se os diâmetros das tubulações de aço carbono galvanizado SCH40 na área industrial e de PVC nas instalações prediais. Na Tabela 26 são apresentados os comprimentos totais de tubulações determinados.

Tabela 26 – Comprimentos totais de tubulação de água fria.

Bitola (in)	Comprimento (m)
0,5	65,02
1,0	149,58
1,5	0,30
2,0	163,55
5,0	70,23
11,5	86,86
19,0	13,51
22,0	2,00
22,5	74,12

Fonte: Autores.

8.4.2 Instalações de vapor

A demanda de vapor da planta é proveniente apenas do consumo pelo refervedor e por um trocador de calor na área industrial, a qual é apresentada na Tabela 27. As condições de

produção de vapor são dadas pelo estado saturado a 10 bar, equivalente a uma temperatura de 179,91 °C e calor latente de 2.015,29 kJ/kg.

Tabela 27 – Demanda de vapor da planta.

Local	Identificação	Demanda (kg/h)
Área Industrial	TC – 301	1.721,22
	Refervedor	132.832,09
Total		134.615,24

Fonte: Autores.

Devido à elevada demanda de vapor, a geração se dará por meio de três caldeiras da empresa Hebei SHX Boiler com capacidade individual de 45 ton/h. Dessa forma, as caldeiras utilizarão parte da casca de arroz disponível, juntamente com cascas de arroz compradas, a fim de suprir a demanda total. O consumo para queima de casca de arroz nas caldeiras e fornalhas será apresentado na Seção 8.4.7.

As tubulações de vapor, cujo dimensionamento se encontra no Apêndice D.3, são de aço carbono galvanizado SCH40, compostas pelos conjuntos de tubulações apresentados na Tabela 28, os quais representam o total sumarizado das três linhas de vapor que estão dispostas paralelamente na planta. Ainda, devido à elevada temperatura de superfície e às perdas de calor da linha, é necessário revestir as tubulações de vapor com calhas de isolamento térmico. Sendo assim, o isolamento foi determinado para cada bitola, conforme o Anexo AB, sendo empregadas as calhas do modelo Calorisol 815/ Thermo 12 (hidrossilicato de cálcio). A espessura do isolamento para cada trecho também é apresentada na Tabela 28.

Tabela 28 – Comprimentos totais e isolamento das tubulações de vapor.

Bitola (in)	Comprimento (m)	Isolamento (in)
0,5	31,77	1
2,0	138,24	1
10,0	222,57	1,5

Fonte: Autores.

Além disso, é preciso considerar dilatações na linha de vapor devido à diferença brusca da temperatura das tubulações com o ambiente. Então, foi determinado a dilatação das tubulações de cada trecho e com o auxílio do Anexo AC, encontraram-se as juntas para absorver a dilatação da tubulação, as quais estão dispostas na Tabela 29.

Tabela 29 – Juntas de dilatação na linha de vapor.

Juntas necessária	Quantidade
320 mm para absorver 25 mm	4
495 mm para absorver 50 mm	2
515 mm para absorver 75 mm	1
220 mm para absorver 25 mm	1

Fonte: Autores.

Já que as tubulações de vapor também devem poder expandir-se longitudinalmente, necessita-se apoiá-las sobre guias. O espaçamento entre os apoios foi escolhido com base no Anexo AD e estão dispostos na Tabela 30.

Tabela 30 – Espaçamento e número de apoios na linha de vapor para cada bitola.

Bitola (in)	L1 (m)	L2 (m)	Nº de apoios
10	1,02	18,3	8
2	0,20	3,0	17
0,5	0,20	3,0	2

Fonte: Autores.

Finalmente, as tubulações de vapor devem contar com suportes, pois possibilitam uma certa movimentação vertical das linhas. Conforme o Anexo AD, foi possível determinar o número de suportes necessários para a tubulação de vapor, evidenciado na Tabela 31.

Tabela 31 – Espaçamento e número de suportes na linha de vapor para cada bitola.

Bitola (in)	Espaçamento (m)	Nº de suportes
10	6,7	18
2	3	21
0,5	2,1	4

Fonte: Autores.

8.4.4 Instalações de condensado

As tubulações de condensado são paralelas às de vapor, visando simplificar o transporte do condensado até o seu tanque, presente junto a caldeira, na qual recebe água de reposição. O condensado refere-se ao líquido saturado formado nas linhas devido à perda de carga e de calor. Assume-se, então, uma perda pequena de condensando e vapor devido a possíveis vazamentos, sendo reposta pela água fria do sistema.

As tubulações de condensado são de aço carbono galvanizado SCH40, cujo dimensionamento do diâmetro e peso são determinadas no Apêndice D.5. Analogamente à linha de vapor, devido à temperatura, as tubulações de condensado também devem ser isoladas. Dessa forma, as espessuras de isolamento para a linha, bem como os respectivos diâmetros de tubulação são apresentados na Tabela 32.

Tabela 32 – Comprimentos totais e isolamento das tubulações de condensado.

Bitola (in)	Comprimento (m)	Isolamento (in)
0,50	13,74	1
0,75	39,43	1
1,00	24,27	1
1,25	46,00	1

Fonte: Autores.

8.4.5 Instalações de ar comprimido

Para a captação de água será necessário a utilização de ar comprimido para o sistema de *air lift*. Esse sistema fornecerá água para o reservatório através de um poço artesiano, na qual é elevada pela injeção de ar comprimido no fundo do tanque.

A demanda de água pela indústria é de 106,22 m³/h e o fator de utilização é de 3,52, vide Apêndice D.2, logo, a demanda de ar comprimido requerida pelo sistema de *air-lift* é de 411,28 m³/h.

O ar comprimido também é utilizado nas instalações da oficina, onde é realizado a manutenção de peças, tubulações e máquinas. Assim, considera-se que os aparelhos são utilizados por 4 horas diárias com as vazões requeridas, conforme Macintyre (2010), e apresenta-se a Tabela 33.

Tabela 33 – Demanda de ar comprimido na oficina de manutenção.

Equipamento	Quantidade	Vazão (m ³ /h)	Fator de utilização	Demanda (m ³ /dia)
Pistola de pintura	1	15,0	0,5	30,0
Jato de areia	1	93,0	0,2	74,4
Esmerilhadeira	1	90,0	0,3	108
Parafusadeira	1	54,0	0,1	21,6
Rosqueadeira	1	27,0	0,2	21,6
Bicos de limpeza	1	30,0	0,1	12,0
Furadeira	1	19,8	0,2	18,6
Total				283,4

Fonte: Autores.

Portanto, a demanda total de ar comprimido na planta é de 423,09 m³/h cujas tubulações são de aço carbono galvanizado SCH 40 com bitolas de 2,5” e com comprimento total de 14,4 m, conforme detalhado no no Apêndice D.2. Já para o sistema de *air-lift*, optou-se por um

compressor de 75 hp da empresa Totalpack, vide Anexo V, enquanto que para os equipamentos da oficina, optou-se por um compressor de 30 hp, conforme o mesmo anexo.

8.4.6 Instalações de água quente

As instalações de água quente compreendem as linhas de água saturada que deixam os trocadores de calor e o refulvedor e retornam para o tanque de condensado do sistema da caldeira. Assume-se, então, que todo o vapor é condensado, logo, a vazão mássica de água quente é igual à vazão de vapor.

As tubulações são de aço carbono galvanizado SCH40, revestidas com isolamento de hidrossilicato de cálcio, onde os comprimentos totais, determinados no Apêndice D.4, bem como as espessuras de isolamento são apresentados na Tabela 34.

Tabela 34 – Comprimentos totais e isolamento das tubulações de água quente.

Bitola (in)	Comprimento (m)	Isolamento (in)
1,0	46,78	1,0"
5,5	36,40	1,5"
6,0	34,25	1,5"

Fonte: Autores.

8.4.7 Combustível de caldeira e fornalha

No que se refere ao consumo energético de aquecimento da planta, é utilizado casca de arroz, proveniente da peneiração do FA e da compra para suprir a demanda de geração de energia. O cálculo detalhado para a determinação das quantidades de combustível é apresentado no Apêndice B. Sendo assim, estão apresentados na Tabela 35 a quantidade de casca de arroz utilizada nas fornalhas e caldeiras.

Tabela 35 – Demanda de combustíveis nas caldeiras e fornalhas.

Equipamento	Demanda de casca de arroz (kg/h)
Caldeiras	19.993,96
F-401	98,74
F-601	87,71
F-602	30,51
F-603	105,72
F-604	246,06

Fonte: Autores.

A casca de arroz de arroz utilizada como combustível na planta é armazenada em um armazém graneleiro, o qual possui a capacidade para suprir um mês da demanda do processo, equivalente a um total de 14.885,33 ton/mês. Sendo assim, conforme a norma EN 1991-4, dado o volume equivalente, de cerca de 9.303,33 m³, o armazém terá base de 37,2 m x 25 m e 10 m de altura, respeitando as relações recomendadas.

8.4.8 Acessórios de tubulação

Os acessórios necessários nas tubulações de água fria, água quente, condensado, vapor e ar comprimido são apresentados na Tabela 36. Além disso, contabilizou-se os acessórios destinados para a elevação das tubulações.

Tabela 36 – Acessórios nas tubulações de utilidades.

Utilidade	Tê	Joelho 90°	Válvula manual	Cruzeta	Purgador
Água fria	34	43	32	1	-
Água quente	2	4	7	-	-
Ar comprimido	-	1	-	-	-
Condensado	2	4	4	-	-
Vapor	2	4	4	-	5
Total	40	56	47	1	5

Fonte: Autores.

9 GESTÃO DE RESÍDUOS

Na unidade de produção de HVO, haverá diferentes formas dos resíduos serem descartados, sendo a corrente de fundo da torre de destilação, composta por etanol a 0,36%; as correntes 45 e 47 do segundo separador trifásico, contendo, principalmente, propano e triestearina, respectivamente; a corrente residual (corrente 60) da PSA-605, composta por dióxido de carbono; e as cinzas da casca de arroz, utilizadas como combustível de caldeira e fornalha.

Conforme a Resolução CONAMA Nº 430, de 13 de maio de 2011, que trata das condições para emissão de efluentes em corpos d'água receptores, o etanol não é tratado como poluente, logo, não há parâmetros máximos para a concentração permitida, admitindo sua emissão, desde que se adeque às condições previstas, como pH entre 5 e 9, temperatura de até 40 °C, regime de lançamento com vazão máxima de até 1,5 vezes a vazão média do período de atividade diária do agente poluidor, ausência de materiais flutuantes e remoção mínima de 60% de Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO 5 dias a 20°C). Portanto, a corrente de fundo da torre de destilação passará por um trocador de calor de modo a reduzir sua temperatura a valores inferiores a 40 °C, respeitando a Resolução.

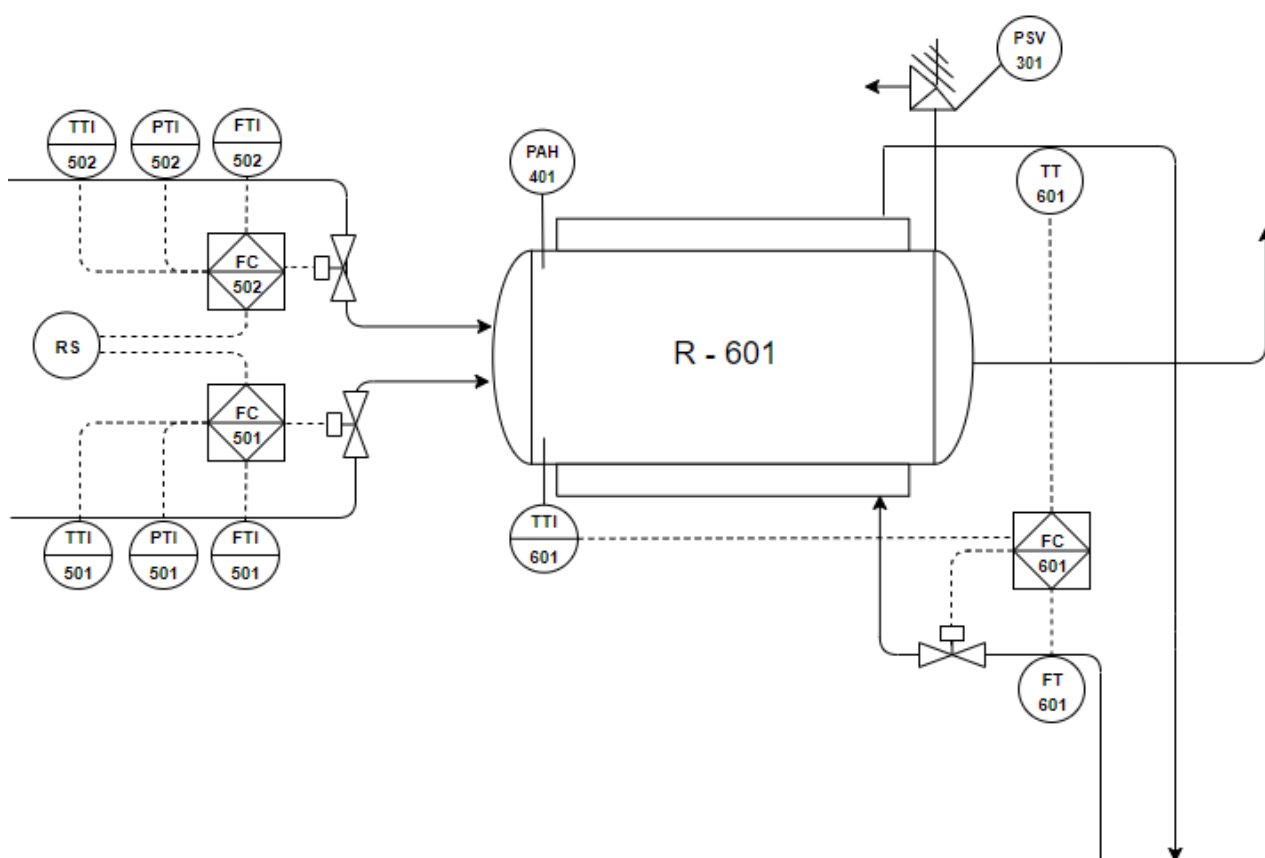
A corrente 47, contendo triestearina vinda do separador trifásico, será armazenada por 30 dias, vide Apêndice C.13, e, então, recolhida por uma empresa terceirizada responsável, visto que não se adequa aos critérios impostos pela Resolução para o descarte em corpos d'água receptores. Em se tratando do dióxido de carbono (corrente 60) e do propano (corrente 45), a Resolução CONAMA Nº 491, de 19 de novembro de 2018, que aborda os padrões de qualidade do ar, traz que qualquer forma em quantidade, concentração, tempo ou outras características, que possam tornar o ar impróprio à saúde é considerada poluente atmosférico. Contudo, o dióxido de carbono e o propano não constam na lista de poluentes atmosféricos anexada na Resolução, portanto, não possuem valores de padrão de qualidade.

Já no caso das cinzas, elas não podem ser descartadas no meio ambiente, sendo necessário buscar alternativas para lidar com esse resíduo, as quais envolvem parcerias com outras empresas. As cinzas da casca de arroz, além de difícil degradação por ser um material fibroso, são ricas em sílica (cerca de 92%) (FOLETTTO *et al.*, 2005), têm uma utilização como matéria-prima vasta, podendo ser utilizadas na produção de carbetos de silício, de sílica pura, de cimento e concreto, de zeólitas, além de serem utilizadas como suporte de catalisadores metálicos (FOLETTTO *et al.*, 2005).

10 CONTROLE E INSTRUMENTAÇÃO DO REATOR DE REFORMA

O reator de reforma a vapor (R – 601) opera a 260 °C e 25 bar, sendo sua reação extremamente endotérmica, necessitando de camisa de aquecimento. Ainda, devido à taxa de reação se alterar consideravelmente com alterações de temperatura, a variável temperatura será a principal variável a ser controlada. Na Figura 29, apresentou-se a malha de controle do reator de reforma a vapor.

Figura 29 – Malha de controle do reator de reforma a vapor.



Fonte: Autores.

Primeiramente, para a corrente do óleo térmico oriundo da fornalha F – 603, deverá ser instalado um elemento transmissor de vazão (FT – 601) com instalação no campo, atuando em conjunto com um controlador de vazão lógico programável (FC – 601) em *feedforward*, cujo painel principal está acessível ao operador. Também conectado ao FC - 601, deverão ser instalados, *em feedback*, um indicador transmissor de temperatura (TTI – 601) no reator, com

painel principal acessível ao operador, e um transmissor de temperatura (TT – 601), também em *feedback*, na corrente de saída do óleo térmico (que retorna à fornalha F – 603), instalado no campo. Desse modo, o controlador de vazão será responsável por abrir ou fechar a válvula que regula a vazão de óleo térmico para a camisa do reator de acordo com as informações de temperatura interna do reator, temperatura de saída do óleo térmico e vazão de entrada de óleo térmico.

Na malha 501, deverão ser instalados um indicador transmissor de temperatura (TTI – 501), um indicador transmissor de vazão (FTI – 501) e um indicador transmissor de pressão (PTI – 501), todos em *feedforward* e com painel principal acessível ao operador, conectados a um controlador de vazão lógico programável (FC – 501), que será responsável por abrir e fechar a válvula que regula a vazão de propano, oriundo das torres PSA-601 a PSA – 604. Ainda conectado ao FC - 501, será instalado um controlador de relação, que será responsável por manter a relação estequiométrica entre o propano e o vapor. Esse controlador de relação receberá a informação do FC – 501 e transmitirá a informação a um controlador lógico programável FC – 502. De forma análoga à corrente do propano, serão instalados um indicador transmissor de temperatura (TTI – 502), um indicador transmissor de vazão (FTI – 502) e um indicador transmissor de pressão (PTI – 502), todos em *feedforward* e com painel principal acessível ao operador, conectados ao FC - 502, que será responsável por abrir e fechar a válvula que regula a vazão de vapor oriundo da fornalha F – 602.

Por fim, para segurança, serão instalados no reator uma válvula de segurança de pressão (PSV – 301) e um alarme de alta pressão (PAH – 401).

11 ANÁLISE ECONÔMICA DO EMPREENDIMENTO

Com o intuito de verificar a viabilidade de implementação do empreendimento e a lucratividade do projeto, realizou-se uma análise econômica, estimando custos referentes a equipamentos, construção de instalações, matérias-primas, insumos, utilidades, encargos trabalhistas, ente outros.

Naturalmente, esta seção trata-se apenas de uma estimativa preliminar dos custos do empreendimento baseada em informações de fornecedores e funções empíricas da literatura, as quais serão demonstradas adiante. Ainda, essa estimativa será dividida em investimentos, referentes a gastos que visam um retorno futuro, e custos, referentes a gastos periódicos para efetivação do processo de produção.

11.1 INVESTIMENTOS

11.1.1 Abertura das instalações

Antes de um empreendimento industrial iniciar sua produção, é necessário emitir uma série de documentações para sua legalização. Para isso, consultou-se tabelas públicas de preços da JUCERGS, da FEPAM, da Prefeitura de Alegrete e da ANP. Assim, a Tabela 37 indica os valores referentes aos documentos necessários à abertura do empreendimento.

Tabela 37 – Custos para abertura da empresa.

Documentação	Custo (R\$)
Registro da Empresa	726,00
Pedido CNPJ e Declaração Cadastral	430,00
Alvará de Funcionamento	586,00
Licenciamento Ambiental	3.438,00
Autorização para Produção	45,00
Total	5.225,00

Fonte: Autores.

11.1.2 Obras e instalações

Para construção e instalação da unidade industrial em Alegrete, necessita-se, primeiramente, adquirir o terreno junto à Prefeitura Municipal e, posteriormente, planejar a construção das edificações e a instalação de tubulações e sistemas (elétrico, de incêndio e de distribuição de água).

Determinou-se o montante desembolsado para compra do terreno segundo a Lei Nº 3592, de 22 de julho de 2004, que determina que a venda de lotes na área industrial de Alegrete é entre R\$ 2.000,00 e R\$ 4.000,00 por hectare se o empreendimento utilizar alguma matéria-prima produzida no município (no caso em questão, o arroz) e gerar empregos à população local. Assim, na Tabela 38, o custo para aquisição do terreno é apresentado.

Tabela 38 – Custo para aquisição do terreno.

Área da Unidade (m ²)	Área da Unidade (ha)	Custo do Lote (R\$/ha)	Custo Total (R\$)
37.466	3,746	3.000,00 ^a	11.238,00

Fonte: Autores.

^a Conforme Lei Municipal Nº 3592/2004.

Para estimar o custo com construções de edificações e estruturas da indústria, tem-se como variável importante o valor do Custo Unitário Básico (CUB), calculados mensalmente pelo Sindicato da Indústria da Construção Civil do Rio Grande do Sul (SINDUSCON). Assim, na Tabela 39, apresentou-se o custo para construção de edificações da indústria baseado no valor do CUB de R\$ 2.374,55 de junho de 2021.

Tabela 39 – Custo para construção de edificações.

(Continua)		
Local	Área (m ²)	Custo (R\$)
Armazém de Casca	930,33	2.209.115,10
Prédio Administrativo	402,0	954.569,10
Refeitório	200,0	474.910,00
Laboratório	138,6	329.112,63

Tabela 39 – Custo para construção de edificações.

(Conclusão)		
Local	Área (m ²)	Custo (R\$)
Sala de Controle	138,6	329.112,63
Sala de Engenharia	67,5	160.329,62
Oficina de Manutenção	67,5	160.329,62
Sala de Caldeiras	60,0	142.473,00
Almoxarifado	45,0	106.854,75
Vestiários	88,8	210.860,04
Sala de Compressores	31,4	74.560,87
Banheiros	41,4	98.401,35
Total		5.250.628,71

Fonte: Autores.

Além disso, estimou-se o custo com a instalação das tubulações do processo produtivo e das utilidades, bem como seus acessórios e isolamento das linhas de vapor. Cabe salientar que o custo das tubulações e dos acessórios foram baseadas no material da tubulação, onde a maioria é feita de aço carbono galvanizado, exceto as tubulações de hidrogênio que são feitas de uma liga de aço com cromo e molibdênio, de acordo com Telles (2001); e que o isolamento das tubulações de vapor foi estimado considerando o hidrossilicato de cálcio. Desse modo na Tabela 40 é apresentado o custo com as tubulações, na Tabela 41 é apresentado o custo com os acessórios de tubulações e na Tabela 42 é apresentado o custo com isolamento das tubulações de vapor, os quais foram obtidos por consulta com fornecedores.

Tabela 40 – Custo com tubulações.

(Continua)			
Diâmetro da Tubulação (in)	Comprimento da Tubulação (m)	Custo por metro de tubulação (R\$/m)	Custo Total (R\$)
0,5	160,16	9,82	2.205,77
0,75	39,43	10,13	399,43
1	372,78	10,88	4.055,85
1,25	46,0	19,23	884,58
1,5	33,49	24,93	834,91

Tabela 40 – Custo com tubulações.

(Conclusão)

Diâmetro da Tubulação (in)	Comprimento da Tubulação (m)	Custo por metro de tubulação (R\$/m)	Custo Total (R\$)
2	301,79	31,40	9.476,21
2 ^a	5,22	228,00	1.190,16
2,5	32,84	42,00	1.379,28
3 ^a	57,83	304,00	17.580,32
3,5 ^a	38,55	380,22	14.657,48
4	137,78	75,67	10.425,81
4,5	35,16	119,17	4.190,02
5	70,23	113,00	7.935,99
5,5	36,4	128,70	4.684,68
9,5	31,58	178,00	5.621,24
10	222,57	200,00	44.514,00
11,5	86,86	225,00	19.543,50
19	13,51	307,82	4.158,65
22	2	302,22	604,44
22,5	74,12	357,89	26.526,81
Total	1.862,76	-	180.236,11

Fonte: Autores.

^a Tubulação em aço inox 316.

Tabela 41 – Custo com acessórios de tubulação.

(Continua)

Acessório	Diâmetro (in)	Quantidade	Valor Unitário (R\$)	Custo Total (R\$)
	0,5	2	26,00	52,00
Apoio	2	17	105,00	1.785,00
	10	8	213,00	1.704,00
	0,5	6	6,50	39,00
Curva	1	14	13,04	182,56
	2	3	27,02	81,06

Tabela 41 – Custo com acessórios de tubulação.

(Continuação)				
Acessório	Diâmetro (in)	Quantidade	Valor Unitário (R\$)	Custo Total (R\$)
Curva	3,5	1	85,00	85,00
	4	17	118,39	2.012,63
	4,5	4	167,30	669,20
	5	9	182,50	1.642,50
	9,5	1	861,00	861,00
	11,5	7	1.042,26	7.295,82
	19	1	1.722,00	1.722,00
	22,5	3	2.039,21	6.117,63
Joelho 90°	0,5	11	5,00	55,00
	1	5	9,00	45,00
	2	5	24,90	124,50
	2,5	4	54,50	218,00
	5	3	145,00	435,00
	6	3	285,00	855,00
	10	4	390,00	1.560,00
	11,5	4	420,00	1.680,00
Juntas de dilatação	2	2	186,00	372,00
	10	6	378,00	2.268,00
Purgador	0,5	1	55,00	55,00
	2	1	210,00	210,00
	10	3	690,00	2.070,00
Suportes	0,5	8	80,00	640,00
	2	21	124,00	2.604,00
	10	18	456,00	8.208,00
Tê	0,5	10	20,00	200,00
	1	14	28,00	392,00
	1,5	1	30,00	30,00
	2	4	36,00	144,00
	2,5	1	48,00	48,00

Tabela 41 – Custo com acessórios de tubulação.

(Conclusão)

Acessório	Diâmetro (in)	Quantidade	Valor Unitário (R\$)	Custo Total (R\$)
Tê	4	6	120,00	720,00
	5	4	180,00	720,00
	5,5	1	196,00	196,00
	6	1	276,00	276,00
	10	2	330,00	660,00
	11,5	1	380,00	380,00
	22,5	5	570,00	2.850,00
Bomba Criogênica	-	1	19.600	19.600
BP - 1 hp	-	9	637,65	5.738,85
BP - 3 hp	-	1	1.275,30	1.275,30
BP - 4 hp	-	1	1.030,05	1.030,05
BP - 7,5 hp	-	1	5.297,40	5.297,40
BF - 1 hp	-	7	529,90	3.709,30
BF - 3 hp	-	1	1.425,00	1.425,00
BF - 4 hp	-	1	5.521,25	5.521,25
BF - 5,5 hp	-	1	3.299,90	3.299,90
BF - 7,5 hp	-	4	6.180,00	24.720,00
BF - 15 hp	-	2	11.854,47	23.708,94
BF - 20 hp	-	1	11.530,29	11.530,29
BF - 180 hp	-	1	11.894,63	11.894,63
BF - 200 hp	-	1	11.894,63	11.894,63
BQ - 1 hp	-	2	637,65	1.275,30
BQ - 4 hp	-	1	1.030,05	1.030,05
BQ - 5,5 hp	-	1	3.433,50	3.433,50
Total	-	-	-	189.209,28

Fonte: Autores.

BP: Bomba de processo; BF: Bomba de água fria; BQ: Bomba de água quente.

Tabela 42 – Custo com isolamento das tubulações de vapor.

Espessura (in)	Distância (m)	Custo (R\$/m)	Custo Total (R\$)
1,5	151,17	120,71	18.247,73
1	321,29	88,25	28.353,84
Total	472,76	-	46.601,57

Fonte: Autores.

Por fim, estimou-se o custo com a instalação de algumas estruturas e sistemas, como sistema de segurança de incêndio, sistema elétrico, entre outros. Na Tabela 43, apresentou-se o custo com instalação de estruturas e sistemas.

Tabela 43 – Custo com instalação de estruturas e sistemas.

Instalação	Custo (R\$)
Poço Artesiano	9.000,00
Estruturas Metálicas	8.100,00
Sistema Elétrico	15.000,00
Sistema de Segurança de Incêndio	9.300,00
Sistema de Distribuição de Água	3.100,00
Total	44.500,00

Fonte: Autores.

11.1.3 Infraestrutura

Entende-se como infraestrutura ambientes e condições adequadas e agradáveis para o desenvolvimento da atividade econômica da empresa. Sendo assim, estimou-se o custo com iluminação e com materiais necessárias para cada setor da empresa. Nesse custo, incluem-se móveis, itens, iluminação e segurança. Na Tabela 44, apresentou-se a estimativa de custo com materiais para cada setor da empresa.

Tabela 44 – Custo com materiais.

Setor	Custo (R\$)
Banheiros e Vestiários	7.294,10
Cozinha	22.427,82
Refeitório	16.820,98
Prédio Administrativo	20.558,00
Sala de Controle	14.253,20
Laboratório	613.856,15 ^a
Sala de Engenharia	4.539,75
Oficina de Manutenção	123.701,54
Total	823.451,54

Fonte: Autores.

^a Estimativa de acordo com Peters, West e Timmerhaus (2002).

Já para a estimativa de custo com iluminação determinou-se a quantidade de iluminação em cada setor da empresa de acordo com a norma ABNT NBR 5413:1992 por meio da Equação 10.

$$\Phi = \frac{A.E}{F_{dl}F_u} \quad (10)$$

Onde Φ é a iluminância total (em lúmens), A é área em questão (em m²), E é a iluminância requerida de acordo com a ABNT NBR 5413:1992 (em lux), F_{dl} é o fator de operação e F_u é o fator de utilização, que são convencionados como 0,8 e 0,54, respectivamente, pela norma.

Em seguida, determinou-se o número luminárias necessárias em cada setor da indústria pela Equação 11.

$$N = \frac{\Phi}{\phi} \quad (11)$$

Onde N é o número de luminárias e Φ é o fluxo luminoso da luminária informado pelo fabricante (em lúmens).

Portanto, na Tabela 45, apresentou-se o resultado das Equações 10 e 11, bem como o custo total com iluminação. Cabe salientar que se estimou o custo de luminárias de 240 W para as áreas externas e de 100 W para as demais.

Tabela 45 – Custo com iluminação.

(Continua)

Setor	Área (m ²)	Iluminância Requerida (lux)	Iluminância Total (lúmens)	Número de luminárias	Custo Unitário (R\$)	Custo Total (R\$)
Área Industrial	15.096,69	2250	78.628.593,75	1.009	341,00	344.069,00
Armazém de Casca	930,33	200	430.708,33	16	180,49	2.887,84
Estacionamento	700	150	243.055,56	4	341,00	1.364,00
Prédio Administrativo	402	525	488.541,67	18	180,49	3.248,82
Carga e Descarga de Caminhões A	216	150	75.000,00	3	180,49	541,47
Carga e Descarga de Caminhões B	216	150	75.000,00	3	180,49	541,47
Refeitório	200	150	69.444,44	3	180,49	541,47
Laboratório	138,6	225	72.187,50	3	180,49	541,47
Sala de Controle	138,6	225	72.187,50	3	180,49	541,47
Sala de Engenharia	67,52	150	23.444,44	1	180,49	180,49
Oficina de Manutenção	67,52	225	35.166,67	2	180,49	360,98
Sala de Caldeiras	60	225	31.250,00	2	180,49	360,98

Tabela 45 – Custo com iluminação.

(Conclusão)

Setor	Área (m ²)	Iluminância Requerida (lux)	Iluminância Total (lúmens)	Número de luminárias	Custo Unitário (R\$)	Custo Total (R\$)
Almoxarifado	45	225	23.437,50	1	180,49	180,49
Vestiário Masculino	44,4	150	15.416,67	1	180,49	180,49
Vestiário Feminino	44,4	150	15.416,67	1	180,49	180,49
Sala de Compressores	31,36	225	16.333,33	1	180,49	180,49
Banheiro Masculino	20,72	150	7.194,44	1	180,49	180,49
Banheiro Feminino	20,72	150	7.194,44	1	180,49	180,49
Total	-	-	-	1.073	-	356.262,40

Fonte: Autores.

11.1.4 Aquisição de equipamentos

Para a estimativa de custo com aquisição e instalação de equipamentos, utilizou-se 2 metodologias, sendo que uma baseou-se na consulta de preços com fornecedores e outra baseou-se em estimativas empíricas de Towler e Sinnott (2019). Na Tabela 46, foi apresentado os preços de equipamentos consultados com fornecedores.

Tabela 46 – Custo com equipamentos informado por fornecedores.

(Continua)

Equipamento	Quantidade	Custo Unitário (R\$)	Custo Total (R\$)
P – 101	1	74.000,00	74.000,00
E – 101	1	1.300.000,00	1.300.000,00
M – 201	4	1.020.000,00	4.080.000,00
FC – 301	1	83.385,00	83.385,00
S – 101	2	209.445,56	418.891,12
S – 301	2	115.333,20	230.666,40
T – 201	1	2.200.000,00	2.200.000,00
R – 401	1	22.955,40	22.955,40
ST – 501	1	212.582,70	212.582,70
PSA – 601	8	723.374,69	5.786.997,48
PSA – 605	2	1.181.153,43	2.362.306,86
R – 601	1	2.884.900,00	2.884.900,00
ST – 502	1	186.390,00	186.390,00
T – 401	3	358.000,00	1.074.000,00
T – 501	1	458.000,00	458.000,00
F – 401	1	11.109,83	11.109,83
F – 601	1	11.109,83	11.109,83
F – 602	1	10.594,80	10.594,80
F – 604	1	12.081,02	12.081,02
F – 605	1	11.109,83	11.109,83
VP – 401	2	24.525,00	49.050,00
C – 401	1	103.407,21	103.407,21

Tabela 46 – Custo com equipamentos informado por fornecedores.

(Conclusão)			
Equipamento	Quantidade	Custo Unitário (R\$)	Custo Total (R\$)
Caldeira	3	9.852.673,50	29.558.020,50
Deionizador	1	38.749,50	38.749,50
Tanque de Óleo Residual	1	25.000,00	25.000,00
Total	43	-	51.165.307,46

Fonte: Autores.

Para os demais equipamentos, utilizou-se uma estimativa de custo de Towler e Sinnot (2019), vide Equação 12.

$$C = a + b.S^n \quad (12)$$

Onde a, b e n são constantes que dependem do tipo de equipamento e S é o parâmetro de análise. Ressalta-se que o custo (C) é dado em dólares, então foi utilizado a cotação de R\$ 4,905 de junho de 2021 para obter o custo em reais.

Na Tabela 47, foi apresentado as constantes e o custo dos equipamentos já convertidos para reais. Salienta-se que a área de troca térmica do TC – 302, TC – 303 e TC – 601 é menor que o parâmetro inferior (10 m²) considerado nas estimativas de Towler e Sinnot (2019), logo, considerou-se o parâmetro inferior para as estimativas. De forma análoga, o TC – 301 está acima do parâmetro superior (1000 m²), logo, multiplicou-se por 4 o valor estimado de um trocador de 1000 m² de área térmica, uma vez que o real seria de cerca de 2000 m².

Tabela 47 – Custo de equipamentos estimados.

Equipamento	Quantidade	Estimativa				Custo Estimado (R\$)
		Constante a	Constante b	Parâmetro de análise (S)	Expoente tipo de Equipamento (n)	
D – 301	1	5.000	1.400	76,97	0,7	168.137,45
TD – 301	1	110	380	5,1	1,8	1.421.520,37
T – 402	1	5.000	1.400	62,66	0,7	148.879,90
Torre de Resfriamento	1	150.000	1.300	641,39	0,9	2.878.602,76
TC – 301	4	24.000	46	1.000,00	1,2	4.063.876,84
TC – 302	1	24.000	46	10	1,2	121.295,99
TC – 303	1	24.000	46	10	1,2	121.295,99
TC – 401	1	24.000	46	31,31	1,2	131.787,49
TC – 601	1	24.000	46	10	1,2	121.295,99
Transportadora	103 ^a	36.000	640	103	1	499.917,60
Total	-	-	-	-	-	9.676.610,38

Fonte: Adaptação de Towler e Sinnott (2019).

^a Representa o comprimento da transportadora.

Por fim, considerou-se o custo com instrumentação e controle dos equipamentos baseado na relação de Towler e Sinnott (2019), em que considera que o custo com instrumentação equivale a 20% do investimento com equipamentos, logo, R\$ 12.163.383,57.

11.1.5 Capital de giro e partida

O capital de partida engloba o capital necessário para iniciar as atividades da empresa, como custos com matéria-prima, insumos, utilidades, salários, entre outros. Desse modo, o capital de partida será a soma de todos os custos apresentados à frente na seção 11.2.

Já o capital de giro engloba todo o dinheiro necessário para manter o empreendimento funcionando normalmente, garantindo a saúde financeira da empresa. Para a estimativa, utilizou-se a relação de Turton *et al.* (2009) em que o capital de giro representa 10% do investimento total, logo, R\$ 7.988,765,40.

11.2 CUSTOS

11.2.1 Matéria-prima e insumos

O custo relacionado à matéria-prima e aos insumos do processo de produção do HVO envolve o preço do produto, consultado com fabricantes, e o cálculo do transporte desses produtos até à unidade de Alegrete.

A matéria-prima utilizada na produção do HVO é o FA, que será comprado de empresas de beneficiamento de arroz, logo, estimou-se, a partir de consulta a fabricantes, que a tonelada de FA custa entre R\$ 350,00 e R\$ 450,00.

Já os insumos para o processo serão o etanol 94% (m/m), hidrogênio líquido, os catalisadores $\text{Al}_2\text{O}_3/\text{NiMo}$ e $\text{Cr}_2\text{O}_3\text{-Al}_2\text{O}_3/\text{NiO}$ e o adsorvente Zéolita 13X. Para a estimativa de custo do etanol 94% baseou-se no preço informado pelo Centro de Estudos Avançados em Economia Aplicada (CEPEA) em julho de 2021, enquanto que para os catalisadores e adsorvente baseou-se nos preços informados pela empresa Yinghe Chemical de US\$ 6,50 a tonelada de $\text{Al}_2\text{O}_3/\text{NiMo}$, pela Aodran de US\$ 9.000,00 a tonelada de $\text{Cr}_2\text{O}_3\text{-Al}_2\text{O}_3/\text{NiO}$ e pela Pingxiang Hualian Chemical de US\$ 800 a tonelada de Zéolita 13X. Para a estimativa de custo do hidrogênio líquido baseou-se no preço do gás hidrogênio, informado por fabricantes, de R\$

468,07 o metro cúbico. Este cálculo foi feito utilizando o valor por massa de hidrogênio e convertido usando a densidade do hidrogênio líquido nas condições do processo.

Vale salientar que se utilizou a cotação do dólar de 28 de junho de 2021 em que US\$ 1,00 equivale a R\$ 4,905 e que o tempo de vida útil dos catalisadores e adsorvente é de 2 anos, logo, o custo com a compra deles serão a cada 2 anos. Ainda, o percentual de hidrogênio líquido comprado é apenas a reposição do que foi consumido no processo. Desse modo, na Tabela 48, apresentou-se o custo com matéria-prima e insumos.

Tabela 48 – Custo com matéria-prima e insumos.

Produto	Quantidade	Unidade	Custo Unitário (R\$/quantidade)	Custo Total (R\$/ano)
Farelo de Arroz	14.394,84	ton/mês	400,00	69.095.250,00
Etanol 94%	81.592,49	L/mês	2,94	2.878.583,12
Hidrogênio Líquido	4,42	m ³ /mês	468,07	24.840,79
Al ₂ O ₃ /NiMo	8,77	ton	3.188,25	27.945,81
Cr ₂ O ₃ - Al ₂ O ₃ /NiO	0,71	ton	44.145,00	31.254,27
Zéolita 13X	148,24	ton	3.924,00	581.703,18
Total				72.639.577,17

Fonte: Autores.

Ressalta-se que no início de produção da empresa é necessário 62,07 m³ de hidrogênio líquido, cujo custo total equivale a R\$ 29.053,51, e, após, é comprado apenas o apresentado na Tabela 48.

Além do custo com a compra da matéria-prima, insumos e utilidades (as quais serão apresentadas na seção seguinte), deve-se levar em consideração o custo com transportes desses produtos até a unidade industrial de Alegrete. Para isso, utilizou-se simuladores online de cálculo de frete baseado nas distâncias da origem do produto até a unidade de Alegrete. Ressalta-se que o custo com transporte do HVO e do FAD serão responsabilidade da empresa compradora. Portanto, na Tabela 49, apresentou-se apenas o custo com transporte da matéria-prima, insumos e utilidades.

Tabela 49 – Custo com transporte da matéria-prima, insumos e utilidades.

Produto	Custo Mensal (R\$/mês)	Custo Total (R\$/ano)
Farelo de Arroz	610,20	7.322,40
Etanol 94%	973,76	11.685,12
Hidrogênio Líquido	6.904,54	82.854,48
Casca de Arroz	506,40	6.076,80
Óleo Térmico	2.097,85	25.174,20
Total	8.994,90	107.938,80

Fonte: Autores.

11.2.2 Utilidades

Para o processo de produção do HVO será necessário o uso de água, tanto para a produção quanto para áreas comuns, cavaco de eucalipto para a geração de vapor, energia elétrica e óleo térmico para a camisa do reator de reforma a vapor (R – 601).

A estimativa do custo com água foi feita de acordo com o valor do metro cúbico fornecido pela Companhia Riograndense de Saneamento (CORSAN), a qual estipulou em julho de 2021 o preço básico (PB) de R\$ 8,22 o metro cúbico de água para indústria e R\$ 107,41 a tarifa de serviço básico (SB). Para determinar o custo total de água (C_T), utiliza-se, segundo a CORSAN a Equação 13.

$$C_T = (PB.C^n) + SB \quad (13)$$

Onde n é um adimensional tabelado pela Corsan em função do consumo, onde no caso em questão equivale a 1,08.

Assim, considerando um consumo de 186,6 m³/mês, encontra-se um custo mensal de R\$ 2.437,95 e um custo anual de R\$ 29.255,39. Para a estimativa de custo com cavaco de eucalipto considerou-se o preço médio de R\$ 80,00 a tonelada, mediante pesquisas com fornecedores, enquanto que para o óleo térmico o preço médio é em torno de R\$ 9,06 o litro. Já a estimativa de custo com energia elétrica considerou-se o valor de R\$ 0,643 o kWh apresentado pela Agência Nacional de Energia Elétrica (ANEEL), para o mês de julho de 2021. Salienta-se que para o dimensionamento do consumo de energia elétrica foi considerado o consumo de

todas as luminárias da unidade industrial, de todos os equipamentos que funcionam à energia elétrica ligados direta e indiretamente à produção, bem como pontos de tomadas na unidade. Portanto, na Tabela 50, foi apresentado o custo com utilidades.

Tabela 50 – Custo com utilidades.

Produto	Quantidade	Unidade	Custo Unitário (R\$/quantidade)	Custo Mensal (R\$/mês)	Custo Total (R\$/ano)
Água	186,60	m ³ /mês	-	2.437,95	29.255,39
Casca de Arroz	13.279,60	ton/mês	35,00	464.786,01	5.577.432,09
Óleo Térmico	23.043,50	L/mês	9,06	924.292,05	11.091.504,63
Energia Elétrica	1.437.468,20	kWh/mês	0,643	208.774,37	2.505.292,40
Total	-	-	-	1.391.516,01	19.203.484,50

Fonte: Autores.

Ressalta-se que no início de produção da unidade industrial será necessário 230.435,28 L de óleo térmico, cujo custo equivale a R\$ 2.087.743,66, e, após, é comprado apenas a reposição do que foi perdido decorrente da operação.

11.2.3 Encargos trabalhistas

A empresa contará com 85 colaboradores e os pagará segundo o piso salarial de cada categoria, bem como auxílio transporte referente a duas passagens para cada dia trabalhado, hora extra e adicional noturno para aqueles que têm sua jornada de trabalho no turno da noite, décimo terceiro e o terço de férias. O salário bruto foi calculado levando em conta o piso salarial, a contribuição de 20% do salário para o INSS e a contribuição de 8% do salário para o Fundo de Garantia do Tempo de Serviço (FGTS). O auxílio transporte foi calculado como 2 passagens diárias do transporte público, considerando um mês de 5 semanas e o preço da passagem como R\$ 3,50 segundo a Prefeitura de Alegrete. Desse modo, apresentou-se na Tabela 51, os salários e benefícios pagos aos colaboradores, bem como o custo total gasto com a mão de obra.

Tabela 51 – Custo com encargos trabalhistas.

(Continua)

Função	Quantidade	Salário Bruto (R\$/mês)	Auxílio Transporte (R\$/mês)	Hora Extra e Adicional Noturno	Custo Total (R\$/ano)
Presidente	1	15.789,00	245,00	-	208.197,00
Diretor Comercial	1	9.144,00	245,00	-	121.812,00
Diretor Administrativo Financeiro	1	9.674,00	245,00	-	128.702,00
Diretor de Operações	1	10.181,00	245,00	-	135.293,00
Gerente Comercial	1	4.655,00	245,00	-	63.455,00
Gerente Fiscal	1	4.819,00	245,00	-	65.587,00
Gerente de Logística e Produção	1	4.622,00	245,00	-	63.026,00
Gerente Jurídico	1	4.203,00	245,00	-	57.579,00
Gerente de Recursos Humanos	1	4.500,00	245,00	-	61.440,00
Assistente Comercial	2	2.092,00	245,00	-	60.272,00
Assistente de Supply Chain	2	2.391,00	245,00	-	68.046,00
Analista Contábil	1	2.680,00	245,00	-	37.780,00
Analista Fiscal	1	2.635,00	245,00	-	37.195,00
Engenheiro Químico	1	5.529,00	245,00	-	74.817,00
Engenheiro Eletricista	1	5.417,00	245,00	-	73.361,00
Engenheiro Mecânico	1	5.189,00	245,00	-	70.397,00

Tabela 51 – Custo com encargos trabalhistas.

Função	Quantidade	Salário Bruto (R\$/mês)	Auxílio Transporte (R\$/mês)	Hora Extra e Adicional Noturno	(Conclusão)
					Custo Total (R\$/ano)
Supervisor de Almoxarifado	2	2.000,00	245,00	818,18	77.516,36
Supervisor de Limpeza e Manutenção	2	2.452,00	245,00	1.003,09	93.706,18
Analista de Programação da Produção	2	4.427,00	245,00	-	120.982,00
Encarregado de Recebimento e Despacho	4	2.047,00	245,00	837,41	158.399,64
Mecânicos	4	2.384,00	245,00	975,27	182.541,09
Supervisor de Produção	3	3.023,00	245,00	1.236,68	171.237,55
Operário	40	1.967,00	245,00	804,68	1.526.687,27
Operadores de controle	2	2.200,00	245,00	900,00	84.680,00
Analista de Controle e Qualidade	2	3.260,00	245,00	1.333,64	122.647,27
Técnico de Segurança do Trabalho	2	2.875,00	245,00	-	80.630,00
Assistente Jurídico	2	2.082,00	245,00	-	60.012,00
Analista de Recursos Humanos	2	3.096,00	245,00	-	86.376,00
Total	85	-	-	-	4.092.374,36

Fonte: Autores.

11.2.4 Manutenção e seguro

O custo com manutenção dos equipamentos e das instalações foi considerado como 3% do investimento total de acordo com Turton *et al.* (2009), equivalendo a R\$ 2.123.447,98. Já o custo com seguro foi considerado como 1% do investimento total segundo Turton *et al.* (2009), equivalendo a R\$ 707.815,99.

11.2.5 Depreciação de equipamentos e instalações

O custo decorrente da depreciação dos equipamentos é considerado, conforme Turton *et al.* (2009), como 10% do investimento com aquisição de equipamentos e com instalações, equivalendo a R\$ 7.078.159,92.

11.2.6 Administração e laboratório

Custos administrativos referem-se aos gastos gerais da empresa que não estão ligados diretamente à produção, como conta telefônica, materiais de escritório, limpeza, internet, entre outros. Já custos com laboratório referem-se, majoritariamente, a custos com compra de reagentes. Para isso, considerou-se as estimativas de Turton *et al.* (2009) de 1% do custo com mão de obra para os custos administrativos e 1,5% do custo com mão de obra para os custos com laboratório, equivalendo a R\$ 40.923,74 e R\$ 61.385,62, respectivamente.

11.3 RELATÓRIO FINANCEIRO

11.3.1 Financiamento

O investimento inicial para abertura da empresa é de R\$ 189.458.451,65, considerando que R\$ 150.000.000,00 será financiado pelo Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social (BNDES), correspondendo a 79,17% do investimento total. O valor restante equivalente a R\$ 39.458.451,65 será de capital próprio, desembolsado por investidores privados. O financiamento terá duração de dez anos, sem período de carência, pelo sistema de amortização constante (SAC). Ainda, a taxa de juros considerada será a correspondente à Taxa Fixa do BNDES (TFB) para o período de 120 meses, a TFB120, no valor de 8,503% ao ano

(BNDES, 2021). O sistema de amortização constante, como o nome diz, considera constante a parcela de amortização, a qual é calculada pela divisão entre o valor financiado e o período de pagamento (10 anos). Por sua vez, os juros são calculados sobre o saldo devedor do ano anterior e somados à parcela de amortização, constituindo o valor da prestação a ser pago no ano. Na Tabela 52 é apresentada a amortização do empréstimo ao longo do período de dez anos.

Tabela 52 – Amortização do empréstimo.

Ano	Prestação	Juros	Amortização	Saldo devedor
0	R\$ 0,00	R\$ 0,00	R\$ 0,00	R\$ 150.000.000,00
1	R\$ 27.754.693,50	R\$ 12.754.693,50	R\$ 15.000.000,00	R\$ 135.000.000,00
2	R\$ 26.479.224,15	R\$ 11.479.224,15	R\$ 15.000.000,00	R\$ 120.000.000,00
3	R\$ 25.203.754,80	R\$ 10.203.754,80	R\$ 15.000.000,00	R\$ 105.000.000,00
4	R\$ 23.928.285,45	R\$ 8.928.285,45	R\$ 15.000.000,00	R\$ 90.000.000,00
5	R\$ 22.652.816,10	R\$ 7.652.816,10	R\$ 15.000.000,00	R\$ 75.000.000,00
6	R\$ 21.377.346,75	R\$ 6.377.346,75	R\$ 15.000.000,00	R\$ 60.000.000,00
7	R\$ 20.101.877,40	R\$ 5.101.877,40	R\$ 15.000.000,00	R\$ 45.000.000,00
8	R\$ 18.826.408,05	R\$ 3.826.408,05	R\$ 15.000.000,00	R\$ 30.000.000,00
9	R\$ 17.550.938,70	R\$ 2.550.938,70	R\$ 15.000.000,00	R\$ 15.000.000,00
10	R\$ 16.275.469,35	R\$ 1.275.469,35	R\$ 15.000.000,00	R\$ 0,00
Total	R\$ 220.150.814,25	R\$ 70.150.814,25	R\$ 150.000.000,00	0

Fonte: Autores.

11.3.2 Fluxo de caixa

A receita bruta anual do empreendimento provém da venda de 20.814 toneladas (ou 26.554 m³) de HVO e 94.214 toneladas de FAD. Após consultas com fornecedores, definiu-se o preço de venda do FAD como R\$ 1350,00 a tonelada. Já para o HVO, existe a incerteza acerca do preço de venda do produto, haja vista que ainda não há a regularização, até a conclusão do presente projeto. Portanto, considerou-se três cenários de preço de venda do HVO, sendo eles: Preço igual ao biodiesel, isto é, R\$ 5,485 por litro de biodiesel em junho de 2021 (ANP, 2021c); preço 10% maior que o biodiesel e 10% menor que biodiesel. Contudo, a fim de facilitar o

entendimento dos resultados, apresentou-se os dados referentes ao primeiro cenário, em que o preço de venda do HVO é igual ao biodiesel, sendo, apenas, apresentado a conclusão dos outros cenários na seção 11.3.4.

Na Tabela 53 é apresentado a receita bruta anual determinada conforme a capacidade de produção da planta industrial, a qual iniciará com 60% da capacidade total em função de ajustes de processo com o objetivo de manter a conformidade da produção, atingindo a capacidade total apenas no terceiro ano. Além disso, em virtude de o mercado de combustíveis apresentar certa instabilidade nos preços, considerou-se uma correção no preço do HVO de 2% ao ano.

Tabela 53 – Receita bruta.

Ano	Capacidade de produção	Receita anual (R\$)	Preço FAD (R\$)	Preço HVO (R\$)
0	0	0,00	1.350,00	5,49
1	60,00%	163.702.836,41	1.350,00	5,59
2	80,00%	220.600.828,39	1.350,00	5,71
3	100,00%	278.722.269,77	1.350,00	5,82
4	100,00%	281.752.928,75	1.350,00	5,94
5	100,00%	284.844.200,90	1.350,00	6,06
6	100,00%	287.997.298,50	1.350,00	6,18
7	100,00%	291.213.458,05	1.350,00	6,30
8	100,00%	294.493.940,79	1.350,00	6,43
9	100,00%	297.840.033,19	1.350,00	6,56
10	100,00%	301.253.047,43	1.350,00	6,69

Fonte: Autores

O lucro líquido (LL) anual é determinado pela receita bruta descontado tributos, como 0,65% a.a. sobre a receita para o PIS (Programa de Integração Social), 12% a.a. para o ICMS (Imposto sobre Circulação de Mercadorias e Serviços), 3% a.a. para o COFINS (Contribuição para o Financiamento da Seguridade Social), 20% a.a. para o IRPJ (Imposto de Renda de Pessoa Jurídica) e 8% a.a. para o CSLL (Contribuição Social sobre o Lucro Líquido), além de despesas

gerais e operacionais (vide seção 11.2), depreciação (vide seção 11.2.5), amortização e juros (vide Tabela 52).

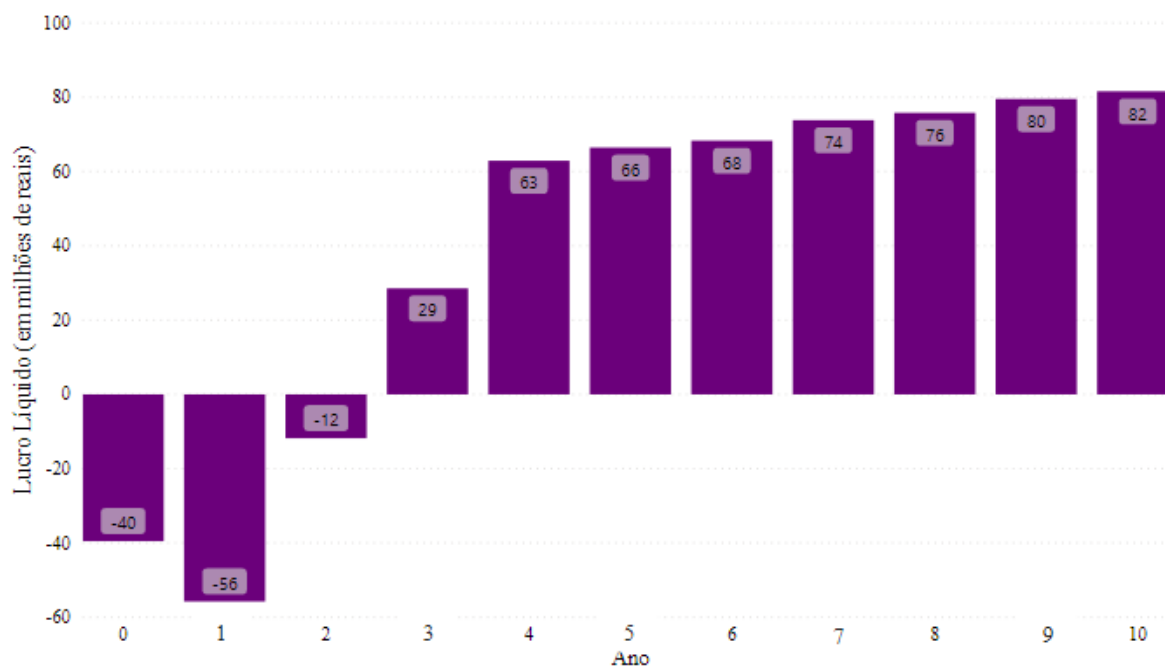
Na Tabela 54 e na Figura 30 é apresentado o fluxo de caixa ao longo do período de dez anos, onde o EBITDA (*Earnings Before Interest, Taxes, Depreciation and Amortization*), corresponde ao lucro antes de juros, impostos, depreciação e amortização; o EBIT (*Earnings Before Interest and Taxes*) representa o lucro antes de juros e impostos; o custo de mercadoria vendida (CMV) é a soma de todas as despesas para produzir a mercadoria, como custos com matéria-prima, insumos e utilidades; e as despesas operacionais e administrativas (DOA) referem-se a custos de manutenção, administração, laboratório, seguros e pessoal.

Tabela 54 – Fluxo de caixa do empreendimento.

	Ano 1	Ano 2	Ano 3	Ano 4	Ano 5	Ano 6	Ano 7	Ano 8	Ano 9	Ano 10
Receita Bruta (R\$)	-	163.702.836	220.600.828	278.722.270	281.752.929	284.844.201	291.213.458	294.493.941	297.840.033	301.253.047
CMV (R\$)	0	94.649.501	91.310.097	92.532.704	91.310.097	92.532.704	91.310.097	92.532.704	91.310.097	92.532.704
PIS/COFINS/ ICMS (R\$)	0	26.372.527	35.538.793	44.902.158	45.390.397	45.888.401	46.914.488	47.442.974	47.982.029	48.531.866
Lucro bruto (R\$)	0	42.680.809	93.751.938	141.287.408	145.052.435	146.423.096	152.988.873	154.518.263	158.547.907	160.188.478
DOA (R\$)	9.052.633	9.052.633	9.052.633	9.052.633	9.052.633	9.052.633	9.052.633	9.052.633	9.052.633	9.052.633
EBITDA (R\$)	-9.052.633	33.628.176	84.699.305	132.234.776	135.999.802	137.370.464	143.936.240	145.465.631	149.495.274	151.135.845
Depreciação (R\$)	18.952.233	18.952.233	18.952.233	18.952.233	18.952.233	18.952.233	18.952.233	18.952.233	18.952.233	18.952.233
Amortização (R\$)	15.000.000	15.000.000	15.000.000	15.000.000	15.000.000	15.000.000	15.000.000	15.000.000	15.000.000	15.000.000
Juros (R\$)	12.754.694	11.479.224	10.203.755	8.928.285	7.652.816	6.377.347	5.101.877	3.826.408	2.550.939	1.275.469
EBIT (R\$)	-55.759.560	-11.803.282	40.543.317	89.354.257	94.394.753	97.040.884	104.882.129	107.686.989	112.992.102	115.908.142
IRPJ/CSLL (R\$)			12.000.822	26.448.860	27.940.847	28.724.102	31.045.110	31.875.349	33.445.662	34.308.810
LL (R\$)	-55.759.560	-11.803.282	28.542.495	62.905.397	66.453.906	68.316.782	73.837.019	75.811.640	79.546.440	81.599.332

Fonte: Autores.

Figura 30 – Fluxo de caixa do empreendimento.



Fonte: Autores

11.3.3 *Payback* descontado

O *payback* descontado é o tempo de retorno do investimento considerando o fluxo de caixa descontado, ou seja, considera-se o custo do capital ao longo do tempo. Para determinar o *payback* descontado é necessário calcular o Valor Presente Líquido (VPL). O VPL atualiza o fluxo de caixa do investimento para o valor presente, utilizando uma taxa de desconto, também conhecida com Taxa Mínima de Atratividade (TMA), na qual considerou-se a taxa SELIC atual de 5,25% ao ano. A TMA é considerada uma taxa mínima de remuneração do investidor com baixo risco, para o mercado brasileiro utiliza-se a taxa SELIC definida pelo Banco Central do Brasil.

Sendo assim, para o cálculo do VPL, utilizou-se a Equação 14, cujo resultado é apresentado na Tabela 55.

$$VPL = \sum_{t=0}^n \frac{FC_t}{(1+i)^t} \quad (14)$$

Onde, FC_t é o fluxo de caixa do período analisado, i a taxa de juros, e t o tempo em anos. VPL avalia se o empreendedor deve realizar o projeto ou não, considerando o investimento inicial, o prazo da iniciativa, o fluxo de caixa e o retorno esperado do período.

Tabela 55 – Valor Presente Líquido.

Período	VPL (R\$)
0	-39.522.332,52
1	-92.500.536,33
2	-103.155.661,51
3	-78.674.860,62
4	-27.412.395,24
5	24.040.520,34
6	74.297.313,71
7	125.905.598,26
8	176.250.912,73
9	226.441.445,55
10	275.359.092,69

Fonte: Autores

O *Payback* descontado leva em consideração o valor do dinheiro no tempo, utilizando os valores descontados para o presente por meio da taxa de juros, ou seja, cada fluxo é descontado por uma taxa de juros. Ele mensura o tempo necessário para recuperar o investimento. Consequentemente, quanto maior o *payback*, maior será o risco. Logo, o *payback* descontado é o período em que o VPL é igual a zero, onde o valor investido é recuperado, sendo, no caso em questão, 4,53 anos.

11.3.4 Taxa Interna de Retorno (TIR)

A Taxa Interna de Retorno mensura a *performance* do capital investido, ou seja, representa quanto um investimento rendeu, considerando os fluxos de caixas descontados no período analisado, no caso, 10 anos. A TIR representa a taxa máxima, a qual o fluxo de caixa é

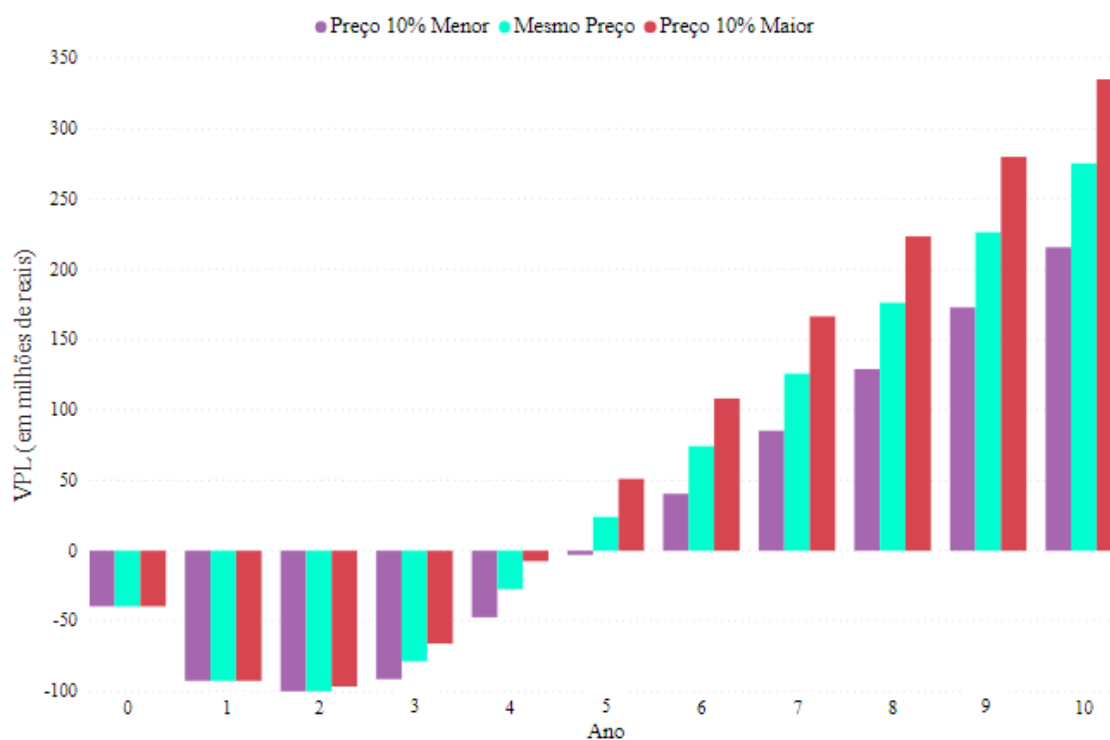
submetido para não gerar lucro nem prejuízo, ou seja, de forma que o VPL, vide Equação 14, seja igual a zero. Em seguida, com o resultado da TIR, deve-se fazer um comparativo com a TMA, ou seja, comparar a rentabilidade do projeto com uma rentabilidade que se pode conseguir no mercado de forma mais fácil e de menor risco. Assim, caso a TIR for maior que a TMA, o projeto é viável.

Calculando a TIR para o investimento proposto, obteve-se uma taxa de 33,31% ao ano, que é acima da TMA, indicando que o projeto é rentável.

11.3.4 Análise de cenários

Como a comercialização do HVO ainda não é regularizada no Brasil, analisou-se três cenários para os preços de venda do produto baseado no preço do biodiesel, sendo eles: Igual ao preço do biodiesel, 10% maior e 10% menor que o preço do biodiesel. Assim, visando analisar a rentabilidade dos cenários, realizou-se as mesmas etapas apresentadas nas seções anteriores e se apresentou o VPL dos três cenários na Figura 31 de modo a observar o tempo necessário para recuperar o valor investido.

Figura 31 – Valor Presente Líquido em relação a oscilação do preço do HVO.



Sendo assim, considerando o período de análise de dez anos, observa-se que se o preço do HVO variar negativamente em 10%, obtém-se um *payback* de 5,07 anos. Já para uma variação positiva de 10% no preço do HVO resulta em um *payback* de 4,13 anos.

11.3.5 Conclusão sobre o investimento

Conforme as métricas calculadas, VPL, TIR e *payback*, o empreendimento apresenta viabilidade de ser implementado, mesmo no cenário negativo. Em suma, após cerca de seis anos, o empreendimento irá retornar lucro em todos os cenários avaliados, abrindo possibilidades para expansão do negócio. Além disso, é possível buscar por melhorias e otimização no processo, procurando reduzir custos e aumentar a produtividade, sem necessariamente aumentar a escala de produção.

12 CONCLUSÃO

Em meio ao atual contexto energético, o papel dos combustíveis renováveis tem tomado cada vez mais relevância nos últimos anos e, com isso, o maior interesse no estudo e aproveitamento de novas fontes de matéria-prima. O HVO, que se mostrou uma forte alternativa aos combustíveis fósseis empregados atualmente, possibilita a sua sintetização a partir de matérias-primas de diferentes classes, como gás de síntese, óleos vegetais e etanol. Por meio do presente projeto, foi possível avaliar diferentes rotas e verificar a viabilidade técnica do hidrocrackeamento catalítico de óleos e gorduras.

Ainda, objetivando o desenvolvimento e aproveitamento de tecnologias renováveis, o contexto do Rio Grande do Sul como maior produtor nacional de arroz, possibilitou o uso de um resíduo desta indústria, o farelo de arroz, como fonte de óleo. Para extração deste, a utilização de etanol como solvente contribui para menor geração de impactos ao meio ambiente, quando comparado às tecnologias tradicionais, como o hexano, apresentando boa eficiência e desempenho, além de ser um insumo renovável bem consolidado no Brasil.

Visando diminuir as necessidades externas de insumos demandados pelo processo e, com estes, os respectivos impactos gerados até a utilização na planta, o projeto foi concebido com a presença de duas unidades de reaproveitamento: A recuperação de etanol e a geração de hidrogênio a partir do propano residual de reação. Em termos energéticos, também foi possível a minimização de custos com o aproveitamento energético de correntes do processo, bem como o aproveitamento da casca de arroz, outro resíduo do processo, como combustível para as unidades geradoras de energia na planta.

No que tange aos aspectos econômicos do projeto, da participação de mercado de farelo de arroz, igual a 25% do farelo produzido nacionalmente, a produção da unidade é de 20.814,36 kg/ano (26.554 m³/ano) de HVO, comercializado a empresas autorizadas pelo órgão regulamentador (ANP), e 94.214,31 ton/ano de FAD, comercializado a empresas produtoras de ração animal, resultando numa de receita bruta anual de aproximadamente R\$ 272,84 milhões. Do investimento inicial, de R\$ 189,46 milhões, o empreendimento retornou um *payback* de aproximadamente 5 anos com uma TIR de 33,31% a.a., maior que a TMA de 5,25% a.a., portanto, se mostrando um processo economicamente viável. Portanto, o processo, o qual é sujeito às variações do valor do HVO comercial, que se encontra nas etapas iniciais de implementação no Brasil, ainda está aberto a novas melhorias para aprimoramento, como em tecnologias de catalisadores, solventes de extração, integração energética, entre outros que podem ser melhor avaliados em trabalhos futuros.

REFERÊNCIAS

AATOLA, H.; LARMI, M.; SARJOVAARA, T. **Hydrotreated Vegetable Oil (HVO) as a Renewable Diesel Fuel: Trade-off between NO_x, Particulate Emission, and Fuel Consumption of a Heavy Duty Engine**. Helsinki University of Technology. 2008.

ABBAS, M. N. **Study the Performance of Different Packing in Open Cooling Towers**. Journal of Engineering and Development, v. 16 n° 2. Iraq, 2012.

ABDUL-HAMID, A.; LUAN, Y. S. Functional properties of dietary fibre prepared from defatted rice bran. **Food Chemistry**, v. 68, n. 1, p. 15–19, 2000.

ADEBIYI, A.O. *et al.* Isolation and characterization of protein fractions from deoiled rice bran. **European Food Research and Technology**; vol. 228; pp. 391-409. 2008.

ADVANCED CHEMICALS SUPPLIER – ACS MATERIAL. **Type A and X Zeolites**. ACS Material LLC, 2019. Disponível em: <<https://www.acsmaterial.com/blog-detail/type-a-and-x-zeolites.html>>. Acesso em: 04 abr. 2021.

AGÊNCIA NACIONAL DE ENERGIA ELÉTRICA – ANEEL. **Ranking das Tarifas**. Disponível em: <<https://www.aneel.gov.br/ranking-das-tarifas>>. Acesso em: 15 jul. 2021.

AGÊNCIA NACIONAL DE PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS – ANP. **80º Leilão de Biodiesel da ANP negocia 1,10 bilhão de litros**. Disponível em: <https://www.gov.br/anp/pt-br/canais_atendimento/imprensa/noticias-comunicados/80o-leilao-de-biodiesel-da-anp-negocia-1-10-bilhao-de-litros>. Acesso em: 30 jun. 2021c.

AGÊNCIA NACIONAL DE PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS – ANP. Ficam estabelecidos os requisitos necessários à concessão de autorizações de construção e de operação de instalação de combustíveis líquidos automotivos, combustíveis de aviação, solventes, óleos lubrificantes básicos e acabados, gás liquefeito de petróleo (GLP), óleo combustível, querosene iluminante e asfaltos a serem outorgadas. **Resolução ANP N° 42, de 18 de agosto de 2011**. Brasília, 2011.

AGÊNCIA NACIONAL DE PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS – ANP. Regulamenta a atividade de comércio exterior de biocombustíveis, petróleo e seus derivados e derivados de gás natural, disciplina o procedimento de anuência prévia dos pedidos de importação e exportação e dá outras providências. **Resolução ANP N° 777, de 05 de abril de 2019**. Brasília, 2019.

AGÊNCIA NACIONAL DE PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS – ANP. Dispõe sobre os produtores de derivados de petróleo (refinarias, formuladores ou centrais petroquímicas autorizados a produzir gasolina A e óleo diesel A), individualizados, assegurarem estoques semanais médios de gasolina e óleo diesel, iguais ou superiores ao estoque mínimo. **Resolução ANP N° 45, de 22 de novembro de 2013**. Brasília, 2013.

AGÊNCIA NACIONAL DE PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS – ANP. Dispõe sobre a obrigatoriedade de apresentação de dados de preços relativos à comercialização de derivados de petróleo e biocombustíveis por produtores, importadores e distribuidores e dá outras providências. **Resolução ANP Nº 795, de 05 de julho de 2019**. Brasília, 2019.

AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS - ANP. **Anuário Estatístico 2020 – Dados Abertos**. Disponível em: <<https://www.gov.br/anp/pt-br/centrais-de-conteudo/dados-abertos/anuario-estatistico-2020-dados-abertos#secao4>>. Acesso em: 27 janeiro 2021b.

AGÊNCIA NATURAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS – ANP. Dispõe sobre as informações constantes dos documentos da qualidade e o envio dos dados da qualidade dos combustíveis produzidos no território nacional ou importados e dá outras providências. **Resolução ANP Nº 828, de 01 de setembro de 2020**. Brasília, 2020.

AGÊNCIA NATURAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS – ANP. Estabelece a especificação do diesel verde, bem como as obrigações quanto ao controle da qualidade a serem atendidas pelos agentes econômicos que o comercializem em território nacional. **Resolução ANP Nº 842, de 14 de maio de 2021**. Brasília, 2021a.

AGRAWAL, R., SINGH, N. R. System and Process for Producing Synthetic Liquid Carbon. **Patent No.: US 8.444,725 B2 - Purdue Research Foundation**, West Lafayette, IN (US), 2013.

AGROPALMA. 2021. **Óleos para fins não alimentícios**. Disponível em: <<https://www.agropalma.com.br/produtos/industria/nao-alimenticios>>. Acesso em: 14 fevereiro 2021.

AIZPURUA-OLAIZOLA, O. *et al.* Optimization of Supercritical Fluid Consecutive Extractions of Fatty Acids and Polyphenols from Vitis Vinifera Grape Wastes. **Journal of Food Science**, vol. 80; n. 1; p. 101-107. 2005.

Alcoólicos: Avaliação de Alterações na Fração Proteica e na Composição do Óleo. Tese (Mestrado em Ciências da Engenharia de Alimentos) – Faculdade de Zootecnia e Engenharia de Alimentos da Universidade de São Paulo, Pirassununga, 2013.

ALEGRETE. **Decreto-lei nº 3592**, de 22 de julho de 2004. Reestrutura lei que cria a área industrial de Alegrete e dá outras providências.

ALEGRETE. **Decreto-lei nº 4891**, de 14 de dezembro de 2011. Instituição dos Distritos Industriais e Empresariais.

ALEGRETE. **Decreto-lei nº 541**, de 03 de maio de 1961. Isenção de Impostos a Indústrias que vierem a se instalar em Alegrete.

ALEGRETE. Portal da Prefeitura Municipal. **Dados Gerais**. 2021a. Disponível em: <<https://www.alegrete.rs.gov.br/bW9kdWxvPTEmYXJxdWl2bz1jaWRhZGUucGhw&pagina=dados>>. Acesso em: 25 jan. 2021.

ALEGRETE. Portal da Prefeitura Municipal. **Emissão de Alvará de Funcionamento**. Disponível em: < <https://alegrete.rs.gov.br/leis/2-441-2015-1.pdf> >. Acesso em: 13 fev. 2021.

ALEGRETE. Portal da Prefeitura Municipal. **Geografia**. 2021b. Disponível em: < <https://www.alegrete.rs.gov.br/?bW9kdWxvPTEmYXJxdWl2bz1jaWRhZGUucGhw&pagina=geografia>>. Acesso em: 10 abr. 2021.

AMEEN, M et al. **Catalytic hydrodeoxygenation of triglycerides**: An approach to clean diesel fuel production. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, p. 1072-1088, 2017.

ANAL, A. K. Food processing by-products. In TIWARI, B, K; BRUNTON, N.P.; BRENNAN, C.S. **Plant Food Phytochemicals: Sources, Stability, and Extraction, Firsted**. John Wiley & Sons Ltd, pp. 180-197, 2013

ANDERSON, D. A Primer on Oils Processing Technology In: SHAHIDI, F. (Ed.) **Bailey's Industrial Oil and Fat Products**. New Jersey: John Wiley and Sons, 2005. 6th ed., v.5, Cap. 1, p.1-56.

APROBIO. **Tendências para o mercado de biodiesel em 2020**. Disponível em: <<https://aprobio.com.br/noticia/tendencias-para-o-mercado-de-biodiesel-em-2020>>. Acesso em: 28 janeiro 2021.

AREGHEORE, E.M. Chemical composition and nutritive value of some tropical by-product feedstuffs for small ruminants – in vivo and in vitro digestibility. **Animal Feed Science and Technology**, vol. 85, n. 1, pp. 99-109, 2000.

ARÉVALO PINEDO, A. **Projeto e Desempenho de um Reator de Recirculação para Hidrogenação**. 82p.Tese (Mestrado em Engenharia de Alimentos) – Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 1995.

ARORA, R.; TOOR, A.P.; WANCHOO, R.K. Esterification of high free fatty acid rice bran oil: parametric and kinetic study. **Chemical and Biochemical Engineering**, vol. 3, pp. 242-245, 2015.

ASHRAF, M.A. *et al.* Design Industrial Type Separators for the Hydrocarbons and Heavy Oil – Water Separations. **Research Journal of Chemical Sciences**, v. 5, n. 9, p. 72 - 75, 2015.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DAS INDÚSTRIAS DE ÓLEOS VEGETAIS - ABIOVE. 2020. **Estatística mensal do óleo de soja**. Disponível em: <<https://abiove.org.br/estatisticas/>>. Acesso em: 03 fevereiro 2021.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS - ABNT. **NBR 14725-3:2012: Produtos químicos — Informações sobre segurança, saúde e meio ambiente. Parte 3: Rotulagem**. 2 ed. Rio de Janeiro, 2012. 53 p.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS – ABNT. **NBR 17505–2: 2006: Armazenamento de líquidos inflamáveis e combustíveis. Parte 2: Armazenamento em tanques, em vasos e em recipientes portáteis com capacidade superior a 3000 L**. 4 ed. Rio de Janeiro, 2006, 42 p.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS – ABNT. **NBR 5413: Iluminância de interiores**. Rio de Janeiro, 1992, 13p.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS – ABNT. **NBR 7821: 1983: Tanques soldados para armazenamento de petróleo e derivados**. Rio de Janeiro, 1983, 118p.

ASSOCIAÇÃO PORTUGUESA PARA PROMOÇÃO DO HIDROGÊNIO – AP2H2. **Sobre o hidrogênio. O que é?** Disponível em: <<https://www.ap2h2.pt/sobre-h2.php>> Acesso em: 15 fev. 2021.

ATLAS SOCIOECONÔMICO RIO GRANDE DO SUL. **Arroz**. Disponível em: <<https://atlassocioeconomico.rs.gov.br/arroz#:~:text=Entre%20as%20unidades%20da%20federa%C3%A7%C3%A3o,toneladas%20em%20m%C3%A9dia%20do%20gr%C3%A3o.>>. Acesso em: 25 jan. 2021.

BANCO NACIONAL DE DESENVOLVIMENTO ECONÔMICO E SOCIAL - BNDES. 2020. **TFB – Taxa Fixa do BNDES**. Disponível em: <<https://www.bndes.gov.br/wps/portal/site/home/financiamento/guia/custos-financeiros/tfb-taxa-fixa-bndes/>>. Acesso em: 08 ago. 2021.

BAO, J. Nutraceutical Properties and Health Benefits of rice. In: YU, L.; TSAO, R.; SHAHIDI, F. **Cereals and Pulses: Nutraceutical Properties and Health Benefits**. First ed. John Wiley & Sons, Inc., 2012. p. 37–64.

BASTON, E. P. **Catalisadores a base de Mo, NiMo e CoMo Suportados sobre gama-Alumina ou Al-MCM-41 – Avaliação na Hidrodessulfurização Dibenzotiofeno**. Dissertação de Mestrado, Universidade Federal de São Carlos, 2007.

BÉALU, Z. **Process Simulation and Optimization of Alternative Liquid Fuels Production - A techno-economic assessment of the production of HEFA Jet Fuel**. Master's Thesis. University of Kaiserslautern, 2017.

BEDIN, S. **Extração de proteína do farelo de arroz: processo alcalino, por ultrassom e micro-ondas**. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Faculdade de Engenharia Química da Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2018.

BELL PERFORMANCE. 2020. **Guidelines For Long Term Fuel Storage of Diesel and Storage Tanks**. Disponível em: <<https://www.bellperformance.com/bell-performs-blog/guidelines-for-long-term-fuel-storage-of-diesel-and-storage-tanks#:~:text=The%20key%20is%20keeping%20the,with%20fuel%20stabilizers%20and%20biocides.>>. Acesso em: 30 mar. 2021.

BESSA, L.C.B.A. *et al.* Simulation and process design of continuous countercurrent ethanolic extraction of rice bran oil. **Journal of Food Engineering**, v, 202, p. 99-113, 2017.
BEZERRA, V. V. L. **Síntese De Fischer-Tropsch Sobre Catalisadores Convencionais E Estruturado Para Obtenção De Combustíveis Líquidos**. Dissertação de Mestrado – Universidade Federal de Pernambuco, Recife, 2015.

BIODIESELBR. 2021. **Novas tecnologias**. Disponível em: <<https://www.biodieselbr.com/noticias/colunistas/gazzoni/novas-tecnologias-070610#:~:text=Para%20obter%20o%20diesel%20vegetal,desdobrar%20a%20sacarose%20at%C3%A9%20farneseno.&text=As%20modifica%C3%A7%C3%B5es%20gen%C3%A9ticas%20foram%20direcionadas,estado%20natural%2C%20secreta%20apenas%20etanol>>. Acesso em: 11 fev. de 2021.

BOHNERT, D.W.; SCHAUER, C.S.; DELCURTO, T. Influence of rumen protein degradability and supplementation frequency on performance and nitrogen use in ruminants consuming low quality forage: Cow performance and efficiency of nitrogen use in wethers. **Journal of Animal Science**, vol.80, n.6, pp.1629- 1637, 2002.

BONHOMME, L. *et al.* Centrifugal Filter. Titular: Emd Millipore Corporation. **USA n. US 8357296 B2**. Depósito: 24 set. 2007. Concessão: 22 jan. 2013.

BORGES, Diego et al. Uso de cinza de madeira de eucalipto em compostos cimentícios, uma alternativa sustentável. **Periódico Técnico e Científico Cidades Verdes**, [S.L.], v. 5, n. 11, p. 89-103, 19 dez. 2017. ANAP - Associação Amigos de Natureza de Alta Paulista. <http://dx.doi.org/10.17271/2317860451120171678>.

BREA, P. *et al.* **Multicomponent adsorption of H₂, CH₄, CO and CO₂ in zeolites NaX, CaX and MgX** - Evaluation of performance in PSA cycles for hydrogen purification. *Microporous and Mesoporous Material*, v.286, p.187-198, 2019.

BRENNAN, J. G. *et al.* **Food Engineering Operations**. Linton Road, England: Elsevier Applied Science, 1990.

BRUNNER, G. Supercritical fluids: Technology and application to food processing. **Journal of Food Engineering**, v. 67, n. 1–2, p. 21–33, 2005.

BRUNSCHWILER, C. et al. Direct Measurement of rice bran lipase activity for inactivation kinetics and storage stability prediction. **Journal of Cereal Science**, vol. 58, p. 272 – 277, 2013.

CAMARGO, B.F.G. *et al.* **Protótipo Separador Trifásico Horizontal**. 9º Congresso Brasileiro de Pesquisa e Desenvolvimento em Petróleo e Gás, Maceió, 2017.

CAMPESTRE. 2020. **Óleos vegetais**. Disponível em: <<https://www.campestre.com.br/oleos-vegetais/>>. Acesso em: 03 fevereiro 2021.

CAPELLINI, M.C. *et al.* Rice bran oil extraction using alcoholic solvents: physicochemical characterization of oil and protein fraction. **Industrial Crops & Products**, vol. 104, pp. 133-143. 2017.

CAPELLINI, M.C. **Extração de Óleo de Farelo de Arroz utilizando Solventes**

COMPANHIA NACIONAL DE ABASTECIMENTO - CONAB. **Acompanhamento da Safra Brasileira de Grãos: Safra 2020/2021**, vol. 8, n. 3, 2021a.

COMPANHIA NACIONAL DE ABASTECIMENTO - CONAB. **Política de Garantia de Preços Mínimos**. 2021b. Disponível em <<https://consultaweb.conab.gov.br/consultas/consultaPgpm.do?method=acaoListarConsulta>>. Acesso em: 03 fevereiro 2021.

COMPANHIA NACIONAL DE ABASTECIMENTO - CONAB. **Série Histórica das Safras. Grãos - Por Unidades da Federação**. Brasília, DF, 2020.

COMPANHIA RIOGRANDENSE DE SANEAMENTO - CORSAN (Rio Grande do Sul). **Sistema Tarifário**. 2021. Disponível em: <<https://www.corsan.com.br/sistematarifario>>. Acesso em: 25 jul. 2021.

CONAMA. **RESOLUÇÃO N° 430**: Dispõe sobre as condições e padrões de lançamento de efluentes. Brasília, 2011. 9 p.

CONAMA. **RESOLUÇÃO N° 001**: Dispõe sobre critérios básicos e diretrizes gerais para a avaliação de impacto ambiental. Brasília, 1986.

CONAMA. **RESOLUÇÃO N° 491**: Dispõe sobre padrões de qualidade do ar. Brasília, 2018. 5 p.

CREMASCO, M.A. **Operações Unitárias em Sistemas Particulados e Fluidomecânicos**. 3ª ed. São Paulo, SP: Edgar Blucher, 2018.

CRUZ, F.G.G.; RUFINO, J.P.F. **Formulação e Fabricação de Rações (Aves, Suínos e Peixes)**. Manaus: EDUA, 2018.

DADALT, J.C. **Valor Nutricional do Farelo de Arroz Desengordurado Desfitinizado em Dietas para Suínos em Crescimento**. 2012. 112p. Tese (Mestrado em Zootecnia) – Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, RS, 2012.

DAUD, N.S.M. *et al.* Production of biodiesel from rice bran oil. **Biomass, Biopolymer-Based Materials, and Bioenergy**; pp. 409-447, 2019.

DOMEL – Caldeiras e Aquecedores. **Perda de vapor devido a vazamentos**. Disponível em: <<http://www.domel.com.br/UserFiles/File/PERDADEVAPORDEVIDOAVAZAMENTOS.pdf>>. Acesso em 29 jun. 2021.

DONG, F. *et al.* **A New Concept in the Design of Pressure-Swing Adsorption Processes for Multicomponent Gas Mixtures**. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, v.38, p.233-239, 1999.

ELEPAÑO A.R.; SATAIRAPAN, K.T.; DAMIAN, C.E. **Development of Rice Hull Cyclonic Furnace for Drying Applications**. World Renewable Energy Conference, Brighton, 2000.

ELNASHAIE, S. S. E. H., ELSHISHINI, S. S. **Modelling, Simulation and Optimization of Industrial Fixed Bed Catalytic Reactors**. Topics in Chemical Engineering, v.7, Gordon and Breach Science Publishers, 1993.

EMPRESA BRASILEIRA DE PESQUISA AGROPECUÁRIA – EMBRAPA. **Embrapa Arroz e Feijão. A Embrapa, o arroz e você, juntos por um Brasil melhor: utilização do farelo de arroz.** Folhetos. Santo Antônio de Goiás, GO, 2009.

EMPRESA BRASILEIRA DE PESQUISA AGROPECUÁRIA – EMBRAPA. **Pesquisa Agrícola Municipal – IBGE.** 2020. Disponível em: <<https://www.embrapa.br/agropensa/producao-agricola-municipal>>. Acesso em: 03 mar. 2020.

EMPRESA BRASILEIRA DE PESQUISA AGROPECUÁRIA - EMBRAPA. **Tecnologia para produção de óleo de soja: descrição das etapas, equipamentos, produtos e subprodutos.** Londrina, Paraná, 2001.

EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA - EPE. **Análise da Conjuntura dos Biocombustíveis.** Rio de Janeiro, 2020a.

EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA - EPE. **Balanco Energético Nacional.** Rio de Janeiro, 2019.

EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA - EPE. **Combustíveis Renováveis para uso em motores do ciclo Diesel.** Nota técnica - DPG-SDB N° 01/2020. Rio de Janeiro, 2020b.

ENERGY. 2021. **Hydrogen Resources.** Hydrogen and Fuel Cells Technologies Office. Disponível em: <<https://www.energy.gov/eere/fuelcells/hydrogen-resources#:~:text=Currently%2C%20most%20hydrogen%20is%20produced,more%20directly%20to%20generate%20hydrogen.>>. Acesso em: 20 mar. 2021.

EUROPEAN STANDARD. **EN 1991-4:** Eurocode 1 – Actions on structures – Part 4: Silos and Tanks.

FARIAS, F. E. M. **Produção de hidrocarbonetos através da síntese de Fischer-Tropsch utilizando catalisadores de Fe/K.** Tese (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal do Ceará, Fortaleza, 2007.

FELIPE, M. G. A. **Biotechnological Production of Xylitol from Lignocellulosic Materials.** p. 300–315, 2004.

FERRAZ MÁQUINAS (Ribeirão Preto). **Soluções em equipamentos para nutrição animal.** 2020. Disponível em: <http://www.ferrazmaquinas.com.br/uploads/conteudo/conteudo/2016/09/CLP9T/catalogo-geral-2020.pdf>. Acesso em: 27 abr. 2021.

FIRESTONE, D. **Physical and Chemical Characteristics of Oils, Fats, and Waxes.** AOCS Press, Washington, DC, pp. 86–87, 1999.

FOLETTTO, Edson Luiz; HOFFMANN, Ronaldo; HOFFMANN, Rejane Scopel; PORTUGAL JUNIOR, Utinguassú Lima; JAHN, Sérgio Luiz. Aplicabilidade das cinzas da casca de arroz. **Química Nova**, [S.L.], v. 28, n. 6, p. 1055-1060, dez. 2005. FapUNIFESP (SciELO). <http://dx.doi.org/10.1590/s0100-40422005000600021>.

FOUST, A. S. *et al.* **Princípios das Operações Unitárias**. Terceira Edição, Editora LTC, Rio de Janeiro, 2011.

FREITAS, I. R.; LIMA, L. S.; FAGUNDES, R. L. **Manual de Licenciamento Ambiental: Guia de procedimentos passo a passo**. Rio de Janeiro: GMA, 2004, 23 p.

FUJINO, Y. Rice Lipids. **Cereal Chemistry**, vol. 55, pp. 559-571, 1978.

GANLEY, J. C. **Pressure Swing Adsorption in the Unit Operations Laboratory**. Colorado School of Mines, 2018.

GEANKOPLIS, C. J. Procesos de transporte y operaciones unitarias. **Compañía editorial continental**, Ciudad Del México, 1998.

GOMES, G.C.C. Métodos de preparação industrial de solventes e reagentes químicos. **Revista Virtual de Química**, vol. 8, n.6, 2016.

GOSH, M. Review on recent trends in rice bran oil processing. **Journal of the American Oil Chemists' Society**, vol. 84, n. 4, pp. 315-324, 2007.

GRANDE, C. A. **Advances in Pressure Swing Adsorption for Gas Separation – Review Article**. *ISRN Chemical Engineering*, 2012.

GRASHOFF, G. J.; PILKINGTON, C. E.; CORTI, C. W. **The Purification of Hydrogen – A Review of The Technology Emphasising the Current Status of Palladium Membrane**. Johnson Matthey Group Research Centre, *Platinum Metals Rev.*, 1983.

GUNAWAN, S.; VALI, S. R.; JU, Y. **Purification and Identification of Rice Bran Oil Fatty Acid Steryl and Wax Esters**. *Journal of the American Oil Chemists' Society*, vol. 83, n. 5, pp. 449-456, 2006.

IBÁÑEZ, E.; MENDIOLA, J. A.; CASTRO-PUYANA, M. Supercritical Fluid Extraction. **Encyclopedia of Food and Health**, p. 227–233, 2015.

INSTITUT FÜR LUFT UND KÄLTETECHNIK - ILK DRESDEN. **Hydrogen and methane testing field at the ILK**. 2021. Disponível em: <<https://www.ilkdresden.de/en/service/research-and-development/project/hydrogen-test-area-at-ilk-dresden/>>. Acesso em 12 abr. 2021.

INSTITUTO NACIONAL DO SEGURO SOCIAL – INSS. **Trabalho, Emprego, Previdência: Cadastros**. Disponível em: < <https://www.gov.br/pt-br/servicos/solicitar-inscricao-junto-ao-inss> >. Acesso em 13 fev. 2021.

INSTITUTO RIO GRANDENSE DO ARROZ – IRGA. **Boletim de resultados da lavoura – safra 2019/2020. Condições meteorológicas e seus impactos sobre as lavouras de arroz irrigado e soja em rotação**. Porto Alegre, 2020.

INTERNATIONAL ENERGY AGENCY – IEA. **Renewables 2020 - Analysis and forecast to 2025: Transport Biofuels**. Disponível em: <<https://www.iea.org/reports/renewables-2020/transport-biofuels>>. Acesso em: 10 abr. 2021.

INTERNATIONAL ORGANIZATION OF STANDARDIZATION. **ISO/TS15869:2009**: Gaseous hydrogen and hydrogen blends – land vehicle fuel tanks.
INTERNATIONAL ORGANIZATION OF STANDARDIZATION. **ISO13895:1196**: Adhesives – Guidelines for the surface preparation of plastics.

JESUS, S. P.; GRIMALDI, R.; HENSE, H. Recovery of γ -oryzanol from rice bran oil byproduct using supercritical fluid extraction. **Journal of Supercritical Fluids**, vol. 55, pp. 149–155, 2010.

JOHNSON, L. A.; LUSAS, E. W. Comparison of alternative solvents for oils extraction. **Journal of the American Oil Chemists' Society**, v. 60, n. 2, p. 229–242, 1983.

JOLLY, W. L. 2020. **Hydrogen**. *Encyclopedia Britannica* - 2020. Disponível em: <<https://www.britannica.com/science/hydrogen>>. Acesso em: 20 mar. 2021.

JULBE, A.; DROBEK, M. **Zeolite X**: Type. *Encyclopedia of Membranes*, Springer-Verlag Berlin Heidelberg, 2014.

JUNTA COMERCIAL DO RIO GRANDE DO SUL – JUCERGS. **Documentação Necessária para Cadastro de Sociedade** Limitada. Disponível em: <<https://jucisrs.rs.gov.br/constituicao-de-sociedade-limitada>>. Acesso em: 13 fev. 2021.

KAMYAB, A. **Preparation and Evaluation of Sulfided NiMo/ γ -Al₂O₃ Hydrotreating Catalysts**. Master Thesis, Royal Institute of Technology, 2016.

KEMPER, T. G. Oil Extraction. In: SHAHIDI, F. (Ed.) **Bailey's Industrial Oil and Fat Products**, New Jersey: John Wiley and Sons, 2005. 6th ed., v.5, Cap. 2, p.57-98.

KISTER, H. Z. **Distillation Design**. United States of America: McGraw-Hill, Inc., 1992.

KITTISUPAKORN, P.; SAE-UENG, S.; SUWATTHIKUL, A. Optimization of Energy Consumption in a Hydrotreating Process for Green Diesel Production from Palm Oil. **Computer Aided Chemical Engineering**, vol. 38, pp. 751-756, 2016.

KOKKA, A *et.al.* **Hydrogen production via steam via steam reforming of propane over supported metal catalysts**. *International Journal of Hydrogen Energy*, p. 14849-14866, 2020.

KUBIČKA, D.; TUKAČ, V. **Chapter Three: Hydrotreating of Triglyceride- Based Feedstocks in Refineries**, vol. 42, pp. 141-194, 2013.

LACERDA, D.B.C.L. *et al.* Qualidade de farelos de arroz cru, extrusado e parbolizado. **Pesquisa Agropecuária Tropical**, Goiânia, vol. 40, n.4, pp. 521 – 530, 2010.

LAKKAKULA N.R.; LIMA M.; WALKER T. Rice Bran Stabilization and Rice Bran Oil Extraction Using Ohmic Heating. **Bioresource Technology**; vol. 92, pp.157-161. 2004.

LAOKULDILOK, T. *et al.* Antioxidants and Antioxidant Activity of Several Pigmented Rice Brans. **Journal of Agricultural and Food Chemistry**, v. 59, p. 193–199, 2011.

- LOIS, E; GUPTA, A. K; KEATING, E. L. **Encyclopedia of Physical Science and Technology - Fuels**. 2003, DOI:10.1016/B0-12-227410-5/00268-4.
- LUCK, F. **Trickle-Bed Laboratory Reactors for Kinetics Studies**. *International Journal of Chemical Reactor Engineering*, vol.7, Review R2, 2009.
- LUDKE, M.C.M.M. *et al.* Utilização da fitase em dietas com ou sem farelo de arroz desengordurado para suínos em crescimento / terminação. **Revista Brasileira de Zootecnia**, vol. 32, pp. 2002-2010, 2002.
- MACINTYRE, A. J. **Bombas e Instalações de Bombeamento**. 2^a. ed. LTC, 1987.
- MACINTYRE, A. J.; **Instalações Hidráulicas - Prediais e Industriais**. 4^a. ed. LTC, 2010.
- MAGALHÃES, C.C.C. **Estudo da Aplicabilidade de Caro como Agente de Lixiviação do Cobre**. Tese (Mestrado em Engenharia de Minas e Geo-Ambiente) – Faculdade de Engenharia da Universidade do Porto, Porto, 2009.
- MAUL, A. A.; WASICKY, R.; BACCHI, E. M. Extração por fluido supercrítico. **Revista Brasileira de Farmacognosia**, vol. 5; n. 2. 1996.
- MAYER, F. D.; HOFFMANN, R.; RUPPENTHAL, J. E. **Gestão Energética, Econômica e Ambiental do Resíduo Casca de Arroz em Pequenas e Médias Agroindústrias de Arroz**. XIII Simpósio de Engenharia de Produção, Bauru, 2006.
- MCCABE, W. L.; SMITH, J. C.; HARRIOTT, P. **Unit Operations of Chemical Engineering**. 5ed. Singapore: McGraw-Hill Book Co. 1993.
- MCCASKILL, D; ZHANG F. Use of rice brand oil in foods. **Food Technology**, vol. 53, n. 2, pp. 50-52, 1999.
- MELO, W.O. Utilização de subprodutos agroindustriais na alimentação de coelhos. **Revista Eletrônica Nutritime**, vol. 8, n.1, pp. 1391-1400, 2011.
- MENDES, P.R.D.C. **Controle Avançado de um Sistema de Separação Trifásica e Tratamento de Água**. Tese (Mestrado em Engenharia de Automação e Sistemas) – Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2012.
- MINISTÉRIO DE AGRICULTURA, PECUÁRIA E ABASTECIMENTO – MAPA. **Lista de Estabelecimentos Fabricantes, Importadores e/ou Fracionadores de Produtos para Alimentação Animal Registrados no MAPA**. Disponível em: <https://www.gov.br/agricultura/pt-br/assuntos/insumos-agropecuarios/insumos-pecuarios/alimentacao-animal/arquivos-alimentacao-animal/copy_of_ListadeEstabelecimentosCPA21062018.pdf>. Acesso em: 23 mai. 2021.
- MONNERY, W.D., SVRCEK, W.Y. Successfully Specify Three-Phase Separators. **Chemical Engineering Progress**, p. 29-40, 1994. n.1, p. 29, 1992.
- NAGENDRA PRASAD, M.N *et al.* Health Benefits of Rice Bran - A Review. **Journal of Nutraceuticals Food Science**; vol. 1, n. 2, pp. 1-17. 2011.

NATIONAL RENEWABLE ENERGY LABORATORY – NREL. **Equipment Design and Cost Estimation for Small Modular Biomass Systems, Synthesis Gas Cleanup, and Oxygen Separation Equipment**. *Subcontract Report*, 2006.

NERY, L. A. **Concepção e Dimensionamento de um Eixo para um Tanque Agitado Industrial**. Tese (Bacharelado em Engenharia Mecânica) – Universidade Federal do Ceará, Fortaleza, 2017.

NESTE CORPORATION. **Neste Renewable Diesel Handbook**. Espoo, 2016.

NESTE OYJ. KIISK, U., KUROKEN, M., NORTIO, J. **A Method for Manufacturing a fuel component**. CIOG 3/00 (2006.01); CIOL 10/12 (2006.01); CIOG 65/04 (2006.01); CIOL 10/14 (2006.01); CIOG 45/58 (2006.01). 01 mar. 2018.

NESTERENKO, A. *et al.* Vegetable proteins in microencapsulation: A review of recent interventions and their effectiveness. **Industrial Crops and Product**; vol. 42, pp.469-479. 2013.

NIAP - KATALIZATOR. **Hydrocarbons Reforming Catalysts**. Disponível em: <<http://niap-kt.ru/en/products/methanation-catalysts/150-methanation-catalyst>>. Acesso em: 02 jun. 2021.

NIKOLIC, D. D., KIKKINIDES, E. S. **Modelling and Optimization of Hybrid PSA/membrane Separation Processes**. *Adsorption*, v.21 p.183-305, 2015.

NOBLET, J.; LE GOFF, G. Effect of dietary fiber on the energy value of feeds for pigs. **Animal Feed Science Technology**, vol. 90, pp. 35-52, 2001.

NYSTRÖM, I. BOKINGE, P. FRANCK, P. A. **Production of Liquid Advanced Biofuels - Global Status**. Industriell Energi AB. Norway, 2019.

OIL & FATS INTERNATIONAL – OFI. **Biofuels: HVO Making It Big**. Disponível em: <<https://www.ofimagazine.com/content-images/news/HVO2.pdf>>. Acesso em: 10 abr, 2021.

OLIVEIRA, F. C. C.; SUAREZ, P. A. Z.; SANTOS, W. L. P. **Biodiesel** – Possibilidades e Desafios. Química Nova Escola, 2007.

OLIVEIRA, R. *et al.* Effects of the Extraction Conditions on the Yield and Composition of Rice Bran Oil Extracted with Ethanol — A Response Surface Approach. **Food and Bioproducts Processing**, vol. 90, n. 1, pp. 22-31. 2012.

ORTHOEFER, F.T. Rice Bran Oil. **Bailey's Industrial Oil and Fat Products**. John Wiley and Sons, New Jersey, pp. 465-489. 2005.

PEREIRA, C. A. A. A ascensão do combustível fóssil: aspectos tecnológicos, sociais, econômicos e ambientais da substituição da lenha pelo carvão mineral. **Revista Internacional de Ciências**, Rio de Janeiro, v. 09, n. 02, p. 127 – 132, 2019.

PERRY, R. H.; GREEN, D. W.; MALONEY, J. O. **Perry's Chemical Engineer's Handbook**. 7ªed. McGraw-Hill, 1997.

PETERS, M.; WEST, R.; TIMMERHAUS, K. **Plant Design and Economics for Chemical Engineers**. 5ª ed. McGraw-Hill, 2002.

PETROBRAS. 2020. **Óleo Diesel**. Disponível em: <<https://petrobras.com.br/pt/nossas-atividades/produtos/automotivos/oleo-diesel/>>. Acesso em: 27 jan. 2021b.

PETROBRAS. **Óleo Diesel S500: Ficha de Informação de Segurança de Produto Químico - FISPQ**. 6 ed. Rio de Janeiro, 2017. 9 p. Disponível em: <<http://centenariodiesel.com.br/wp-content/uploads/2019/04/fispq-comb-oleodiesel-auto-oleodiesel-s500.pdf>>. Acesso em: 13 fev. 2021a.

PETROBRAS. Programa Alta Competência. **Noções de Processamento Primário de Petróleo**. Rio de Janeiro, Brasil, 2010.

PHOON, L. Y. *et al.* **Flash point prediction of tailor-made green diesel blends containing B5 palm oil biodiesel and alcohol**. Computer Aided Chemical Engineering, 2016.

PIMENTA, T. V. **Metodologias de obtenção e caracterização dos óleos do fruto da macaúba com qualidade alimentícia: da coleta à utilização**. 114p. Tese (Mestrado em Engenharia Química) – Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2010.

PIMENTEL, M.; PEIXOTO, R.R. Desaleitamento precoce de terneiros: Valor do farelo de arroz em rações. **Revista da Sociedade Brasileira de Zootecnia**, Viçosa, vol. 12, n. 4, pp. 654 – 666, 1983.

PROCTOR, A.; BOWEN, D.J. Ambient-temperature extraction of rice bran oil with hexane and Isopropanol. **Journal of American Oil Chemist's Society**, vol. 73, n. 6, pp. 811-813, 1996.

PUBCHEM. 2021. **National Center for Biotechnology Information**. Disponível em: <<https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov>>. Acesso em 20 mar. 2021.

PURI, P. S. Hydrogenation of Oils and Fats. **Journal of the American Oil Chemists' Society**, vol.57, n.11, pp. 850-853, 1980.

RAJAM, L. *et al.* A novel process for physically refining rice bran oil through simultaneous degumming and dewaxing. **Journal of the American Oil Chemists' Society**, vol. 82, pp. 213-220, 2005.

RECEITA FEDERAL DO BRASIL. **Finanças, Impostos, Gestão Pública: CPF, CNPJ e Outros cadastros**. Disponível em: <<https://www.gov.br/pt-br/servicos/inscrever-ou-atualizar-cadastro-nacional-de-pessoas-juridicas>>. Acesso em: 13 fev. 2021.

RENEWABLE ENERGY NETWORK - REN21. **Renewables 2020 Global Status Report: Renewable Energy Policy Network for the 21st Century**. REN21: Paris, 2020.

REVERCHON, E.; OSSÉO, S. Comparison of processes for the supercritical carbon dioxide extraction of oil from soybean seeds. **Journal of the American Oil Chemist's Society**, vol.71; pp. 1007-1012. 1994.

RHEE, Y. W., GUIN, J. A. **Preparation of Alumina Catalyst Supports and NiMo/Al₂O₃ Catalysts.** *Korean Journal of Chemical Engineering*, v.10 p.112-123, 1993.

RITTNER, H. Extraction of vegetable oils with ethyl alcohol. **Oléagineux**, v. 47,

RÖBBELEN G. Mutation Breeding for Quality Improvement — A Case Study for Oilseed Crops. **Mutation Breeding Revolution**, vol. 6, pp. 1-44, 1990.

RODRIGUES, C. E. C. *et al.* **Deacidification of rice bran oil by liquid-liquid extraction using a renewable solvent.** *Separation and Purification Technology*, v. 132, p. 84–92, 2014.

RODRIGUES, C. E. C.; OLIVEIRA, R. Response surface methodology applied to the analysis of rice bran oil extraction process with ethanol. **International Journal of Food Science and Technology**, Oxford, v.45, p.813–820, 2010.

ROSTAGNO, H.S. *et al.* **Tabelas Brasileiras para Aves e Suínos: Composição de Alimentos e Exigências Nutricionais**, 2^a ed. Viçosa: UFV-DZO, 2005.

SANTOS, A. B.; STONE, L. F.; VIEIRA, N. R. A. **A Cultura do Arroz no Brasil**. 2. ed. Santo Antônio da Goiás: Embrapa Arroz e Feijão, 2006.

SATO, M.; ITO, C. Method of Extracting Fatty Oil. **Patente americana 1892366**, 1932.

SAUNDERS, R.M. The properties of rice bran as a foodstuff. **Cereal Foods World**, vol. 35, n.7, pp. 632-636, 1990.

SCHMIDELL, W. *et al.* **Biotecnologia Industrial: Indústria Bioquímica**. São Paulo: Edgard Blücher, vol. 2, 1 ed., 2001.

SECRETARIA ESTADUAL DA FAZENDA DO RIO GRANDE DO SUL - SEFAZ RS. **Legislação Tributária**. Disponível em:

<<http://www.legislacao.sefaz.rs.gov.br/Site/Document.aspx?inpKey=277150>>. Acesso em 13 fev. 2021.

SHARMA, R.; SRIVASTAVA, T.; SAXENA, DC. **Physico-chemical and functional properties of deoiled rice bran and its utilization in the development of extruded product.** *The Pharma Innovation Journal*, v. 7, n. 5, p. 109-112, 2008.

SHARMA, V. **Piping Sizing Exercise: Two-Phase Flow Sizing**. Disponível em: <<https://pt.slideshare.net/VikramSharma35/basics-of-two-phase-flow-gasliquid-line-sizing>>. Acesso em: 05 jun. 2021.

SHIN, T. S. *et al.* Hydrolytic stability and changes in E vitamers and oryzanol of extruded rice bran during storage. **Journal of Food Science**, v. 62, n. 4, p. 704–709, 1997.

SILVA, M. A.; SANCHES, C.; AMANTE, E. R. Prevention of hydrolytic rancidity in rice bran. **Journal of Food Engineering**, v. 75, n. 4, p. 487–491, 2006.

SINDICATO DA INDÚSTRIA DE CONSTRUÇÃO CIVIL – SINDUSCON. **Preços e Custos da Construção – Agosto/2021**. Disponível em: < <https://sinduscon-rs.com.br/wp-content/uploads/2021/08/Preco-e-Custos-da-Construcao-1-AGOSTO-2021-1.pdf>>. Acesso em: 15 jul. 2021.

SINDICATO NACIONAL DA INDÚSTRIA DE ALIMENTAÇÃO ANIMAL – SINDIRAÇÕES. 2020. **Boletim Informativo do Setor**. Disponível em: < <https://sindiracoes.org.br/produtos-e-servicos/boletim-informativo-do-setor/>>. Acesso em: 15 mai. 2021.

SOARES, J. F. **Avaliação de Diferentes Processos de Extração na Obtenção de Óleo de Farelo de Arroz**. Tese (Mestrado em Engenharia de Processos). Universidade Federal de Santa Maria, RS. 2015.

SOTELO-BOYÁS, R.; LIU, Y.; MINOWA, T. Renewable diesel production from the hydrotreating of rapeseed oil with Pt/zeolite and NiMo/Al₂O₃ catalysts. **Industrial and Engineering Chemistry Research**, v. 50, n. 5, p. 2791–2799, 2011.

SREENARAYANAN, V.V.; CHATTOPADHYAY; P.K. Specific Heat of Rice Bran. **Agricultural Wastes**, vol. 16, p. 217-224, 1986.

STEUDNER, S.H.; WIEBECK, H.; CLEMESHA, M.D.R. **Aproveitamento de Resíduos da Rizicultura (Casca do Arroz) em Compósitos a Base de Polipropileno**. Congresso Brasileiro de Ciência e Tecnologia em Resíduos e Desenvolvimento Sustentável, Florianópolis, 2004.

SUNDÉN, B. **Hydrogen, Batteries and Fuel Cells**. Academic Press, Lunden University. Sweden 2019.

TELLES, P. C. S. **Tubulações Industriais – Materiais, Projeto, Montagem**. 10ªed. LTC, 2001.

TEMA MACHINERY LTD. **Pusher Centrifuge**. Disponível em: <<http://www.tema.co.uk/products/centrifuges/pusher-centrifuges>>. Acesso em: 03 jun. 2021.

TERIGAR, B.G *et al.* Soybean and rice bran oil extraction in a continuous microwave system: From laboratory- to pilot-scale. **Journal of Food Engineering**, vol. 104, pp.208-217. 2011.

THERMINOL. **Therminol 55 – Heat Transfer Fluid**. Disponível em: < https://www.therminol.com/sites/therminol/files/documents/TF-25_Therminol_55.pdf>. Acesso em: 24 jun. 2021.

TOWLER, G. P.; SINNOTT, R. K. **Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design**. Kindlington, Oxford, U.K., Butterworth-Heinemann, 2 ed, 2013.

TSAI, R. E. *et al.* **Pressure Swing Adsorption Processes and Systems For Recovery of Hydrogen And C₂+ Hydrocarbons**, WO 2015/200075 A1, 30 dez. 2015.

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

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL – UFRGS. **Partes componentes do grão de arroz**. Disponível em:

<https://www.ufrgs.br/alimentus1/terradaarroz/grao/gr_divisao.htm>. Acesso em: 14 fev. 2021.

US FOOD AND DRUG ADMINISTRATION – FDA. **Guidance for Industry: Q3C–Tables and List**. Rockville, MD: FDA, 2012.

USKOV, S. I. *et al.* **Kinetics of Low-Temperature Steam Reforming of Propane in a Methane Excess on a Ni-Based Catalyst**. *Catalysis in Chemical and Petrochemical Industry*, vol. 9, pp104-109. 2017.

VIEL, Walmor Barbosa. **Uso de cinza de casca de arroz e de eucalipto na composição de um vidro cru**. 2012. 18 f. TCC (Doutorado) - Curso de Tecnologia em Cerâmica e Vidro, Universidade do Extremo Sul Catarinense, Criciúma, 2012. Disponível em:

<http://repositorio.unesc.net/bitstream/1/999/1/Walmor%20Barbosa%20Viel.pdf>. Acesso em: 02 jul. 2021.

VILLAMIL, J. M. F.; PANIAGUA, A. H. D. **Preliminary design of the green diesel production process by hydrotreatment of vegetable oils**. Polytechnic University of Madrid. Eurecha, 2018.

WANG, T. Soybean Oil. In: Gunstone FD, editor. **Vegetable Oils in Food Technology Composition, Properties and Uses**. Boca Raton, FL, USA: Blackwell Publishing, CRC Press LLC; 2002.

WEGERER *et al.* **Integration of Pressure Swing Adsorption with Hydrogen Cracking for Improved Hydrogen and Liquids Recovery**. Patent Application Publication, Pub No: US2019/0225895 A1. Applicant: UOP LLC, 2019.

WILLIAMS, M. A. Recovery of Oils and Fats from Oilseeds and Fatty Materials In: SHAHIDI, F. (Ed.) **Bailey's Industrial Oil and Fat Products**, New Jersey: John Wiley and Sons, 2005. 6^a ed., vol.5, p.99-189.

WU, H. *et al.* **Ni-Based Catalysts for Low Temperature Methane Steam Reforming: Recent Results on Ni-Au and Comparison with Other Bi-Metallic Systems**. *Catalysts*, vol.3, p565-583, 2013.

ZAIDEL, D. N. A. *et al.* **Production of biodiesel from rice bran oil**. [s.l.] Elsevier Ltd, 2019.

ZARPELON, F. **As especificações do álcool focadas para o mercado mundial**. p. 9, 2010.

ZEOCHEM. **Molecular Sieves**. Disponível em: < <https://www.zeochem.com/our-products/molecular-sieves>>. Acesso em: 24 mai. 2021.

ZHOU, L; LAWAL, A. **Hydrodeoxygenation of Microalgae Oil to Green Diesel over Pt, Rh and Presulfided NiMo Catalysts.** *Catalysis Science & Tech. J*, 2015.

ZÚÑIGA-DIAZ, J. *et al.* Oil Extraction form Morelos Rice Bran: Kinectics and Raw Oil Stability. **Journal of Chemistry**, 2017.

ZÜTTEL, A. "Hydrogen storage methods", **Naturwissenschaften**, vol. 91, pp. 157-172, 2004.

ANEXOS

ANEXO A – NOTA TÉCNICA DE RESOLUÇÃO DO HVO

Quadro AN.1 – Especificação do HVO.

(Continua)

Características	Unidade	Limite	Métodos		
			ABNT NBR	ASTM	EN
Número de cetano, mín.	-	51,0	-	D613 D6890	EN ISO 5165 EN 15195
Massa específica a 20 °C	kg/m ³	761,2 – 806,5	7148 14065	D1298 D4052	EN ISO 3675 EN ISO 12185
Ponto de fulgor, mín.	°C	38,0	7974 14598	D56 D93 D3828 D7094	EN ISO 2719
Viscosidade cinemática a 40 °C	mm ² /s	2,00 – 4,50	10441	D445 D7042	EN ISO 3104
Destilação (10% v/v), mín.	°C	180,0	9619	D86	EN ISO 3405
Destilação (50% v/v)	°C	245,0 – 295,0	9619	D86	EN ISO 3405
Destilação (95% v/v), máx.	°C	360,0	9619	D86	EN ISO 3405
Índice de acidez, máx.	mgKOH/g	0,3	14248	D664 D974	-
Lubricidade a 60 °C, máx	µm	460	-	D6079	EN ISO 12156-1
Total de aromáticos, máx.	% (m/m)	1,1	-	D5186 D6591	EN 12916 SIS 155116
Teor de enxofre, máx.	mg/kg	10,0	-	D2622 D5453 D7039 D7220	EN ISO 20846 EN ISO 20884

Quadro AN.1 – Especificação do HVO.

(Conclusão)

Teor de cinzas, máx.	% (m/m)	0,01	9842	D482	EN ISO 6245
Contaminação total, máx.	mg/kg	24	-	-	EN 12662
Corrosividade ao cobre (3h a 50 °C)	-	1	14359	D130	EN ISO 2160
Estabilidade à oxidação, máx.	g/m ³	25	-	D2274 D5304	EN ISO 12205
Teor de farnesano, mín. ^a	% (m/m)	96	-	D7974 e métodos de cromatografia gasosa	-
Ponto de entupimento de filtro a frio, máx.	°C	^b	14747	D6371	-
Teores de elementos (Al, Ca, Co, Cr, Cu, Fe, K, Li, Mg, Mn, Mo, Na, Ni, P, Pb, Pd, Pt, Sn, Sr, Ti, V e Zn), máx.	mg/kg	1,0 por elemento	-	DT7111	-

Fonte: (ANP, 2021a).

^a Aplicável apenas para o HVO produzido de fermentação de carboidratos presentes em biomassa. ^b Limites conforme Quadro AN.2.

Quadro AN.2 – Ponto de entupimento de filtro a frio.

Unidades da Federação	Limite Máximo, °C											
	Jan	Fev	Mar	Abr	Mai	Jun	Jul	Ago	Set	Out	Nov	Dez
SP – MG – MS	12	12	12	7	3	3	3	3	7	9	9	12
GO – DF – MT – ES – RJ	12	12	12	10	5	5	5	8	8	10	12	12
PR – SC – RS	10	10	7	7	0	0	0	0	0	7	7	10

Fonte: (ANP, 2021a).

ANEXO B – TRANSPORTADOR DE CORREIA ENCLAUSURADO



MODELO	DIMENSÕES (mm)		CAPACIDADE	
	LARGURA	ALTURA	m³/h	(0,75 ton/m³)
ALHR 18"	508	650	162	120
ALHR 22"	610	650	247	185
ALHR 24"	660	650	280	210
ALHR 26"	710	650	356	265
ALHR 30"	812	650	455	340
ALHR 36"	965	650	593	440
ALHR 42"	1117	650	792	590
ALHR 48"	1270	650	956	715
ALHR 54"	1422	650	1145	855

Os dados deste catálogo são orientativos e a Alliance se reserva ao direito de alterá-los sem aviso em função da constante evolução dos equipamentos.

Considerações:

Enchimento 80% da área útil

Favor consultar para outros tipos de produto, configurações e velocidades.

Fonte: (ALLIANCE, 2021).

ANEXO C – SILOS DE FA E FAD

Silos Elevados

A linha de silos elevados atende pequenas e médias capacidades, possuindo como característica a facilidade na descarga em virtude de seu funil cônico elevado por pilares metálicos. Podem ser utilizados como armazenagem temporária na recepção ou secagem, regulando o fluxo do produto e otimizando o rendimento dos equipamentos. Também são utilizados para expedição rodoviária/ferroviária.



Detalhes Técnicos



Pilares de Sustentação
De seção retangular, produzida pela união de dois perfis "C", e soldados com arco submerso, garantindo uma união perfeita e maior resistência. Disponíveis com acabamento pintado ou galvanizado.

Funil
Os funis de descarga dos silos são fabricados em aço galvanizado de alta resistência, com a possibilidade de inclinação de 45° e 60°. O conjunto de fácil montagem é vedado nas suas uniões, possuindo também a opção de receber as canaletas do sistema de aeração.

MODELO	Diâmetro nominal (m)	Dimensões dos silos funil 30° (m)			Volume total (m³)
		Altura total	Altura corpo	Altura estrutura de sustentação	
1502-E	4,55	6,56	1,86	3,39	48,3
1503-E		7,48	2,77		63,1
1504-E		8,39	3,69		78,0
1505-E		9,31	4,60		92,8
1506-E		10,22	5,52		107,7
1507-E		11,13	6,43		122,5
2404-E	7,28	10,55	3,69	4,78	228,1
2405-E		11,46	4,60		266,1
2406-E		12,38	5,52		304,1
2407-E		13,29	6,43		342,1
2408-E		14,21	7,34		380,1
2409-E		15,12	8,26		418,1
2410-E		16,03	9,17		456,2
2411-E		16,95	10,09		494,2
2412-E	17,86	11,00	532,2		
3010-E	9,10	17,52	9,17	5,72	742,5
3011-E		18,43	10,09		801,8
3012-E		19,35	11,00		861,2
3013-E		20,26	11,92		920,6
3014-E		21,18	12,83		980,0
3015-E		22,09	13,75		1.039,4

Fonte: (Adaptado de KEPLER WEBER, 2021).

ANEXO D – PENEIRA

EQUIPAMENTOS

Peneiras

Peneira Rotativa/ Feed Cleaner

Peneira tubular rotativa para limpeza de matérias-primas fareladas e em grãos.

PENEIRA ROTATIVA/FEED CLEANER FERRAZ		
MODELO	HP	Capacidade até Furo tela 16mm Kg/h
FC - 1.000	7,5	20.000
FC - 1.500	15	40.000
FC - 2.000	15	60.000

Capacidades: 20 a 60 ton/h (depende da furação de telas utilizada)



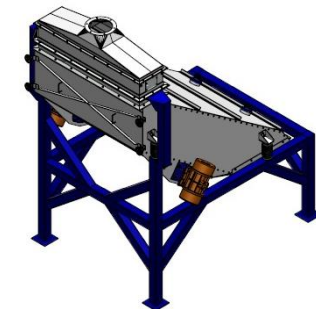
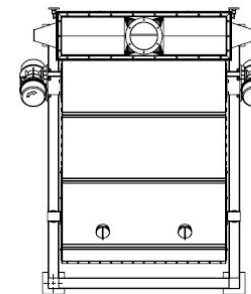
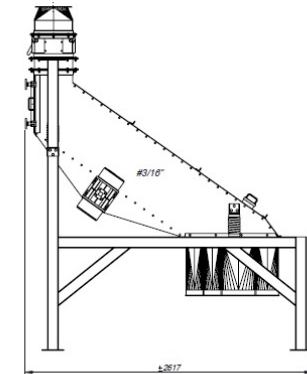
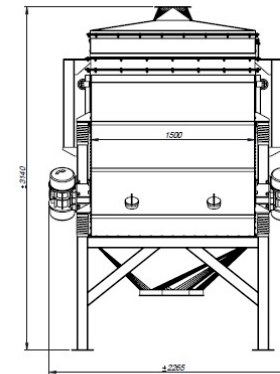
Peneira Vibratória

Peneira vibratória para retirada de produtos com tamanho acima do desejado e finos.

Possibilita classificação da ração peletizada:

- 1º nível = grumos
- 2º nível = ração peletizada comum
- 3º nível = ração peletizada triturada (pintinhos)
- 4º nível = finos.

PENEIRA VIBRATÓRIA FERRAZ	
MODELO	Capacidade até Ração Peletizada Kg/h
PV - 100/140	10.000
PV - 120/180	15.000
PV - 150/250	20.000

Fonte: (FERRAZ MÁQUINAS, 2020).

ANEXO E – EXTRUSORA

Extrusoras de Rosca Simples
LÍDER DE VENDAS

Extrusoras de eixo simples para produção de rações destinadas à peixes, pássaros e pets, com capacidades que variam de 60 a 14.000 kg/h.

Camisas e helicóides em aço inoxidável fundido, com maior durabilidade e menor desgaste.

Excelente relação custo-benefício por tonelada produzida.

Pré condicionador, tanque agitador e rosca dosadora em aço inoxidável.

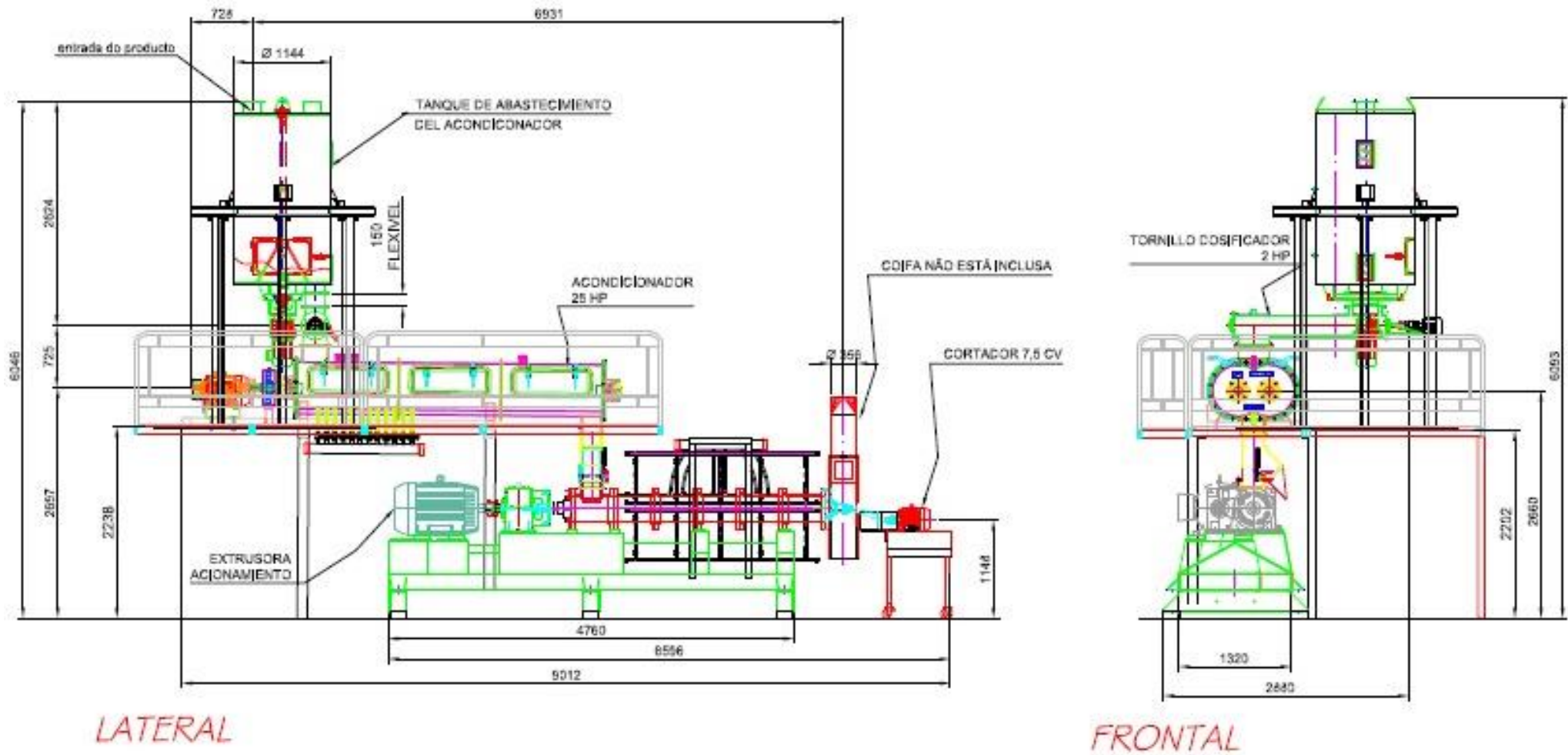
Possibilidade de injeção de vapor no Pré condicionador e no canhão.

Sistema de resfriamento do canhão com água e aquecimento com vapor.

Exclusivo sistema de apoio para evitar desgaste excessivo na extremidade dos helicóides.

EXTRUSORAS ROSCA SIMPLES FERRAZ		
MODELO	HP	Capacidade até Kg/h Cães - Gatos - Petrus Mínima - Máxima
E-62	15	40 a 80
E-100	60	200 a 500
E-131R	75	600 a 1.200
	100	1.200 a 2.000
E-200R	125	1.300 a 3.000
	150	1.800 a 4.500
E-200AR	200	2.500 a 6.500
E-240	200	3.500 a 8.500
	250	4.000 a 10.000
	300	5.000 a 11.000
E-240AD	350	8.000 - 13.000
	400	9.000 - 15.000
E-280	400	14.000 - 18.000





Fonte: (FERRAZ MÁQUINAS, 2020).

ANEXO F – TANQUES DE ETANOL

EXCLUSIVO SISTEMA DE OBLATAÇÃO

SERVIÇOS DE MONTAGEM E INSTALAÇÃO



Anéis para oblação



Colocação na gaiola para transporte



Preparação do fundo



Início da montagem



Laminação para união dos anéis



Unidos, os anéis são içados para posicionamento na base



Instalação finalizada

Desenvolvida com pioneirismo no Brasil pela Tecniplas, a tecnologia de oblação de reservatórios em PRFV é um sistema que permite a produção de tanques em anéis com **até 15 metros de diâmetro e capacidade de até 4,5 milhões de litros.**

Após serem oblatados, os anéis têm suas dimensões reduzidas que permitem seu transporte rodoviário. Em campo, os anéis, tampos e fundos são descarregados e desoblatados reassumindo a circunferência original de fabricação. A montagem é feita com a sobreposição dos anéis montados e laminados no local de sua instalação.

Toda essa inovação resulta em custos menores de frete e em prazos reduzidos de entrega e instalação.

Com a produção dos cilindros, tampos e fundos na fábrica da Tecniplas, fica assegurada toda a qualidade de produção obtida com severos controles da qualidade e testes em laboratório de cada matéria prima aplicada, assim como a utilização de máquinas e equipamentos disponíveis em uma instalação industrial.

MONTAGEM

Os serviços de montagem dos mega tanques são realizados por equipes especializadas e treinadas pelo próprio fabricante e também pela Resividro, montadora autorizada Tecniplas.




Os anéis são produzidos no formato cilíndrico (azul) e depois oblatados (verde) atingindo dimensões menores que possibilitam o seu transporte rodoviário.

Fonte: (TECNIPLAS, 2021).

ANEXO G – EXTRATORES



DADOS DO EQUIPAMENTO

EQUIPAMENTO	REATOR INOX 304
DIÂMETRO (mm)	4100
ALTURA CILINDRICA (mm)	4100
TAMPO SUPERIOR (mm)	toroesférico 10%
TAMPO INFERIOR (mm)	plano com sapatas
TEMPERATURA DE PROJETO (°C)	180
TEMPERATURA DE TRABALHO (°C)	150
PRESSÃO DE PROJETO (KGF/CM ²)	2
PRESSÃO DE TRABALHO (KGF/CM ²)	1,4
MATERIAL	INOX SA-304
VAZÃO DE ENTRADA 01 (m ³ /h)	5,62
VAZÃO DE SAIDA 01 (m ³ /h)	24,53
VAZÃO DE ENTRADA 02 (m ³ /h)	39,47
VAZÃO DE SAIDA 02 (m ³ /h)	20,56
IMPELIDOR	1,37m de diâmetro, com pás de 0,27m de altura e 0,34m de largura
ROTAÇÃO (RPM)	137,5
PESO ESTIMADO (KGF)	
SEÇÕES DO CASCO	4

Fonte: (LARA EQUIPAMENTOS INDUSTRIAIS, 2021).

ANEXO H – IMPELIDORES DO TIPO TURBINA



**Turbina de fluxo axial
RBW 55” de diâmetro**

Detalhes

A turbina de fluxo axial é um rotor clássico de cisalhamento médio. Muito eficaz tanto em baixa quanto em alta viscosidade, este impulsor permite que um misturador desfaça a aglomeração e transmita sólidos de maneira eficaz. Eles vão consumir mais energia por volume do que as hélices ou hidrofólios, pois a energia do motor é convertida em energia de cisalhamento. Este impulsor tem um design de largura de lâmina reduzida (RBW) para reduzir os requisitos de energia no mesmo diâmetro.

Especificações

Número de item	AFTS40250BK
Tamanho do furo	2,5 pol
Acessório de impulsor	Keyway
Diâmetro do impulsor	55 pol
Material do impulsor	304SS
Tipo de impulsor	Turbina de fluxo axial
Tamanho da Chave	0,625 pol

Fonte: (MIXER DIRECT, 2021).

ANEXO I – FILTRO CENTRÍGUGO

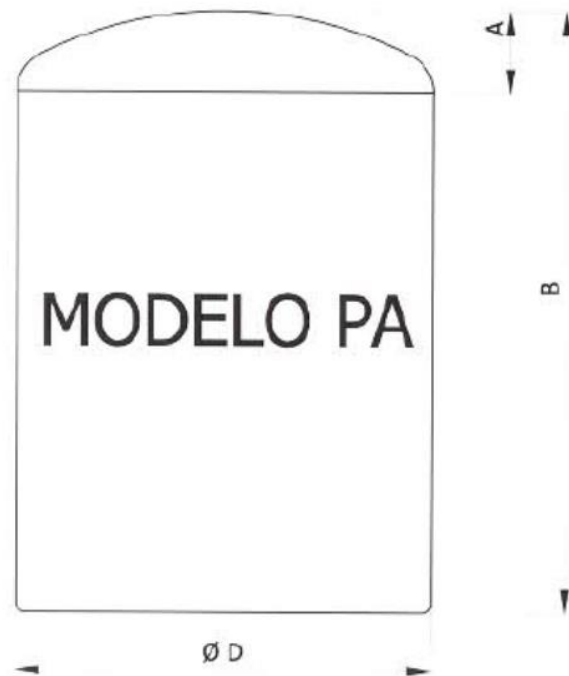
PROCESSING PARAMETERS

Average particle size	100-10,000 µm
Solids throughput	Up to 150 t/h
Solids recovery	Up to 99 % by wt.
Feed solids concentration	Up to 80 % by wt.
Basket diameter	250-1,250 mm

Model	Nominal diameter [mm]	L [mm]	I [mm]	W [mm]	H [mm]	Operating weight [kg]	Pusher drive
SZ 250	250	1,750	1,000	1,150	970	1,000	Eccentric
SZ 315	315	1,910	1,100	1,250	1,000	1,350	Eccentric
SZ 400	400	2,350	1,400	1,440	1,340	2,300	Eccentric
SZ 500	500	2,870	1,770	1,530	1,130	3,350	Eccentric
SZ 400	400	2,380	1,570	1,470	1,350	3,500	Hydraulic
SZ 500	500	2,530	1,570	1,470	1,350	3,700	Hydraulic
SZ 630	630	3,000	1,780	1,620	1,530	5,300	Hydraulic
SZ 800	800	3,410	2,070	1,950	1,770	8,400	Hydraulic
SZ 1000	1,000	4,060	2,530	2,190	1,950	13,300	Hydraulic
SZ 1250	1,250	4,950	4,000	2,490	2,060	19,500	Hydraulic

Fonte: (ANDRITZ, 2021).

ANEXO J – TANQUES DE ÓLEO E DE HVO

TANQUE CILÍNDRICO VERTICAL

CAPACIDADE (Litros)	DIÂMETRO (mm)	MODELO PA	
		A	B
1.000	1.000	194	1.345
1.500	1.000	194	1.985
2.000	1.200	233	1.855
3.000	1.500	291	1.805
4.000	1.500	291	2.375
5.000	1.500	291	2.945
6.000	1.750	340	2.620
7.000	1.750	340	3.040
8.000	1.750	340	3.450
10.000	2.000	388	3.330
15.000	2.500	485	3.235
20.000	2.500	485	4.245
25.000	2.500	485	5.265
30.000	2.750	534	5.245
30.000	3.000	582	4.455
35.000	3.000	582	5.165
40.000	3.000	582	5.875
50.000	3.000	582	7.285
50.000	3.300	640	6.075
60.000	3.660	915	6.010
70.000	3.800	737	7.320
80.000	3.800	737	6.440
90.000	3.800	737	8.195
100.000	3.800	737	9.075
150.000	4.500	1.125	9.810
200.000	5.000	1.250	10.810
250.000	5.000	1.250	13.365
300.000	7.000	1.358	8.275
400.000	7.000	1.358	10.875
500.000	7.000	1.358	13.475
600.000	7.000	1.358	16.070
700.000	7.000	1.358	18.670
800.000	7.000	1.358	21.265
900.000	7.000	1.358	23.866
1.000.000	7.000	1.358	26.465

NOTA 01: Outras capacidades e dimensões sob consulta.

NOTA 02: Dimensões em milímetros.

Fonte: (STRINGAL HURNER, 2021).

ANEXO K – SEPARADOR TRIFÁSICO HORIZONTAL



Öl-Wasser Separator
MESB

Durchflugsleistung: 10 m³/h bis 400m³/h

	A [mm]	B [mm]	C [mm]	1 [Eintritt]	2 [Austritt]	3 [Ölaustritt]
MESB - 10	1400	750	1550	DN 32	DN 25	DN 20
MESB - 25	1850	850	2250	DN 50	DN 40	DN 25
MESB - 50	2000	1050	2300	DN 65	DN 50	DN 40
MESB - 100	2000	1050	2300	DN 65	DN 50	DN 40
MESB - 200	4000	1300	3000	DN 100	DN 80	DN 50
MESB - 300	5000	1800	3500	DN 150	DN 100	DN 50
MESB - 400	7500	2400	4000	DN 200	DN 150	DN 80

Fonte: (FILTRATION GROUP, 2021).

ANEXO L – TANQUE DE HIDROGÊNIO

Liquid Hydrogen Tanks – Examples Design for Industrial Applications



Key Data

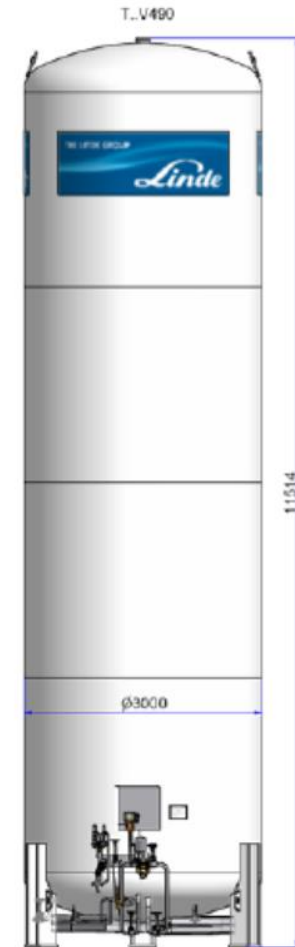
- Inner volume: 71 m³ (references up to 270m³)
- Design pressure: 12 bar(g)
- Storage capacity: 4,600 kg LH₂ (1bar, 5% ullage)
- Vacuum-perlite insulation
- Integrated cryogenic valves
- Designed for industrial applications with high demand (electronics, chemical, etc.)
- Horizontal & vertical design

Performance

- Boil-off ratio: <44 kg/day (<0.95%/d)

Applications

- Typical industrial applications with high Hydrogen demand



ANEXO M – BOMBA CRIOGÊNICA PARA HIDROGÊNIO

Model ACPD. Cylinder Filling Pump.



Specifications: standard ACPD systems*

Bore x Stroke	in	1.0 x 0.79	1.0 x 1.26	1.2 x 0.79	1.2 x 1.26
	mm	25 x 20	25 x 32	30 x 20	30 x 32
Flow Rate	gpm	0.23 – 1.20	0.37 – 1.92	0.34 – 1.73	0.54 – 2.76
	lpm	0.88 – 4.56	1.41 – 7.27	1.27 – 6.56	2.03 – 10.46
Maximum Pump Design Rating	hp	15	15	15	15
	kw	11	11	11	11
NPSPR	psi	2	2	2	2
	bar	0.1	0.1	0.1	0.1
Maximum Suction Pressure	psi	300	300	300	300
	bar	20.7	20.7	20.7	20.7
Maximum Working Pressure	psi	6000	6000	4000	4000
	bar	414	414	276	276
Speed Range	rpm	100 – 515	100 – 515	100 – 515	100 – 515

* Contact ACD engineering for specific performance ratings.

Features & Benefits

- Vacuum jacketed cold end helps minimize heat leak and reduce product loss
- Stainless steel drive housing for extended pump life
- Split drive end housing for easy maintenance access
- Monel suction strainer for oxygen compatibility
- Grease lubricated, sealed-for-life bearings for extended operation
- Extended stem vacuum port with positive seal for improved vacuum integrity
- Intermediate purge connection allows for extended packing life
- Positive locking drive coupling for improved safety operation

Applications

- Cylinder filling
- Test stand

Liquids Pumped

- Nitrogen
- Oxygen
- Argon
- Hydrogen
- Methane (LNG)

Typical Scope of Supply (SKID)

- Vacuum jacketed cold end with grease lubricated drive assembly
- Electric motor with belt drive and guard
- Stainless steel drive housing
- Hot dipped galvanized steel skid
- Over pressure switch and gauge
- PLC control panel (NEMA 4) with combination motor starter and running time meter (shipped loose)
- Discharge line with high pressure relief valve and surge chamber
- Low pressure vent valve
- Monel suction strainer

Fonte: (NIKKIO, 2021).

ANEXO N – VAPORIZADOR A AR



LOW PRESSURE VAPORIZERS – 600 PSI

Standard Low Pressure Aluminum Ambient Vaporizer

FEATURES

- Low & High-Pressure and Pressure-Building Models
- Fins Designed for Maximum Surface Area
- Wide-Gap Design for Superior Air Flow
- Customized Models Available for Special Applications
- Simple Assembly
- No Welding Required
- Expandable, Modular Design
- Stackable with No Crating Required
- Custom Accessories Available

Most Common
Low Pressure Aluminum Ambient Vaporizers, 600 PSI

RMI Part Number	Connections	MAWP (PSI)	Flow Rate SCFH (N2)
VP-LP03-1MNPT	1" MNPT	600	3200
VP-LP06-1MNPT	1" MNPT	600	6000
VP-LP10-1MNPT	1" MNPT	600	10000
VP-LP15-1.5FLG	1.5" Mueller	600	15000
VP-LP20-1.5FLG	1.5" Mueller	600	20000

Low Pressure Aluminum Ambient Vaporizers, 600 PSI

RMI Part Number	Connections	MAWP (PSI)	Flow Rate SCFH (N2)
VP-LP0.75-1MNPT	1" MNPT	600	750
VP-LP02-1MNPT	1" MNPT	600	2000
VP-LP25-1.5FLG	1.5" Mueller	600	25000
VP-LP30-1.5FLG	1.5" Mueller	600	30000
VP-LP40-2FLG	2" Mueller	600	40000
VP-LP50-2FLG	2" Mueller	600	50000



PLEASE CALL US TODAY
TO PLACE YOUR ORDER!

800.264.7793

⚠️ WARNING: Products in this catalog can expose you to chemicals including lead which is known to the State of California to cause cancer, birth defects or reproductive harm. For more information, go to <https://www.p65warnings.ca.gov>

Fonte: (RATERMANN, 2021).

ANEXO O – COMPRESSOR DE HIDROGÊNIO

Natural Gas, Biogas and Hydrogen

Standard equipment

- >> Sturdy, warp resistant steel frame with high quality industrial coating
- >> Final pressure gauge, electric control system according to requirements and application
- >> Automatic stop at final pressure
- >> Automatic condensate drain
- >> All pistons c/w steel piston rings at all stages
- >> Hardened compression cylinders
- >> Oil lubrication
- >> Oil- / Water separators after each stage
- >> Safety valves after each stage
- >> Final pressure safety valve
- >> Pressure maintaining and non return valve, HP outlet
- >> Explosion proofed external components for EX zone 1



Applications

Type	From	To
Inlet pressure	atmospheric	150 bar (2100 psi)
Delivery capacity	6 m ³ /h (3.5 cfm)	700 m ³ /h (420 cfm)
Final pressure	10 bar (140 psi)	420 bar (6100 psi)

We individually calculate compressor and drive power according to your application requirement. In this way, we perform the best possible efficiency and highest economic feasibility for you.

Specifications and Options



LW1300 EG with water cooling



LW1300 EG with additional oil lubrication circuit



Application example: natural gas filling stations

Fonte: (L&W Compressors, 2021).

ANEXO P – TORRES PSA



Specifications

H-series Frame Size	Vessel Outside Diameter	Rotary Valve / # of Beds	Config	Max Op. Pressure		Feed Flow Capacity ¹		Dimensions ^{1,2}						Weight ²		
				PSIG	BARG	SCFM	Nm ³ /hr	Width		Depth		Height		lbs	kgs	
								ft	m	ft	m	ft	m			
H-3100	14"	G0-6 BED	multi-valve/ multi-plant	450	31	750	1200	10.5	3.2	9.0	2.7	12.0	3.6	15000	6800	
H-3100	16"	G0-6 BED		450	31	1000	1600	10.7	3.3	9.1	2.8	12.0	3.6	16000	7300	
H-3100	18"	G0-6 BED		450	31	1250	2000	10.9	3.3	9.3	2.8	12.0	3.6	17000	7700	
H-3100	20"	G0-6 BED		450	31	1600	2550	11.1	3.4	9.5	2.9	12.0	3.6	19000	8600	
H-3100	24"	G0-6 BED		450	31	2300	3700	11.6	3.5	10.0	3.0	12.0	3.6	21000	9500	
H-3100	30"	G0-6 BED		450	31	3800	6000	12.6	3.8	11.0	3.3	12.0	3.6	24000	11000	
H-3100	36"	G0-6 BED		450	31	5350	8500	13.6	4.1	12.0	3.6	16.2	4.9	28000	12700	
H-3100	42"	G0-6 BED		450	31	7400	11700	14.6	4.4	13.0	4.0	16.2	4.9	32000	14500	
H-3100	48"	G0-6 BED		450	31	9800	15500	15.6	4.7	14.0	4.3	16.2	4.9	36000	16300	
H-3200	2"	G2-9 BED	multi-plant	305	21	15	25	4.7	1.4	3.7	1.1	7.6	2.3	3850	1750	
H-3200	4"	G2-9 BED		305	21	65	100	4.7	1.4	3.7	1.1	7.6	2.3	3900	1800	
H-3200	6"	G2-9 BED		305	21	145	230	4.7	1.4	3.7	1.1	7.6	2.3	4550	2050	
H-3200	8"	G2-9 BED		305	21	275	430	5.3	1.6	5.3	1.6	9.5	2.9	4900	2200	
H-3200	10"	G2-9 BED		305	21	420	670	5.5	1.7	5.3	1.6	9.5	2.9	5100	2300	
H-3200	12"	G2-9 BED		305	21	600	950	6.3	1.9	5.8	1.8	9.5	2.9	5400	2450	
H-3200	14"	G3-9 BED	multi-valve/ multi-plant	305	21	900	1450	18.4	5.6	8.4	2.6	13.6	4.1	18500	8400	
H-3200	16"	G3-9 BED		305	21	1200	1950	18.6	5.6	8.5	2.6	13.6	4.1	20000	9100	
H-3200	18"	G3-9 BED		305	21	1600	2550	18.8	5.7	8.8	2.7	13.6	4.1	21500	9800	
H-3200	20"	G3-9 BED		305	21	1950	3100	19.0	5.8	9.0	2.7	13.6	4.1	23000	10500	
H-3200	24"	G4-9 BED	multi-valve/ multi-plant	305	21	2800	4500	21.0	6.4	10.5	3.2	14.0	4.3	28000	12700	
H-3200	30"	G4-9 BED		305	21	4500	7100	23.5	7.2	12.0	3.6	14.0	4.3	32500	14750	
H-3200	36"	G4-9 BED		305	21	6650	10500	27.0	8.2	13.5	4.1	18.3	5.6	37000	16800	
H-3200	42"	G4-9 BED		305	21	8850	14000	30.0	9.1	15.0	4.6	18.3	5.6	41500	18850	
H-3200	48"	G4-9 BED		305	21	11700	18500	33.0	10.1	16.5	5.0	18.3	5.6	46000	20900	
H-3200	54"	G4-9 BED		305	21	14900	23500	37.0	11.3	18.0	5.5	18.3	5.6	52000	23600	
H-3200	60"	G4-9 BED		305	21	18350	29000	42.0	12.8	19.5	5.9	18.3	5.6	57000	25900	
H-3300	3"	G1-9 BED		single unit	175	12	28	45	2.6	0.9	2.8	0.9	7.3	2.2	1500	700

¹ Specifications listed above are typical values. Each PSA will be sized individually to customer process requirements.

² Weight = empty

³ Dimensions don't include surge tanks which are sized based on customer process data.

Fonte: (XEBEC, 2021)

ANEXO Q – FORNALHAS



Fornalha para Queima de Biomassas

A Engenharia MEGA tem desenvolvido projetos baseados em energias renováveis, utilizando a biomassa para geração de energia limpa em seus sistemas de secagem.

MODELO QPI BIOMASSA PARTICULADA
Modelos de 200 kg/h até 800 kg/h



Casca de arroz, café, serragem...



CONTROLE AUTOMÁTICO DE QUEIMA
Regula a quantidade de biomassa conforme a temperatura de secagem necessária.



SISTEMA DE ALIMENTAÇÃO:
SILO + TRANSPORTADOR HELICOIDAL (OPCIONAL)

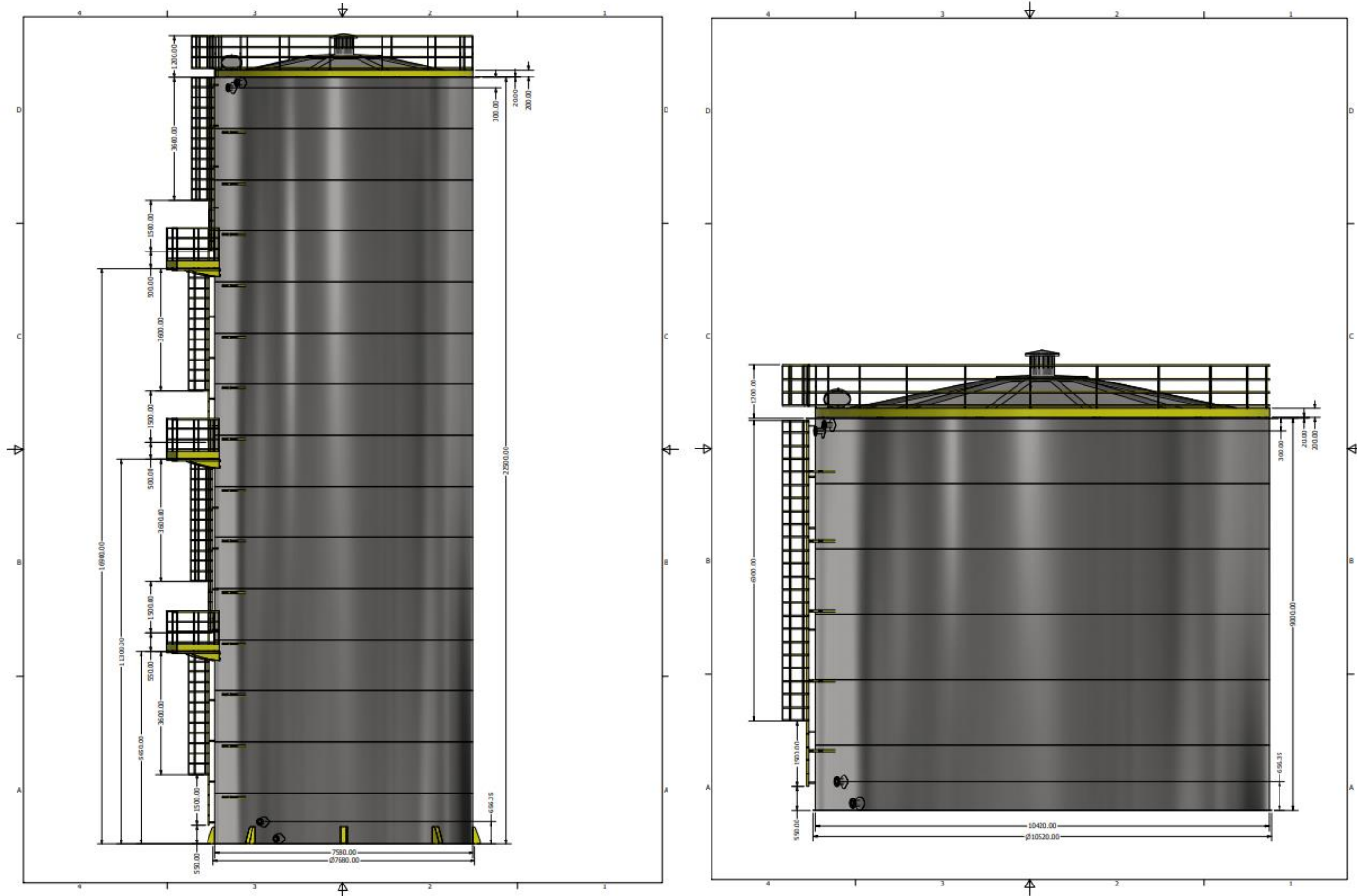
QPI

TROCADOR DE CALOR:
GASES DE COMBUSTÃO - AR DE SECAGEM (OPCIONAL)



Fonte: (INGENERÍA MEGA, 2016).

ANEXO R – RESERVATÓRIOS DE ÁGUA



Fonte: (FAZ FORTE CAIXAS D'ÁGUA DE GRANDE PORTE, 2017).

ANEXO S – SISTEMA DE DEIONIZAÇÃO PARA ÁGUA

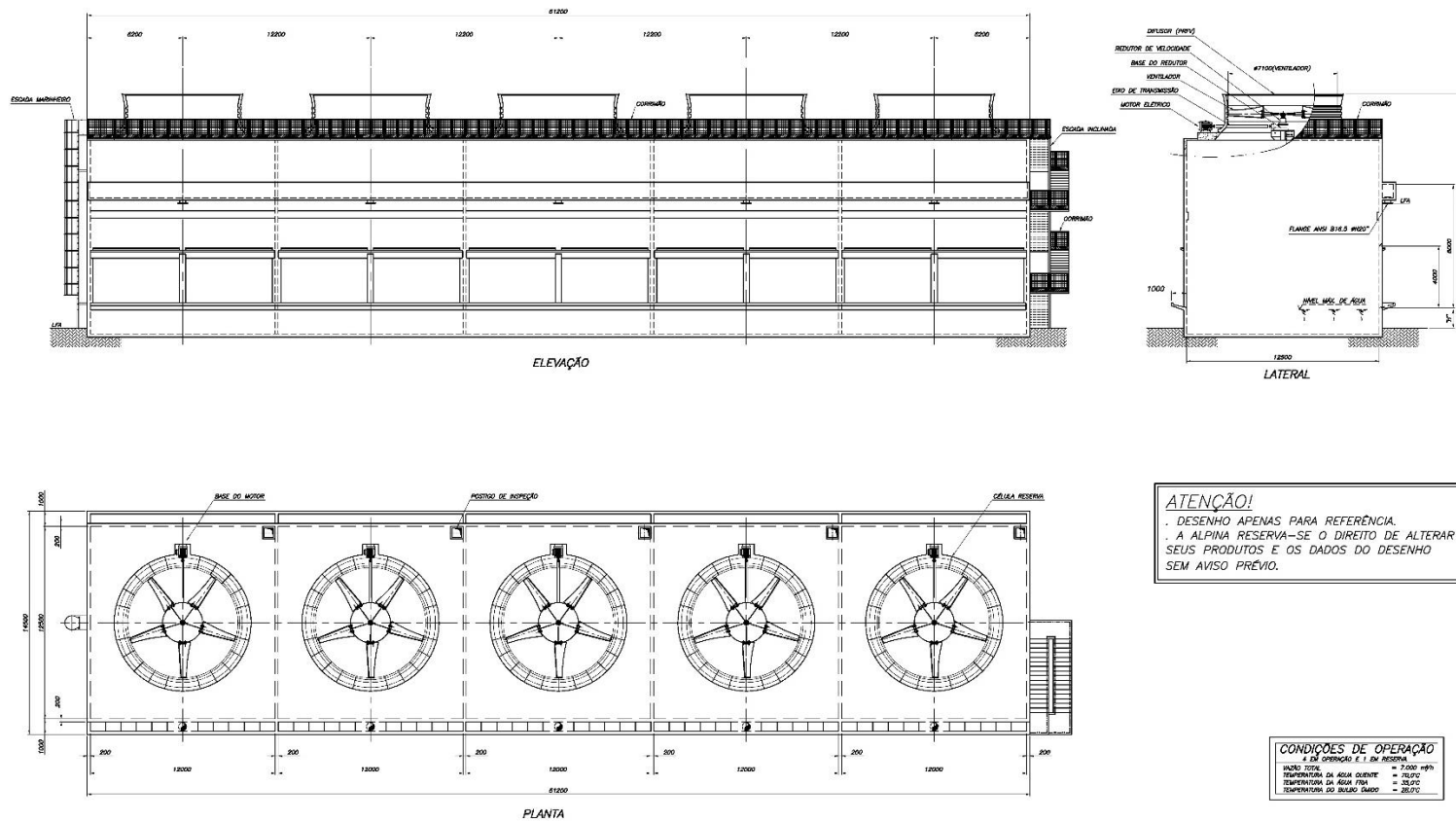


Product Name	Deionized Ultrapure Water Purification Treatment System
Voltage/Frequency	220V/50HZ,380V/50HZ or Customized
Rated Power	Customized
Operating Temperature	4-45°C
Capacity(Hour)	Min 250lph, Max up to 50000lph
Brand Name	OEM /SHUNOU
After-sales Service Provided:	Video technical support, Online support, Field maintenance and repair service
Warranty	1 Year
Certification	CE, ISO9001
Material	SUS/FRP
Desalination Rate	97-99%
Remove organic matter and bacteria	≥99%
Origin	China
HS Code	84212199
MOQ	1SETS

Items	Function	Remark
Raw water tank	Store water, buffering pressure, overcome instability of supplying water by pipe	Customer provide for themselves
Raw water pump /booster pump	Provide needed pressure for every pretreatment filter	CNP pumps or Grundfos pumps
Mechanical filter /quartz sand filter /sand filter	get rid of turbidity, suspended mater, organic matter, colloid ect.	fiber glass /stainless steel vessel
Activated carbon filter	remove color, free chloride, organic matter, harmful matter and so on.	fiber glass /stainless steel vessel
Water softener/ demineralizer / Na+ exchanger	reduce hardness of raw water	automatic regeneration
Security filter/ pp filter/ PP sediment filter	prevent large particles, bacteria, viruses into RO membrane	
High pressure pump	provide high pressure to RO membrane(at least 2.0Mpa)	CNP pumps or Grundfos pumps
RO system	remove particles, colloids, organic impurities, heavy metal ions, bacteria, virus, heat source etc. harmful substances and 99% dissolved salts.	USA Filmtec Dow
UV sterilizer	kill bacteria in pure water	9000 hours
Mixed bed	make ultra pure water. Treated water conductivity will be ≤0.5µs/cm	

Fonte: (SHUNOU, 2021).

ANEXO T – TORRE DE RESFRIAMENTO





ATENÇÃO!
 . DESENHO APENAS PARA REFERENCIA.
 . A ALPINA RESERVA-SE O DIREITO DE ALTERAR SEUS PRODUTOS E OS DADOS DO DESENHO SEM AVISO PRÉVIO.




CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO	
* 2 DE CIRCUNF. E 1 DE RESERVA	
VAZÃO TOTAL	= 7.000 m³/h
TEMPERATURA DA ÁGUA QUENTE	= 35,0°C
TEMPERATURA DA ÁGUA FRIA	= 32,0°C
TEMPERATURA DO MÊDIO SAÍDA	= 28,0°C

- NOTAS:**
- 1 - LPA = LANTERNA DE FORNECIMENTO ALPINA.
 - 2 - MSA = MSA FORNECIMENTO ALPINA.
 - 3 - DIMENSÕES EM MILÍMETROS.
 - 4 - DIMENSÕES "1" E "11" DEFINIDAS PELO CLIENTE.
 - 5 - FRPV - PLÁSTICO REFORÇADO COM FIBRA DE VIDRO

Fonte: (ALPINA, 2012).

ANEXO U – BOMBAS

MODELO MODEL MODELO	cv hp	Rotor Impeller Impulsor ∅ (mm)	Sucção Suction Aspiración NPT / BSP	Recalque Discharge Descarga NPT / BSP	Vazão / Flow Rate / Caudal														
					m³/h	0,0	24,2	30,0	40,0	45,0	50,0	55,0	60,0	65,0	70,0	74,5	77,5	80,0	83,5
					ALTURA MANOMÉTRICA / HEAD / ALTURA DE BOMBEO (mc.à.)														
THL-18 S	4,0	137	4"	3"	10,6	10,3	9,9	9,1	8,6	8,1	7,4	6,7	6,0	5,2	4,4				
THL-18 S	4,0	143	4"	3"	11,5	11,5	11,3	10,8	10,4	10,0	9,5	8,9	8,3						
THL-18 S	5,5	143	4"	3"	11,5	11,5	11,3	10,8	10,4	10,0	9,5	8,9	8,3	7,6	6,9	6,4			
THL-18 S	5,5	150	4"	3"	12,5	12,4	12,2	11,7	11,3	10,9	10,4	9,8	9,2	8,5	7,8	7,3	6,9		
THL-18 S	7,5	158	4"	3"	15,9	15,9	15,7	15,1	14,7	14,3	13,8	13,2	12,5	11,8	11,1	10,6	10,2	9,6	
THL-18 S	10	165	4"	3"	18,9	18,9	18,7	18,1	17,8	17,3	16,8	16,2	15,6	14,8	14,1	13,6	13,1	12,4	

Modelo Modelo Modelo	cv hp	Rotor Impeller Impulsor ∅ (mm)	Sucção Suction Aspiración	Recalque Discharge Descarga	Vazão / Flow Rate / Caudal														
					m³/h	0,0	6,1	30,0	35,0	40,0	45,0	50,0	55,0	60,0	65,0	70,0	80,0	89,1	
					ALTURA MANOMÉTRICA / HEAD / ALTURA DE BOMBEO (mc.à.)														
TH-65/160	1,5	143/131	4"	2.1/2"	5,8	5,8	5,6	5,4	5,2	4,8	4,4	3,8	3,1						
TH-65/160	1,5	149/139	4"	2.1/2"	6,4	6,4	6,2	6,1	5,9	5,6	5,2	4,7	4,1	3,4					
TH-65/160	2,0	155/147	4"	2.1/2"	7,2	7,2	7,1	7,0	6,8	6,5	6,1	5,7	5,2	4,5	3,8				
TH-65/160	2,0	161/156	4"	2.1/2"	8,1	8,1	8,0	7,9	7,7	7,4	7,1	6,7	6,3	5,8	5,1				
TH-65/160	3,0	168/165	4"	2.1/2"	9,2	9,2	9,0	8,9	8,7	8,5	8,3	7,9	7,6	7,1	6,6	5,4			
TH-65/160	3,0	174	4"	2.1/2"	10,3	10,3	10,2	10,1	9,9	9,7	9,5	9,2	8,9	8,5	8,1	7,0	5,9		

Modelo Modelo Modelo	cv hp	Rotor Impeller Impulsor ∅ (mm)	Sucção Suction Aspiración	Recalque Discharge Descarga	Vazão / Flow Rate / Caudal																
					m³/h	0,0	39,0	100,0	200,0	250,0	275,0	300,0	325,0	350,0	375,0	400,0	420,0	460,0	480,0	500,0	510,0
					ALTURA MANOMÉTRICA / HEAD / ALTURA DE BOMBEO (mc.à.)																
TH-150/500	100	400	8"	6"	53,7	53,7	53,7	51,8	49,6	48,1	46,3	44,2	41,7	38,9	35,7	32,9	26,5				
TH-150/500	100	420	8"	6"	59,5	59,5	59,4	57,6	55,6	54,3	52,7	50,8	48,6	46,0	43,1	40,6					
TH-150/500	125	420	8"	6"	59,5	59,5	59,4	57,6	55,6	54,3	52,7	50,8	48,6	46,0	43,1	40,6	34,7	31,3			
TH-150/500	125	440	8"	6"	64,7	64,7	64,8	63,5	61,9	60,7	59,3	57,6	55,5	53,2	50,4	47,9	42,2	38,8			
TH-150/500	150	460	8"	6"	71,2	71,2	71,1	69,9	68,4	67,3	66,0	64,5	62,7	60,6	58,2	56,0	51,0	48,2	45,1		
TH-150/500	150	480	8"	6"	77,3	77,3	77,4	76,4	75,0	74,1	72,9	71,5	69,9	68,0	65,9	64,0	59,5				
TH-150/500	200	480	8"	6"	77,3	77,3	77,4	76,4	75,0	74,1	72,9	71,5	69,9	68,0	65,9	64,0	59,5	57,0	54,3	52,8	
TH-150/500	200	500	8"	6"	84,6	84,6	84,6	84,0	83,0	82,3	81,3	80,1	78,7	77,0	75,0	73,2	68,9	66,4	63,6	62,2	

Fonte: (THEBE, 2018).

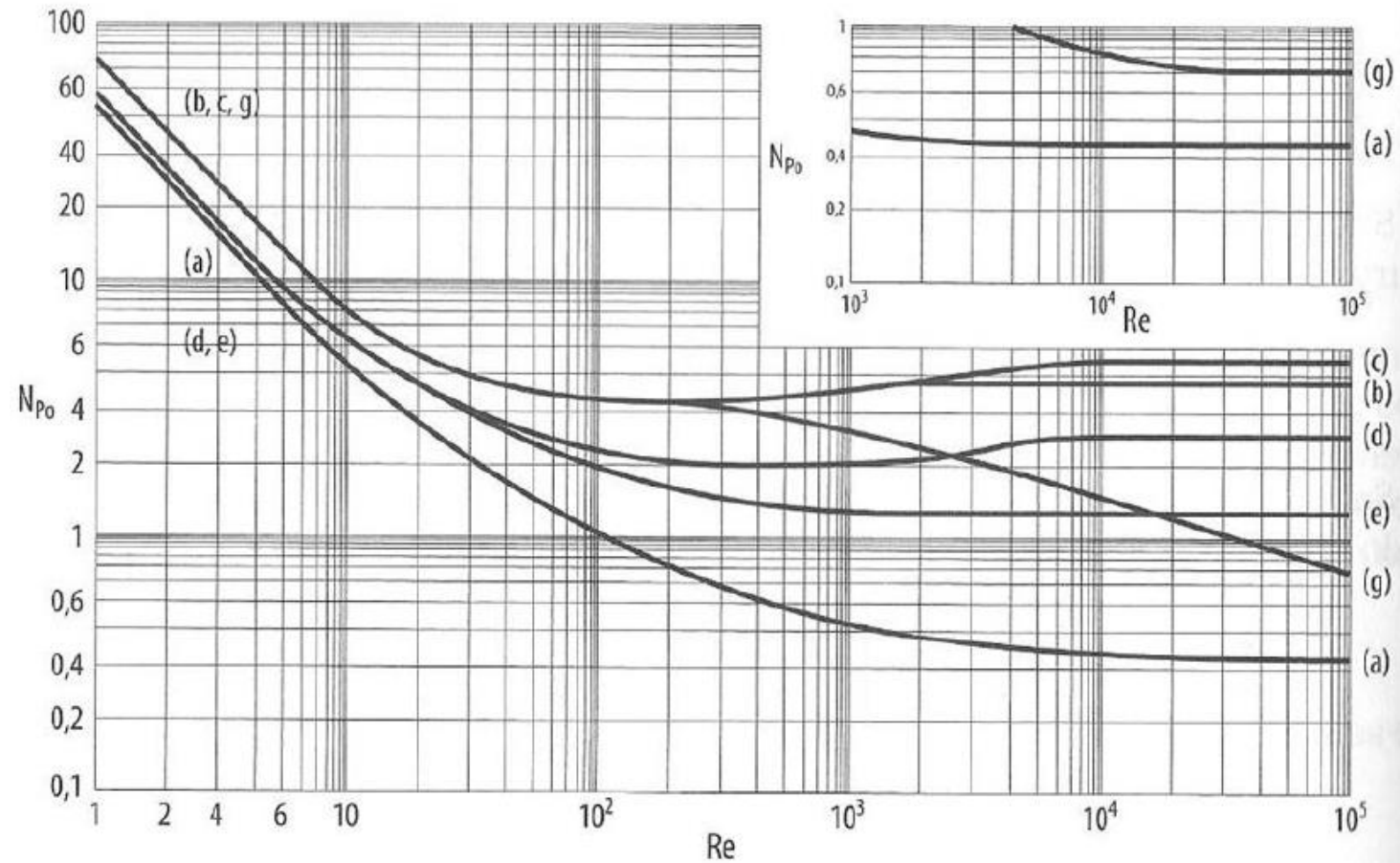
ANEXO V – COMPRESSORES

TOTALPACK FLEX/ POWERPACK FLEX
VAZÕES X PRESSÕES

Potência hp (kW)	Vazão efetiva		Pressão	
	pcm	m³/h	bar(e)	psig
10 (7,5)	39,8	67,7	7,5	109
	36,5	62,1	9,0	131
	34,9	59,3	11,0	160
	32,2	54,7	12,0	181
15 (11)	61,4	104,4	7,5	109
	55,9	95,0	9,0	131
	51,3	87,2	11,0	160
	47,6	80,9	12,5	181
25 (18,5)	108,2	183,9	7,5	109
	96,6	164,2	9,0	131
	87,6	148,9	11,0	160
	80,6	137,0	12,5	181
30 (22)	127,3	216,4	7,5	109
	116,7	198,4	9,0	131
	106,1	180,3	11,0	160
	95,5	162,3	12,5	181
40 (30)	179,5	305,2	7,5	109
	167,1	284	9,0	131
	157,7	268,1	11,0	160
	142,1	241,6	12,5	181
50 (37)	216,9	388,7	7,5	109
	201,3	342,2	9,0	131
	188,9	321	11,0	160
	176,4	299,9	12,5	181
60* (45)	250,7	426,2	7,5	109
	233	396,1	9,0	131
	212,5	361,3	11,0	160
	199,4	339	12,5	181
75* (55)	300	561	7,5	109
	303,2	515,4	9,0	131
	284,4	483,5	11,0	160
	265,6	451,5	12,5	181

Fonte: (TOTALPACK, 2018).

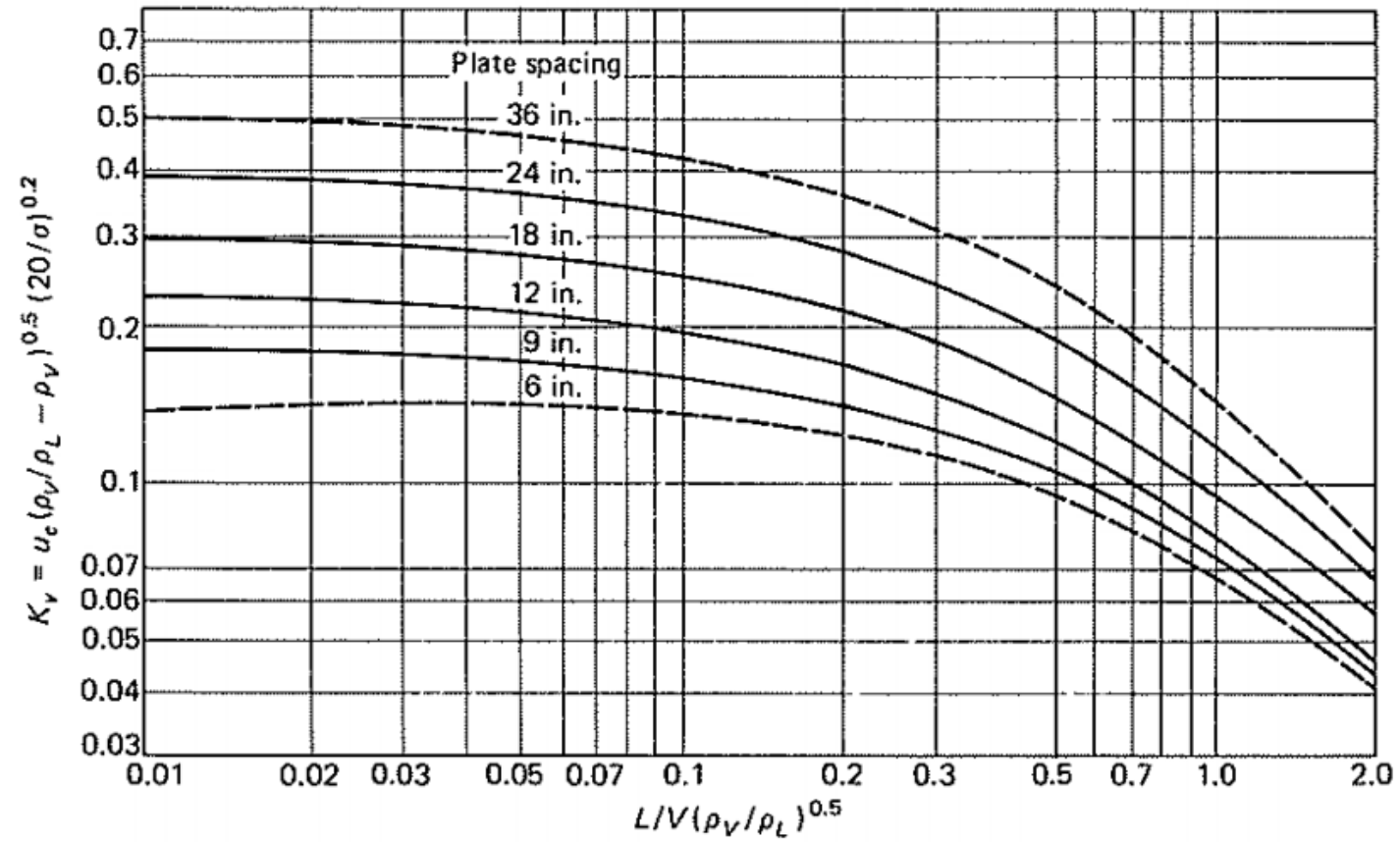
ANEXO W – DIAGRAMA DO NÚMERO DE POTÊNCIA PARA DIVERSOS IMPELIDORES



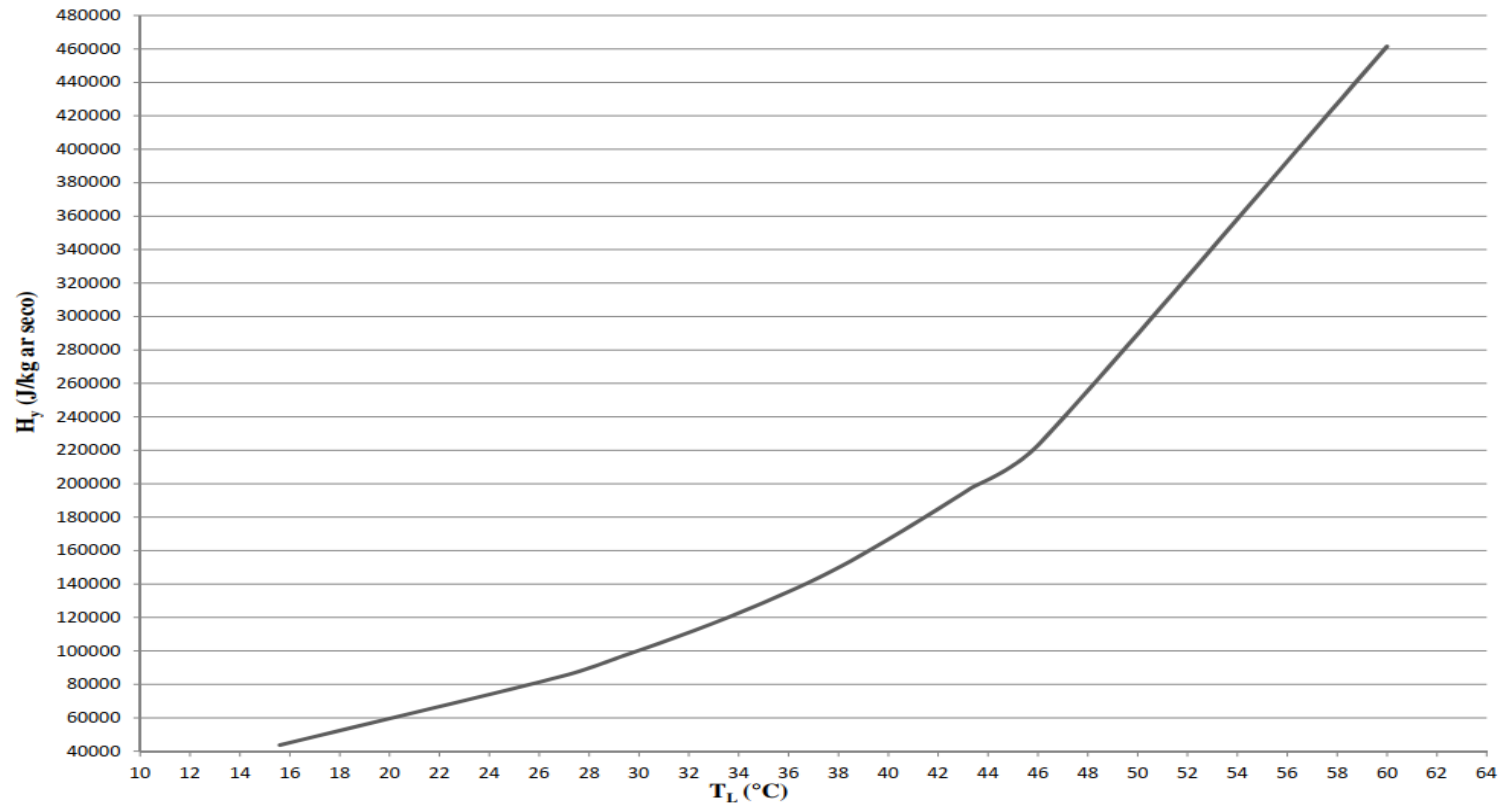
Fonte: (CREMASCO, 2018).

(a) Hélice naval; (b) Pás retas; (c) Pás retas e disco (turbina de Rushton); (d) Pás encurvadas; (e) Pás inclinadas a 45°; (f) Pás retas sem chicana.

ANEXO X – DIAGRAMA DA CORRELAÇÃO DE FAIR



Fonte: (MCCABE, 1993).

ANEXO Y – CURVA DE ENTALPIA DO AR

Fonte: (GEANKOPLIS, 1998).

ANEXO Z – VELOCIDADES RECOMENDADAS

Fluido	Material dos Tubos	Velocidade (m/s)
Água doce -redes em cidades -redes em instalações industriais - alimentação de caldeiras - sucção de bombas	Aço-carbono idem idem idem	1 a 2 2 a 3 4 a 8 1 a 1,5
Água salgada idem idem idem idem Amônia (gás) Amônia (líquido)	{ Aço com revestimento Latão Cobre-níquel 90-10 Metal Monel, cobre-níquel 70-30 Aço-carbono Aço-carbono	1,5 a 2,5 1,5 (máximo) 3 (máximo) 4 (máximo) 25 a 35 2
Ar comprimido Ácido sulfúrico idem, concentrado	Aço-carbono Chumbo Aço-carbono	15 a 20 1 a 1,2 1 a 1,2
Acetileno Cloro (líquido) Cloro (gás) Cloreto de cálcio Cloreto de sódio Tetra-cloreto de carbono	Aço-carbono idem idem idem idem idem	20 a 25 1,5 a 2 15 a 20 1,5 1,5 a 2 2
Hidrocarbonetos líquidos em instalações industriais - linhas de sucção - linhas de recalque Hidrocarbonetos gasosos em instalações industriais	Aço (qualquer tipo) Aço (qualquer tipo) Aço (qualquer tipo)	1 a 2 1,5 a 2,5 25 a 30
Hidrogênio Soda cáustica 0 a 30% idem, 30 a 50% idem, 50 a 75%	Aço (qualquer tipo) idem Aço-C ou Metal Monel idem	20 2 1,5 1,2
Vapor - até 2 kg/cm ² (196 Kpa) saturado - 20 a 10 kg/cm ² (196 a 981 Kpa) -mais de 10 kg/cm ² (981 Kpa)	Aço-carbono Aço (qualquer tipo) Aço (qualquer tipo)	20 a 40 40 a 80 60 a 100

Fonte: (SILVA TELLES, 2013).

ANEXO AA – PARÂMETROS PARA O SISTEMA AIR-LIFT

Quadro AN.3 - Porcentagem de submersão para sistema *air-lift*.

Altura geométrica de elevação Hg (m)	Porcentagem de submersão permissível (%)
6 – 38	50 – 70
38 – 53	40 – 65
53 – 76	40 – 69
76 – 107	37 – 55

Fonte: (MACINTYRE, 1987).

Quadro AN.4 - Coeficiente k de submergência.

Submergência percentual $Sp = 100 \cdot \frac{A}{A + C}$	Tubo de ar comprimido em relação ao tubo de elevação da água. Valores para k	
	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	12,06	9,70
45	11,09	8,72
40	10,03	7,54
35	8,80	6,60

Fonte: (MACINTYRE, 1987).

ANEXO AB – ISOLAMENTO EM CALHA PARA TUBULAÇÃO

Diâmetro Nominal		Temperatura de Operação(°C)									
MM	POL <=	200	250	300	350	400	450	500	600	700	800
12	1/2	1	1	1.5	1.5	1.5	2	2	2.5	3	3.5
19	3/4	1	1.5	1.5	1.5	2	2	2	2.5	3	3.5
25	1	1	1.5	1.5	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4
38	1.1/2	1	1.5	1.5	2	2	2	2.5	3	3.5	4
50	2	1	1.5	1.5	2	2	2.5	2.5	3.5	4	4.5
63	2.1/2	1	1.5	1.5	2	2	2.5	2.5	3.5	4	4.5
75	3	1	1.5	1.5	2	2.5	2.5	3	3.5	4	4.5
100	4	1	1.5	1.5	2	2.5	3	3	4	4.5	5
150	6	1.5	1.5	2	2.5	2.5	3	3.5	4	5	5.5
200	8	1.5	1.5	2	2.5	2.5	3	3.5	4	5	6
250	10	1.5	1.5	2	2.5	2.5	3	3.5	4.5	5.5	6
300	12	1.5	1.5	2	2.5	2.5	3	4	4.5	5.5	6.5
350	14	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	5.5	6.5
400	16	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	5.5	6.5
450	18	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7
500	20	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7
550	22	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7
600	24	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7
650	26	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7
700	28	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7
750	30	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7.5
800	32	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7.5
850	34	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7.5
900	36	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6.5	7.5
PLANO	-	1.5	2	2	3	3.5	4	4.5	6	7	9

Fonte: (CALORISOL, 2021).

ANEXO AC – JUNTAS DE DILATAÇÃO

Diâmetro nominal		Comprimento total L em mm para absorver dilatações de mm						
Pol.	mm	25	38	50	63	75	89	100
½	13	185	235	380	430	485	535	585
¾	19	190	240	385	435	490	540	590
1	25	200	250	395	445	500	550	600
1 ¼	32	205	255	400	450	505	555	605
1 ½	38	210	260	405	455	510	560	610
2	50	220	270	410	460	515	565	615
2 ½	63	260	285	415	470	520	575	625
3	75	235	285	415	470	525	575	625
4	100	250	305	435	495	550	605	655
5	125	280	340	460	520	580	635	695
6	150	285	350	475	535	600	660	720
8	200	310	365	485	550	615	670	735
10	250	320	380	495	560	620	685	745
12	300	340	405	510	570	640	705	770
14	350	370	425	525	590	660	720	790
16	400	375	435	535	595	665	730	805
18	450	385	450	545	595	670	735	815
20	500	400	470	565	610	700	770	855

Fonte:(MACINTYRE, 2010).

ANEXO AD – PARÂMETROS PARA APOIOS E SUPORTES DE TUBULAÇÃO

Tabela AN.1 – Suportes para tubulação.

Diâmetros (pol.)	1	1 1/2	2	2 1/2	3	4	5	6	8	10	12	14
Espaçamento (m)	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).

Tabela AN.2– Apoios para tubulação.

Diâmetro do tubo		L ₁ (m)	L ₂ (m)	
pol.	mm		Até 10,6 bar	Até 21,2 bar
2	50,8	0,20	3,0	2,1
2 1/2	63,5	0,25	4,6	3,0
3	76,2	0,30	6,1	4,5
4	101,6	0,41	9,1	6,1
5	127,0	0,51	9,1	7,6
6	152,4	0,61	10,7	7,6
8	203,2	0,81	13,7	10,7
10	254,0	1,02	18,3	13,7

Fonte: (MACINTYRE, 2010).

Tabela AN.3 – Peso de tubulações SCH40.

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: (AÇOS CONTINENTE, 2021).

ANEXO AE – TUBULAÇÕES DE VAPOR

Pressão relativa bar (man)	Velocidade m/s	Diâmetros (nominal) – mm										
		15	20	25	32	40	50	65	80	100	125	150
		Diâmetros (real) schedule 40										
		15,80	20,93	26,64	35,04	40,90	52,50	62,70	77,92	102,26	128,20	154,05
Valores da descarga – kg/h												
0,4	15	9	15	25	43	58	95	136	210	362	569	822
	25	14	25	41	71	97	159	227	350	603	948	1369
	40	23	40	66	113	154	254	363	561	965	1517	2191
0,7	15	10	18	29	51	69	114	163	251	433	681	983
	25	17	30	49	85	115	190	271	419	722	1135	1638
	40	28	48	78	136	185	304	434	671	1155	1815	2621
1	15	12	21	34	59	81	133	189	292	503	791	1142
	25	20	35	57	99	134	221	315	487	839	1319	1904
	40	32	56	91	158	215	354	505	779	1342	2110	3046
2	15	18	31	50	86	118	194	277	427	735	1156	1669
	25	29	51	83	144	196	323	461	712	1226	1927	2782
	40	47	82	133	230	314	517	737	1139	1961	3083	4451
3	15	23	40	65	113	154	254	362	559	962	1512	2183
	25	38	67	109	188	256	423	603	931	1603	2520	3639
	40	61	107	174	301	410	676	964	1490	2565	4032	5822
4	15	28	50	80	139	190	313	446	689	1186	1864	2691
	25	47	83	134	232	316	521	743	1148	1976	3106	4485
	40	75	132	215	371	506	833	1189	1836	3162	4970	7176
5	15	34	59	96	165	225	371	529	817	1408	2213	3195
	25	56	98	159	276	375	619	882	1362	2347	3688	5325
	40	90	157	255	441	601	990	1411	2180	3755	5901	8521
6	15	39	68	111	191	261	430	613	947	1631	2563	3700
	25	65	114	184	319	435	716	1022	1578	2718	4271	6167
	40	104	182	295	511	696	1146	1635	2525	4348	6834	9867
7	15	44	77	125	217	296	487	695	1073	1848	2904	4194
	25	74	129	209	362	493	812	1158	1788	3080	4841	6989
	40	118	206	334	579	788	1299	1853	2861	4928	7745	11183
8	15	49	86	140	242	330	544	775	1198	2063	3242	4681
	25	82	144	233	404	550	906	1292	1996	3438	5403	7802
	40	131	230	373	646	880	1450	2068	3194	5501	8645	12484
10	15	60	105	170	294	401	660	942	1455	2506	3938	5686
	25	100	175	283	490	668	1101	1570	2425	4176	6563	9477
	40	160	280	453	785	1069	1761	2512	3880	5582	10502	15164
14	15	80	141	228	394	537	886	1263	1951	3360	5281	7625
	25	134	235	380	657	896	1476	2105	3251	5600	8801	12708
	40	214	375	608	1052	1433	2362	3368	5202	8960	14082	20333

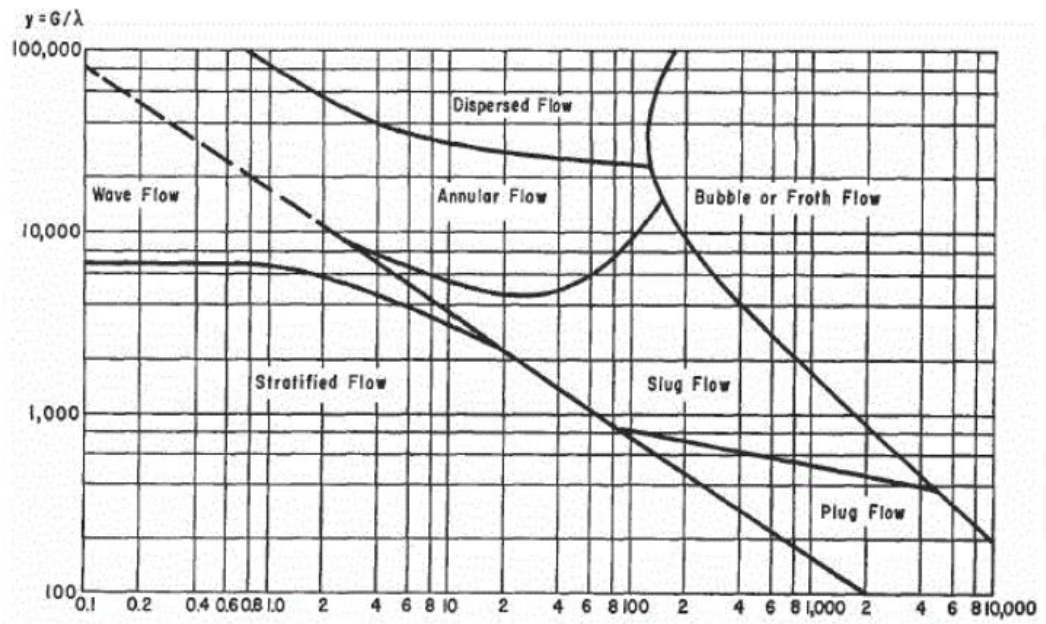
Fonte: (MACINTYRE, 2010).

ANEXO AF – DIÂMETROS DE TUBULAÇÕES DE CONDENSADO

Perda de carga J (mm/m)	Declividade (cm/m)	Diâmetro da tubulação de condensado										
		1/2"	3/4"	1"	1 1/4"	1 1/2"	2"	2 1/2"	3"	4"	5"	6"
		kg/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	1,0	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	2,0	175	500	1.000	2.100	3.400	6.690	13.550	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	3,0	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	4,0	300	720	1.400	3.020	4.900	9.700	19.500	31.000	65.000	105.000	164.000

Fonte: (MACINTYRE, 2010).

ANEXO AG – MAPA DE BAKER



Fonte: (ENGROUND, 2021).

APÊNDICES

APÊNDICE A – BALANÇO DE MASSA

Tendo em vista a alimentação de FA de 20.274,4 kg/h, determinou-se as principais correntes de alimentação e de produtos do processo como 63.386,7 kg/h de etanol, 2.851,1 kg/h de óleo de FA, 11.058,0 kg/h de FAD, 850 kg/h de hidrogênio e 2.443,0 kg/h de HVO.

A.1 PENEIRA E EXTRUSORA

Após o recebimento da matéria-prima, o FA é peneirado com o intuito de separá-lo de partes com pouco percentual de óleo, como cascas de arroz, partes de arroz quebrado e outras impurezas. Visto que o diâmetro médio do FA é 0,32 mm, conforme Soares (2015), a operação objetivará separar partículas menores que 0,40 mm. Ademais, Bedin (2018) realizou experimentos acerca da distribuição granulométrica do FA e constatou que partículas com diâmetro menor ou igual a 0,40 mm equivalem a 80% da amostra. Sendo assim, a vazão de FA que sai da peneira (FAP) é calculada pela Equação 15.

$$FAP = 0,8. FA \quad (15)$$

Embora, usualmente, as indústrias de beneficiamento de arroz sequem o arroz até cerca de 13% em base úmida, de forma que o FA também possa ser considerado a 13%, a umidade pode vir a sofrer modificações decorrentes do transporte, que, para fins de cálculo, considerou-se que o FAP alimentado à extrusora tem a composição apresentada na Tabela AP.1.

Tabela AP.1 – Composição do FAP.

Componente	Composição	Vazão (kg/h)
Sólido Inerte	85%	13.786,6
Água	15%	2.432,9
Total	-	16.219,5

Fonte: Autores.

Portanto, o FAP é enviado à extrusora para que tenha suas enzimas inativadas e sua umidade reduzida de 15 a 13% por evaporação via aquecimento elétrico. Devido ao fato de, em termos de massa, apenas a composição de água se alterar, determinou-se a vazão de FA que sai da extrusora (FAE) em função do sólido inerte, conforme Equação 16.

$$FAE = F_{sól} + \frac{x \cdot F_{sól}}{(100-x)} \quad (16)$$

Onde x é a composição de água (umidade) que se deseja atingir e $F_{sól}$ é a vazão do sólido inerte (em kg/h).

Substituindo os dados da Tabela AP.1 e a umidade de 13% na Equação 16, conclui-se que 15.846,7 kg/h de FAE saem da extrusora em direção ao extrator. Cabe ressaltar que o sólido retido na peneira será utilizado como combustível para fornalhas e caldeira. Além disso, segundo Steudner, Wiebeck e Clemesha (2004), geralmente há 11% de casca (em base mássica) no FA e sua granulometria é em torno de 0,42 mm. Assim, como a granulometria da casca é maior que a granulometria do FAP, essa ficará retida na peneira, logo, entende-se que 11% do FA é composto de casca de arroz, isto é, 2.230,29 kg/h.

A.2 EXTRATOR

Aqui cabe ressaltar que os extratores serão do tipo batelada operando em arranjo pseudocontínuo, conforme será demonstrado no Apêndice C.3. Contudo, a fim de demonstrar as vazões que serão enviadas ao filtro centrífugo e ao decantador ao final de 1 hora, o balanço a seguir será demonstrado caso apenas um extrator operasse de modo contínuo. Sendo assim, o extrator em batelada possui duas correntes de alimentação: uma composta pelo solvente aquoso e outra pelo FA em pellets, cujas composições e vazões estão descritas na Tabela AP.2.

Tabela AP.2 – Composição das correntes de alimentação do extrator.

Corrente	Componente	Composição (% m/m)	Vazão (kg/h)
10	Etanol	94,00	59.583,5
	Água	6,00	3.803,2
Subtotal			63.386,7
4	Sólido inerte	66,32	10.935,5
	Água	13,00	2.060,1
	Óleo	20,68	2.851,1
Subtotal			15,8467
Total			79.233,4

Fonte: Autores.

Além da composição das correntes de alimentação, são conhecidos a eficiência da extração nas condições determinadas, o índice de retenção do FA e a fração de transferência de água do sólido para a fase extrato. Conforme estudo de Capellini *et al.* (2017) acerca da extração de óleo de FA utilizando etanol 94%, assim como no presente projeto, foi determinado que a eficiência de extração em um reator batelada é 99,9% quando operada a 82,5 °C. No entanto, o presente projeto optou por considerar 95%. Ainda, Capellini (2013) determinou que o índice de retenção (isto é, o percentual de líquido que fica retido no sólido inerte em relação à massa total inicial) do FA com 13% de umidade (em base úmida) a 80 °C e em um processo de extração batelada utilizando etanol 94% é igual a 56%. Embora a temperatura estudada por Capellini (2013) seja diferente da utilizada no presente projeto, utilizar-se do mesmo índice de retenção é válido, uma vez que Rodrigues e Oliveira (2010) afirmam, em seu estudo sobre extração do óleo de FA utilizando etanol, que o índice de retenção do farelo depende apenas das características do sólido e da umidade do mesmo. Por fim, Capellini (2013) determinou que a fração de água na fase extrato a 80 °C é 6,27%. A utilização da fração de água determinada por Capellini (2013) é validada, uma vez que Rodrigues e Oliveira (2010) afirmam que a transferência de água para a fase extrato não depende da temperatura, mas apenas da fração de água contida no solvente etanólico.

Portanto, para resolução do balanço, a partir dos dados informados, determinou-se a vazão mássica total do refinado (F₄) por meio da Equação 17.

$$F_4 = F_{4, \text{óleo}} + F_{4, \text{sól.}} + F_{4, \text{et.}} + F_{4, \text{água}} \quad (17)$$

Onde $F_{4, \text{óleo}}$, $F_{4, \text{sól.}}$, $F_{4, \text{et.}}$, $F_{4, \text{água}}$ é a vazão mássica (em kg/h) de óleo, de sólido inerte, de etanol e de água, respectivamente, que sai na corrente do refinado (F_4).

Devido ao sólido ser inerte na extração do óleo, a vazão da entrada ($F_{2, \text{sól}}$) e da saída ($F_{4, \text{sól}}$) é a mesma, conforme Equação 18.

$$F_{4, \text{sól.}} = F_{2, \text{sól}} \quad (18)$$

Além disso, sabe-se que o índice de retenção representa 56% da massa total do farelo de arroz (F_2) composta por líquidos segundo a Equação 19.

$$F_{4, \text{et.}} + F_{4, \text{água}} + F_{4, \text{óleo}} = 0,56. F_{2, \text{sól.}} \quad (19)$$

Por fim, para determinar a vazão de óleo na corrente refinado, deve-se considerar a eficiência do processo de extração de 95%. Assim, determina-se a vazão de óleo por meio da Equação 20.

$$F_{4, \text{óleo}} = (1 - 0,95). F_{2, \text{óleo}} \quad (20)$$

Onde $F_{4, \text{óleo}}$ e $F_{2, \text{óleo}}$ é a vazão mássica (em kg/h) de óleo na corrente refinado e na corrente de alimentação, respectivamente.

Dessa forma, substituindo as Equações 17, 18 e 19 na Equação 20, determina-se a vazão mássica total do refinado por meio da Equação 21.

$$F_4 = 1,56. F_{2, \text{sól.}} - 0,05. F_{2, \text{óleo}} \quad (21)$$

Conhecendo F_4 , pode-se determinar a fração mássica de sólido inerte e óleo, conforme Equações 22 e 23, respectivamente.

$$X_{4, \text{sól}} = \frac{F_{4, \text{sól.}}}{F_4} \quad (22)$$

$$X_{4, \text{óleo}} = \frac{F_{4, \text{óleo.}}}{F_4} \quad (23)$$

Por meio do conhecimento F_4 também é possível determinar a corrente extrato (F_3) segundo Equação 24.

$$F_1 + F_2 = F_3 + F_4 \quad (24)$$

A seguir pode-se determinar a vazão de óleo ($F_{3, \text{óleo}}$) na corrente extrato por meio da eficiência do processo conforme Equação 25.

$$F_{3, \text{óleo}} = 0,95 \cdot F_{2, \text{óleo}} \quad (25)$$

Sabendo a vazão total de extrato (F_3), a vazão de óleo na corrente extrato ($F_{3, \text{óleo}}$) e a fração de água na fase extrato ($X_{3, \text{água}}$), informada por Capellini (2013), pode-se determinar a fração mássica de óleo ($X_{3, \text{óleo}}$) e de etanol ($X_{3, \text{et}}$) segundo as Equações 26 e 27, respectivamente.

$$X_{3, \text{óleo}} = \frac{F_{3, \text{óleo}}}{F_3} \quad (26)$$

$$X_{3, \text{et}} = 1 - X_{3, \text{óleo}} - X_{3, \text{água}} \quad (27)$$

Para determinar a fração de etanol na fase refinado ($X_{4, \text{et}}$) calcula-se o balanço de massa global para o etanol por meio da Equação 28.

$$F_1 \cdot X_{1, \text{et}} + F_2 \cdot X_{2, \text{et}} = F_3 \cdot X_{3, \text{et}} + F_4 \cdot X_{4, \text{et}} \quad (28)$$

Por fim, pode-se determinar a fração de água na fase refinado, conforme Equação 29, finalizando, assim, o balanço de massa do extrator.

$$X_{4, \text{Água}} = 1 - (X_{4, \text{óleo}} + X_{4, \text{etanol}} + X_{4, \text{sól}}) \quad (29)$$

Os valores determinados para as vazões mássicas das correntes extrato e refinado e suas devidas composições podem ser visualizadas na Tabela AP.3.

Tabela AP.3 – Valores determinados para a etapa de extração.

Corrente	Componente	Composição (% m/m)	Vazão (kg/h)
19	Etanol	89,37	55.567,1
	Água	6,27	3.898,3
	Óleo	4,36	2.708,5
Subtotal			62.174,0
24	Sólido inerte	64,10	10.935,5
	Água	11,52	1.965,0
	Etanol	23,54	4.016,4
	Óleo	0,84	142,6
Subtotal			17.059,4
Total			79.233,4

Fonte: Autores.

A.3 FILTRO CENTRÍFUGO

O filtro é do tipo centrífugo com empurrador devido a sua alta capacidade de remoção de fluido do sólido em questão, cuja média de fluido recuperado, segundo Bonhomme *et al.* (2013), ultrapassa 98% em massa. Considerou-se, então, que a eficiência da filtração equivale a 98% e a retenção de líquidos na torta 2%.

O equipamento tem como corrente de entrada a corrente 25, cuja composição encontra-se na Tabela AP.3. Primeiramente, o balanço geral do filtro é dado pela Equação 30.

$$F_1 = F_2 + F_3 \quad (30)$$

Onde F é vazão mássica (em kg/h) e 1, 2 e 3 são índices da alimentação, da saída líquida e da saída da torta, respectivamente.

Para fins de cálculo, considerou-se que as partículas sólidas presentes na corrente líquida (corrente 28) são tão pequenas que podem ser desprezadas. Desse modo, a vazão do sólido será igual à apresentada na Tabela AP.3.

Baseado na eficiência apresentada por Bonhomme *et al.* (2013) e ratificada pelo fabricante do equipamento, vide Anexo I, considerou-se que todos os componentes na fase

líquida são filtrados de forma uniforme. Sendo assim, as vazões de óleo, água e etanol são determinadas, com auxílio da Tabela AP.3, pelas Equações 31, 32 e 33, respectivamente.

$$F_{2, \text{óleo}} = 0,98. F_{1, \text{óleo}} \quad (31)$$

$$F_{2, \text{água}} = 0,98. F_{1, \text{água}} \quad (32)$$

$$F_{2, \text{etanol}} = 0,98. F_{1, \text{etanol}} \quad (33)$$

Como as partículas sólidas na corrente 28 foram desprezadas, a vazão total da corrente é o resultado do somatório das Equações 31, 32 e 33. De forma análoga, as vazões de óleo, água, etanol e de sólido são determinadas, com auxílio da Tabela AP.2, pelas Equações 34, 35, 36 e 37, respectivamente.

$$F_{3, \text{óleo}} = 0,02. F_{1, \text{óleo}} \quad (34)$$

$$F_{3, \text{água}} = 0,02. F_{1, \text{água}} \quad (35)$$

$$F_{3, \text{etanol}} = 0,02. F_{1, \text{etanol}} \quad (36)$$

$$F_{3, \text{sól}} = F_{1, \text{sól}} \quad (37)$$

A vazão total da saída da torta será o resultado do somatório das Equações 34, 35, 36 e 37. Assim, na Tabela AP.4, as vazões e as composições são apresentadas.

Tabela AP.4 – Vazões mássicas da saída do filtro centrífugo.

Corrente	Componente	Composição (%m/m)	Vazão (kg/h)
28	Água	28,04	1.925,7
	Etanol	69,64	3.936,1
	Óleo	2,32	139,7
26	Água	0,36	39,3
	Óleo	0,03	2,9
	Etanol	0,73	80,3
	Base sólida	98,89	10.935,5

Fonte: Autores.

A.4 DECANTADOR

O decantador tem duas correntes de alimentação: a corrente 20, oriunda do extrator, e a corrente 28, oriunda do filtro. Devido às correntes terem a mesma composição (óleo, água e etanol), a imiscibilidade das fases aquosa (água e etanol) e orgânica (óleo bruto) permite a separação das fases.

Dessa forma, tendo em vista a indisponibilidade de dados de coeficientes para a estimativa dos parâmetros relacionados à interação em fase líquida com os componentes presentes no óleo, utilizou-se o modelo SR-POLAR para simulação do decantador, dada a grande quantidade de etanol presente na mistura e a ausência de fase gasosa, tornando o sistema pouco dependente das condições de pressão.

O modelo SR-POLAR se trata da equação de estado de Schwarzenuber e Renon, a qual é uma extensão do modelo de Soave-Redlich-Kowng, podendo ser aplicada a sistemas polares e apolares bem como não-ideais. Assim, dentro de tais condições, é uma boa alternativa para modelos que se baseiam em coeficientes de atividade dos componentes.

Portanto, por meio do simulador utilizado, simulou-se o equilíbrio de fases estabelecido para o sistema nas condições do decantador, cujos resultados estão apresentados na Tabela AP.5.

Tabela AP.5 – Vazões mássicas do decantador.

Corrente	Componente	Composição (%m/m)	Vazão (kg/h)
29	Água	8,54	5.824,0
	Etanol	87,28	59.503,2
	Triestearina ^a	2,09	1.424,1
	Trioleína ^a	2,09	1.424,1
Total Entrada			68.175,4
36	Água	8,92	5.823,9
	Etanol	91,08	59.500,4
Subtotal			65.234,3
30	Água	0,002	0,06
	Etanol	0,098	2,83
	Triestearina ^a	49,95	1424,1
	Trioleína ^a	49,95	1.424,1
Subtotal			2.851,09
Total Saída			68.175,4

Fonte: Autores.

^a Simplificação do óleo para fins de cálculo devido à complexidade da composição real.

A.5 RECUPERAÇÃO DE SOLVENTE

A recuperação de solvente é realizada a partir da corrente 36, oriunda do decantador, composta por etanol e água. O processo é realizado por meio de uma torre de destilação, as quais devem concentrar a solução de etanol até 94,0% (m/m), mesma proporção de hidratação do solvente utilizado inicialmente no processo, e o produto de fundo contendo 0,36% de etanol, cujo valor foi obtido de simulação após o cálculo do número de estágios e razão de refluxo, cujo cálculos e resultados são apresentados no Apêndice C.6.

Para simulação do sistema de equilíbrio torre de destilação de recuperação utilizou-se o modelo NRTL (*Non-Random Two-Liquid*), dado que o sistema é composto por água e etanol, substâncias polares com propriedades bem conhecidas. Sendo assim, o modelo NRTL em

questão utiliza-se dos coeficientes de atividade e fugacidade para simular aplicações que envolvam equilíbrio líquido-vapor e equilíbrio líquido-líquido com robustez.

As vazões de topo e fundo foram obtidas por meio da relação entre o balanço global da torre, dado pela Equação 38, e o balanço mássico do etanol, dado pela Equação 39.

$$F_{38} = F_{39} + F_{40} \quad (38)$$

$$F_{38} \cdot X_{38} = F_{39} \cdot X_{39} + F_{40} \cdot X_{40} \quad (39)$$

Os resultados do balanço de massa da torre de destilação, representados por suas respectivas correntes, estão dispostos na Tabela AP.6.

Tabela AP.6 – Vazões mássicas da torre de destilação.

Corrente	Componente	Composição (%m/m)	Vazão (kg/h)
38	Água	8,92	5.823,9
	Etanol	91,08	59.500,4
Total Entrada			65.234,3
39	Água	6,00	3.794,2
	Etanol	94,00	59.493,1
Subtotal			63.287,3
40	Água	99,64	2.029,8
	Etanol	0,36	7,2
Subtotal			2.037,0
Total			65.234,3

Fonte: Autores.

Portanto, a partir da razão entre a corrente de etanol recuperado e a quantidade de etanol alimentada nos extratores, conclui-se que a recuperação de etanol é de 99,84% em base mássica.

A.6 HIDROTRATAMENTO

O sistema de reação para hidrotreatamento do óleo vegetal foi realizado por meio de um reator TBR adiabático. Como o reator opera de forma adiabática e, portanto, apresenta um

gradiente de temperatura ao longo do avanço, os resultados foram obtidos por meio de simulação.

O modelo cinético utilizado na simulação foi o proposto por Villamil e Paniagua (2018) e é dado em função da molaridade da trioleína e da triestearina nas reações de hidrogenação e hidrotreatamento, respectivamente, e do respectivo volume de catalisador. Assim, o balanço diferencial dos reagentes é dado pela Equação 40, cuja lei cinética de primeira ordem que descreve a taxa de ambas as reações é dada pela Equação 41.

$$\frac{dF_i}{dV} = -r_i \quad (40)$$

$$r_i = k_i \cdot C_i \quad (41)$$

Onde o coeficiente de velocidade (k_i) segue a Lei de Arrhenius, dada pela Equação 42.

$$k_i = A_i \cdot e^{\frac{-E}{R \cdot T}} \quad (42)$$

Sendo A o fator pré-exponencial, E a energia de ativação da reação, R a constante dos gases e T a temperatura do sistema. Dessa forma, tem-se o balanço transiente por componente, reagente, dado pela Equação 43.

$$F_{is} = F_{ie} - \int k_i \cdot C_i \cdot dV \quad (43)$$

Portanto, o balanço mássico do reator se encontra apresentado na Tabela AP.7, contendo duas correntes de alimentação, sendo uma a corrente de gás hidrogênio e outra sendo a corrente 33, proveniente do tanque pulmão de óleo, e uma corrente de produtos.

A partir dos resultados da simulação, a reação é conduzida até que a taxa de reação caia próxima de zero, resultando numa conversão de 98,8% em termos de triestearina.

Tabela AP.7 – Vazões mássicas do reator de hidrotratamento.

Corrente	Componente	Composição (%m/m)	Vazão (kg/h)
73	Hidrogênio	100	850,00
33	Água	0,002	0,06
	Etanol	0,098	2,83
	Triestearina	49,95	1424,10
	Trioleína	49,95	1.424,10
Subtotal			2.851,09
Total Entrada			3.701,09
34	Hidrogênio	20,63	763,68
	Água	9,25	342,31
	Triestearina	0,95	35,18
	Propano	3,77	139,62
	Octadecano	65,32	2.417,47
	Etanol	0,08	2,83
Total			3.701,09

Fonte: Autores.

A.7 PURIFICAÇÃO DO HVO

A etapa de separação dos produtos de reação é realizada por dois separadores trifásicos, onde no primeiro há separação da fase gasosa contendo propano e hidrogênio não reagido e duas fases líquidas, sendo uma composta por água e outra contendo a mistura com o octadecano, e no segundo há a separação da mistura de octadecano da triestearina, principalmente.

Para a simulação da separação trifásica, selecionou-se o modelo SRK (Soave-Redlich-Kwong) para determinação das respectivas propriedades da operação, uma vez que a separação é feita pela diferença de densidades. Tal modelo é recomendado para sistemas apolares ou levemente polares em quaisquer faixas de pressão e temperatura. Sendo assim, visto que a corrente de alimentação do equipamento é composta, majoritariamente, por componentes apolares com quantidade relativamente baixa de água, o modelo em questão torna-se adequado.

Portanto, as vazões mássicas do separador trifásico, estabelecidas pelo equilíbrio de fases simulado, são apresentadas na Tabela AP.8.

Tabela AP.8 – Vazões mássicas do primeiro separador trifásico.

Corrente	Componente	Composição (%m/m)	Vazão (kg/h)
42	Hidrogênio	20,63	763,68
	Água	9,25	342,31
	Triestearina	0,95	35,18
	Propano	3,77	139,62
	Octadecano	65,32	2.417,47
	Etanol	0,08	2,83
Total Entrada			3.701,09
51	Hidrogênio	84,74	763,21
	Água	0,77	6,89
	Propano	14,40	129,73
	Etanol	0,09	0,86
Subtotal			900,69
49	Água	99,99	333,06
	Etanol	0,01	0,02
Subtotal			333,08
43	Água	0,09	2,36
	Triestearina	1,43	35,18
	Propano	0,40	9,89
	Octadecano	97,98	2.417,46
	Etanol	0,08	1,96
	Hidrogênio	0,02	0,47
Subtotal			2.467,32
Total Saída			3.701,09

Fonte: Autores.

Para que se caracterize como HVO, submeteu-se a corrente 44 a um segundo separador trifásico, a fim de separar o octadecano da triestearina, cujas vazões mássicas são apresentadas na Tabela AP.9.

Tabela AP.9 – Vazões mássicas do segundo separador trifásico.

Corrente	Componente	Composição (% m/m)	Vazão (kg/h)
44	Água	0,09	2,36
	Triestearina	1,43	35,18
	Propano	0,40	9,89
	Octadecano	97,98	2.417,48
	Etanol	0,08	1,96
	Hidrogênio	0,02	0,47
	Total Entrada		
45	Água	8,30	0,43
	Propano	80,63	4,18
	Octadecano	0,06	0,003
	Etanol	2,17	0,11
	Hidrogênio	8,84	0,46
Subtotal			5,183
47	Água	0,079	1,92
	Triestearina	0,003	0,07
	Propano	0,234	5,68
	Octadecano	99,607	2.416,22
	Etanol	0,076	1,84
Subtotal			2.425,73
46	Água	0,012	0,004
	Triestearina	96,459	35,109
	Propano	0,081	0,029
	Octadecano	3,437	1,251
	Etanol	0,009	0,003
Subtotal			36,396
Total Saída			2.467,32

Ressalta-se que a corrente 45 será descartada para a atmosfera e a corrente 46 será armazenada em um tanque, vide Apêndice C.13, para ser recolhida por empresa terceira a cada 30 dias.

A.8 RECUPERAÇÃO DO HIDROGÊNIO

O processo de recuperação do hidrogênio abrange o balanço de duas operações: a purificação por torres PSA e a reforma a vapor.

A.8.1 Purificação PSA

O balanço da purificação de hidrogênio utilizando o processo PSA foi feito com base em parâmetros fornecidos por patentes. A torre apresenta três correntes: uma de alimentação, proveniente da separação trifásica, e duas correntes de saída, sendo uma no topo contendo o hidrogênio purificado e uma corrente de fundo onde se extrai as impurezas retidas, tais como o propano, água e óxidos de carbono.

Conforme patentes do processo descrito (WEGERER *et al.*, 2019 e TSAI *et al.*, 2015), a recuperação de hidrogênio utilizando o processo PSA, cuja torre é preenchida com zeólita comercial 13X (NaX), se encontra em faixas acima de 90% com pureza molar maior que 99,99%. Dessa forma, adotou-se um valor de recuperação de hidrogênio de 90%, em relação a sua quantidade na alimentação e, para fins de cálculo, considerou-se que a corrente purificada de hidrogênio contém somente hidrogênio, dado que a proporção entre os possíveis resquícios dos demais componentes é desconhecida, além de estarem em ordens de grandeza muito menores.

A purificação do hidrogênio ocorre em duas seções: à montante do reformador a vapor e à jusante deste, com a nova corrente de hidrogênio gerado. Portanto, as vazões mássicas da primeira (PSA-601 a PSA-604) e segunda (PSA-605) seção de purificação são apresentadas nas Tabelas AP.10 e AP.11. Cabe ressaltar que, uma vez que os ciclos de purificação operam em pares de torres, os balanços das torres de mesmo estágio são iguais.

Tabela AP.10 – Vazões mássicas da PSA-601.

Corrente	Componente	Composição (%m/m)	Vazão (kg/h)
51	Hidrogênio	84,74	763,21
	Água	0,77	6,89
	Propano	14,40	129,73
	Etanol	0,09	0,86
Total Entrada			900,69
60	Hidrogênio	35,69	76,32
	Água	3,22	6,89
	Propano	60,68	129,73
	Etanol	0,41	0,86
Subtotal			213,80
59	Hidrogênio	100	686,88
Total Saída			900,69

Fonte: Autores.

Tabela AP.11 – Vazões mássicas da seção PSA-605.

Corrente	Componente	Composição (%m/m)	Vazão (kg/h)
63	Hidrogênio	24,80	135,63
	Água	4,02	21,99
	Etanol	0,16	0,88
	CO ₂	71,02	388,38
Total Entrada			546,88
64	Hidrogênio	3,19	13,56
	Água	5,18	21,99
	Etanol	0,21	0,88
	CO ₂	91,42	388,38
Subtotal			424,81
65	Hidrogênio	100	122,07
Total Saída			546,88

Fonte: Autores.

A.8.2 Reforma a vapor

O processo de reforma a vapor inicia-se com a alimentação da corrente de fundo da torre PSA-601, rica em propano, juntamente com vapor, gerado pela corrente 49 do separador trifásico, a qual é composta majoritariamente por água em quantidade suficiente para sustentar a reação, em um reator do tipo PBR encamisado, gerando uma corrente rica em hidrogênio, contendo CO₂ resultante da reação, água remanescente, além de traços de etanol.

Sendo assim, conforme o modelo de reforma a vapor a baixa temperatura em catalisador NiO–Cr₂O₃/Al₂O₃ proposto por Uskov *et al.* (2017), o propano é totalmente convertido numa reação irreversível. O balanço transiente do propano no reator, cujo modelo cinético é o mesmo proposto pelas Equações 40 e 41, com a exceção de que, para este sistema reacional, o volume é referente ao meio gasoso, ou seja, somente o volume de vazios, não considerando o volume de catalisador. Desse modo, as vazões mássicas do reformador a vapor são apresentadas na Tabela AP.12.

Tabela AP.12 – Vazões mássicas do reformador a vapor.

Corrente	Componente	Composição (%m/m)	Vazão (kg/h)
61	Hidrogênio	35,69	76,32
	Água	3,22	6,89
	Propano	60,68	129,73
	Etanol	0,41	0,86
Subtotal			213,80
50	Água	99,99	333,06
	Etanol	0,01	0,02
Subtotal			333,08
Total Entrada			546,88
62	Hidrogênio	24,80	135,63
	Água	4,02	21,99
	Etanol	0,16	0,88
	CO ₂	71,02	388,38
Total Saída			546,88

Fonte: Autores.

APÊNDICE B – BALANÇO DE ENERGIA

B.1 CORRENTES DE ETANOL

Após a recuperação do solvente, a corrente 39 retorna ao processo, juntando-se à corrente 10, que provém do tanque de armazenamento para suprir a demanda de etanol necessária para a extração. Portanto, visou-se determinar a temperatura final da mistura dessas correntes.

Considerando-se um sistema fechado, é possível afirmar que o calor cedido pela corrente de maior temperatura (\dot{q}) é igual ao calor recebido pela corrente de menor temperatura (\dot{q}'), vide Equação 44.

$$\dot{q} = \dot{q}' \quad (44)$$

Ainda, sabe-se que o calor pode ser determinado pela Equação 45, onde um valor positivo significa calor recebido e um valor negativo significa calor cedido.

$$\dot{q} = \dot{m}_i c_i (T2_i - T1_i) \quad (45)$$

Onde \dot{m} é a vazão mássica (em kg/h), c é o calor específico (em kJ/kg.°C), T é a temperatura (em °C), 1 é o índice de entrada, 2 é o índice de saída e i é o índice da corrente.

Desse modo, substituindo a Equação 45 na Equação 44, determina-se a temperatura final da mistura. Na Tabela AP.13 encontram-se os dados para determinação da temperatura final da mistura, bem como o resultado encontrado para a temperatura.

Tabela AP.13 – Dados para determinação da temperatura final da mistura.

Corrente	Variável	Dado	Unidade
	\dot{m}	63.234,4	kg/h
39	c^a	3,267	kJ/kg.°C
	T1 ^a	77,8	°C
	\dot{m}	152,3	kg/h
10	c^a	2,733	kJ/kg.°C
	T1	24,8	°C
11	T2	77,7	°C

Fonte: Autores.

^a De acordo com simulador computacional.

B.2 EXTRATORES

Como o processo de extração do óleo será em torno de 82 °C, o FA virá da extrusora a 105 °C e o etanol a 77,7 °C, visou-se determinar a temperatura final da mistura a fim de verificar se apenas o calor cedido pelo FA ao etanol é suficiente para atingir cerca de 82 °C. Desse modo, calculou-se a temperatura inicial do etanol por meio das Equações 44 e 45, com auxílio da Tabela AP.14, na qual está demonstrado o resultado encontrado para a temperatura inicial.

Tabela AP.14 – Dados para determinação da temperatura inicial do etanol.

Corrente	Variável	Dado	Unidade
	\dot{m}	63.386,72	kg/h
11	c^a	3,27	kJ/kg.°C
	T1	105	°C
	T2	81,2	°C
	\dot{m}	15.846,68	kg/h
4	c^b	2,09	kJ/kg.°C
	T1	77,8	°C
	T2	81,2	°C

Fonte: Autores.

^a De acordo com simulador computacional.

^b De acordo com Sreenarayanan e Chattopadhyay (1986) para FA com 13% de umidade em base úmida a 82 °C.

Portanto, verifica-se que apenas o calor cedido pelo FA é suficiente para aquecer o etanol até a temperatura desejada sem necessitar de nenhum outro tipo de aquecimento.

B.3 TROCADORES DE CALOR

O balanço de energia dos trocadores de calor do tipo casco e tubo foi determinado por um *software* de simulação de processos para que fosse possível alcançar o valor mais próximo da realidade. Assim, na Tabela AP.15, apresentou-se o calor (\dot{q}) trocado em cada trocador para as variações de temperatura em questão.

Tabela AP.15 – Valores determinados do calor trocado nos trocadores de calor.

Trocador	Calor trocado (kJ/h)
TC – 301	-77.037.012
TC – 302	1.491.012
TC – 303	-523.476
TC – 401	8.581.068
TC – 601	614.772

Fonte: Autores.

O trocador de calor o TC – 302 será responsável por elevar a temperatura da corrente 37 de 61,6 para 74,8 °C, que é a temperatura equivalente ao seu ponto de ebulição. Em ambos os casos, será utilizado vapor saturado a 10 bar e 179,9 °C como fluido de aquecimento, cujo calor latente (λ) é, segundo Geankoplis (1998), equivalente a 2.015,29 kJ/kg nas condições apresentadas.

De posse dos dados de calor trocado (\dot{q}) e o calor latente do vapor saturado, calcula-se a vazão mássica necessária de vapor saturado para o aquecimento das correntes pela Equação 46.

$$\dot{m} = \frac{\lambda}{\dot{q}} \quad (46)$$

Portanto, obtém-se que é necessário 1.721,22 kg/h de vapor saturado para o TC – 302.

No caso do TC – 301, esse terá a função de resfriar as correntes 28 e 20 de 81,2 a 31 °C antes de ser enviada ao decantador. Já o TC – 303 será responsável por resfriar a corrente de fundo da torre de destilação (TD – 301) de 99,2 °C a 40 °C para se adequar a resoluções ambientais, ao passo que, o TC – 601 terá a função de resfriar a corrente 62 de 260 a 31 °C antes de ser enviada à PSA-605. Em ambos, será utilizado água fria a 30 °C como fluido de resfriamento e, para fins de cálculo, será considerado que a água sairá do trocador de calor a 60 °C.

Desse modo, para determinar a vazão de água necessária para o resfriamento, substituiu-se os dados da Tabela AP.16 na Equação 45, obtendo-se o valor de 614.036,56 kg/h de água fria para o TC – 301, 4.172,31 kg/h para o TC – 303 e 4.900,21 kg/h para o TC – 601.

Tabela AP.16 – Dados para determinação da vazão de água para resfriamento.

Variável	Dado	Unidade
c	4,182 ^a	kJ/kg.°C
T1	30	°C
T2	60	°C

Fonte: Autores.

^a Segundo Geankoplis (1998).

Por fim, o trocador de calor TC – 401 terá como função o aproveitamento de energia. Como a corrente 34 precisa ser resfriada de 436 para 30 °C e a corrente 36 precisa ser pré-aquecida antes de ser alimentada à torre de destilação, serão utilizadas, em contracorrente, a corrente 34 como fluido quente e a corrente 36 como fluido frio. O balanço de energia realizado pelo simulador computacional determinou que o calor (\dot{q}) que deve ser trocado entre as correntes para que a corrente 34 seja resfriada de 436 para 30 °C é de 2.383,63 kJ/h, aquecendo, consequentemente, a corrente 36 de 31 a 61,6 °C.

B.4 FORNALHAS

Casos em que as correntes precisam ser aquecidas a altas temperaturas optou-se em utilizar fornalhas, sendo o combustível a casca de arroz oriundo da peneiração do FA. Da mesma forma como nos trocadores de calor, a quantidade de calor cedida (\dot{q}) foi determinada

por um simulador computacional. Desse modo, na Tabela AP.17, apresentou-se o calor cedido em cada fornalha.

Tabela AP.17 – Valores de calor cedido nas fornalhas.

Fornalha	Calor cedido (kJ/h)
F – 401	1.123.764
F – 402	2.800.332
F – 601	998.136,1
F – 602	347.237,2
F – 603	1.203.179,6

Fonte: Autores.

A Fornalha F – 401 será responsável por aquecer a corrente 32 de 155,4 a 310 °C antes de ser enviada ao reator R – 401. Já a F – 601 aquecerá a corrente 49, oriunda do ST – 501, e a F – 602 aquecerá a corrente 60, oriunda da PSA – 601 a PSA – 604, de 25 a 260 °C antes de enviá-las ao R – 601. Ainda, a F – 402 será responsável em aquecer a corrente 72, oriunda da PSA – 605, de 83,4 a 310 °C antes de retornar ao R – 401. Ressalta-se que será utilizada mais uma fornalha (a F – 603), que será apresentada no Apêndice B.5, para o aquecimento do óleo da camisa do reator.

Com auxílio da Tabela AP.17, é possível determinar a vazão de casca de arroz (\dot{m}) requerido nas fornalhas, pela Equação 47, considerando uma eficiência de 85%, bem como o volume do equipamento (V), pela Equação 48.

$$\dot{q} = 0,85 \cdot \dot{m} \cdot PCI \quad (47)$$

Onde \dot{m} é a vazão de casca de arroz (em kg/h) e PCI é o poder calorífico inferior da casca de arroz (em kJ/kg).

$$V = \frac{\dot{m} \cdot PCI}{K} \quad (48)$$

Onde K é a tensão térmica volumétrica (em kJ/m³.h).

Na Tabela AP.18 encontram-se os dados para determinar a vazão mássica de casca de arroz e o volume da fornalha.

Tabela AP.18 – Dados para cálculo da vazão de casca e volume da fornalha.

Variável	Dado	Unidade
PCI	13.388,8 ^a	kJ/kg
K	838.800,0 ^b	kJ/m ³ .h

Fonte: Autores.

^a Segundo Mayer, Hoffmann e Ruppenthal (2006). ^b Segundo Elepaño, Satairapan e Damian (2000).

Portanto, substituindo os dados da Tabela AP.18 nas Equações 47 e 48, determina-se que é necessário 98,74 kg/h de casca de arroz e 1,58 m³ para o volume da F – 401, 246,06 kg/h de casca de arroz e 3,93 m³ para o volume da F – 402, 87,71 kg/h de casca de arroz e 1,40 m³ para o volume da F – 601 e 30,51 kg/h de casca de arroz e 0,49 m³ para o volume da F – 602.

B.5 CAMISA DE AQUECIMENTO

Devido ao R – 601 operar de forma isotérmica, uma vez que variações de temperatura afetariam consideravelmente a taxa de reação, será utilizado uma camisa de aquecimento no reator para manter a temperatura constante. Para isso, será utilizado uma fornalha (F – 603) para aquecer o óleo térmico (fluido escolhido para a camisa de aquecimento) a 260 °C, cujo combustível é a casca de arroz. Cabe ressaltar que se considerou, para fins de cálculo, que o óleo térmico sairá da camisa de aquecimento 3 °C mais frio que a entrada.

Assim, dado o calor específico do óleo térmico a 260 °C utilizado, segundo Therminol (2021), é 2,75 kJ/kg.°C, e o calor cedido determinado pelo simulador computacional, vide Tabela AP.17, determinou-se que, por meio da Equação 45, a vazão de óleo térmico necessária é equivalente a 145.839,96 kg/h.

B.6 TORRE DE DESTILAÇÃO

Como componentes da torre destilação, o refeedor e o condensador são necessários para que o líquido que sai pelo fundo da torre seja vaporizado parcialmente e retornado ao processo, no caso do refeedor, e para que o vapor que sai do topo da torre seja condensado parcialmente e retornado ao processo, no caso do condensador.

O balanço de energia realizado pelo simulador computacional reportou que o calor trocado no refulvedor é 267.695.189,5 kJ/h e 207.770.810 kJ/h no condensador. Desse modo, da mesma forma como no Apêndice B.3, utilizou-se vapor nas mesmas condições e determinou-se a vazão de vapor saturado pela Equação 46. Já para o condensador, da mesma forma como no Apêndice B.3 utilizou-se água fria nas mesmas condições e determinou-se a vazão de água fria pela Equação 45. Assim, determinou-se que será necessário 132.832,09 kg/h de vapor saturado para o refulvedor e 1.656.072,13 kg/h de água fria para o condensador.

B.7 CALDEIRAS

A unidade industrial demandará 134.615,24 kg/h de vapor saturado para o trocador de calor TC – 301 e para o refulvedor da TD – 301 (Apêndice B.6), isto é, $\dot{q}_T = 271.288.745,3$ kJ/h. Para isso, serão utilizadas 3 caldeiras, cujos combustíveis serão as cascas de arroz.

No Apêndice A.1, determina-se a vazão de casca de arroz, sendo que parte é consumida nas fornalhas F – 401, F – 402, F – 601, F – 602 e F – 603. Logo, a capacidade da caldeira (C_{CDA}) é determinada pela Equação 49.

$$C_{CDA} = \dot{m}_T - \dot{m}_{F-401} - \dot{m}_{F-402} - \dot{m}_{F-601} - \dot{m}_{F-602} - \dot{m}_{F-603} \quad (49)$$

Onde \dot{m}_T , \dot{m}_{F-401} , \dot{m}_{F-402} , \dot{m}_{F-601} , \dot{m}_{F-602} e \dot{m}_{F-603} são as vazões mássicas de casca de arroz que foram determinadas nos Apêndices A.1 e B.4, respectivamente.

Dessa forma, determina-se que a caldeira deverá ter capacidade para 1.661,44 kg/h de casca de arroz, gerando 22.244. kJ/h de calor. Em seguida, determina-se a quantidade de calor (\dot{q}_{CDG}) que as demais caldeiras devem gerar pela Equação 50.

$$\dot{q}_{CDG} = \dot{q}_T - [\dot{q}_{CDA} - (\dot{q}_{TC-301})] \quad (50)$$

Onde \dot{q}_T , \dot{q}_{CDA} , \dot{q}_{TC-301} são valores determinados por simulador computacional e apresentados no Apêndice B.3. Sabendo disso, com o poder calorífico inferior da casca de arroz, apresentado no Apêndice B.4, substitui-se na Equação 47 e determina-se que a capacidade das duas caldeiras deverá ser de 9.166,26 kg/h, gerando 122.725.265,74 kJ/h de calor cada.

B.8 BOMBAS

O cálculo das bombas da unidade foi feito a partir da demanda e disposição dos pontos verificados na planta baixa da unidade, vide Apêndice E. Sendo assim, o método de cálculo utilizado foi o balanço de energia mecânica em termos de carga, proveniente da equação de Bernoulli com adição do termo de perda de carga, conforme a Equação 51.

$$\frac{\Delta u^2}{2} + g \cdot \Delta z + \int \frac{dp}{\rho} + l_w + \frac{w_s}{\eta_p} = 0 \quad (51)$$

Onde u representa a velocidade de escoamento, g a aceleração da gravidade, Δz a altura de elevação, P a pressão, ρ a densidade do fluido, l_w a perda de carga, w_s o trabalho de eixo realizado pela bomba e η_p a eficiência da bomba. Para as bombas com finalidade apenas de transporte, assumiu-se pressão e velocidade constante ao longo dos trechos, logo, o primeiro e o terceiro termo se tornam-se iguais a zero. Por fim, a potência da bomba é, então, dada pela Equação 52, onde F é a vazão mássica do trecho em questão.

$$P = W_s \cdot F \quad (52)$$

Sendo assim, calculou-se a potência necessária para as bombas, adotando-se eficiência de 75%, as quais estão apresentadas nas Tabelas AP.19, AP.20 e AP.21, para as tubulações de processo, água fria e água quente, respectivamente, bem como as elevações

Tabela AP.19 – Parâmetros e resultados das bombas de processo.

(Continua)

Bomba	Trechos	h_f (m)	Δz (m)	F (kg/s)	W (J/kg)	P (hp)	$P_{\text{comercial}}$ (hp)
BP1	1:3	11,44	5,5	0,0276	87,188	0,0032	1,0
BP2	3:4	1,35	19,4	17,6074	255,290	6,028	7,5
BP3	5:14	17,92	5,0	17,6074	89,292	2,108	3,0
BP4	15:28	21,07	-1,5	17,2705	8,480	0,196	1,0
BP5	33:39	13,56	8,0	0,7920	122,720	0,130	1,0

Tabela AP.19 – Parâmetros e resultados das bombas de processo.

(Conclusão)

Bomba	Trechos	h_f (m)	Δz (m)	F (kg/s)	W (J/kg)	P (hp)	$P_{comercial}$ (hp)
BP6	53:55	2,54	0,0	18,1457	3,272	0,080	1,0
BP7	56:59	6,19	0,0	18,1457	8,260	0,201	1,0
BP8	60:61	1,90	12,0	18,1457	159,492	3,881	4,0
BP9	62:69	9,47	0,0	1,0281	12,632	0,017	1,0
BP10	70:71	1,00	0,0	0,6854	1,336	0,001	1,0
BP11	72:75	4,70	12,4	0,6854	168,460	0,155	1,0
BP12	97:101	10,76	5,0	0,0925	79,744	0,010	1,0

Fonte: Autores.

BP: bombas de processo.

Tabela AP.20 – Parâmetros e resultados das bombas de água fria.

(Continua)

Bomba	Trechos	h_f (m)	Δz (m)	F (kg/s)	W (J/kg)	P (hp)	$P_{comercial}$ (hp)
BF1	1:2	2,90	11	33,5948	147,744	6,656	7,5
BF2	3:4	0,75	22	33,5948	288,760	13,009	15,0
BF3	5:6	0,75	22	33,5948	288,760	13,009	15,0
BF4	7:15	15,47	4,5	33,5948	79,488	3,581	4,0
BF5	15:19	6,84	0,0	633,1059	9,120	7,243	7,5
BF6	19:21	8,54	5,0	1,3612	76,792	0,140	1,0
BF7	19:22	5,82	0,0	631,7447	7,760	6,574	7,5
BF8	22:23	2,87	0,0	1,1590	3,824	0,006	1,0
BF9	22:24	2,09	0,0	630,5857	2,784	2,354	3,0
BF10	24:25	2,06	20,0	460,0200	264,344	163,073	180,0
BF11	24:28	12,97	0,0	170,5657	17,292	3,955	5,5

Tabela AP.20 – Parâmetros e resultados das bombas de água fria.

Bomba	Trechos	(Conclusão)					
		h_f (m)	Δz (m)	F (kg/s)	W (J/kg)	P (hp)	$P_{\text{comercial}}$ (hp)
BF12	29:32	13,09	5,0	1,1590	82,852	18,951	20,0
BF13	34:35	2,81	5,0	631,7447	69,144	0,108	1,0
BF14	34:36	5,70	0,0	631,7447	7,600	6,438	7,5
BF15	36:37	6,76	0,0	1,3612	9,016	0,016	1,0
BF16	32:39	5,09	16,0	630,5857	216,064	182,710	200,0
BF17	15:44	29,50	5,0	4,1625	104,728	0,584	1,0
BF18	43:79	34,31	5,0	4,1126	111,152	0,613	1,0
BF19	47:109	25,52	5,0	1,6949	99,428	0,226	1,0

Fonte: Autores.

BF: bombas de água fria.

Tabela AP.21 – Parâmetros e resultados das bombas de água quente.

Bomba	Trechos	(Conclusão)					
		h_f (m)	Δz (m)	F (kg/s)	W (J/kg)	P (hp)	$P_{\text{comercial}}$ (hp)
BQ1	1:5	10,28	5,0	37,3931	79,100	3,966	5,5
BQ2	5:7	14,03	5,0	0,4781	84,112	0,054	1,0
BQ3	5:8	3,59	0,0	36,9149	4,788	0,237	1,0
BQ4	8:13	7,33	5,0	36,8977	75,172	3,720	4,0

Fonte: Autores.

BQ: bombas de água quente.

Ainda, existem no processo duas bombas que, além da função de transporte do fluido, possuem também o objetivo de elevar sua pressão, de modo que o terceiro termo da Equação 51 não seja nulo. Tais bombas remetem àquela para compressão do óleo de alimentação ao reator e à bomba criogênica de hidrogênio, que o alimenta no vaporizador. Para estas bombas,

a potência foi determinada via simulador computacional para melhor tratamento das propriedades. A potência destas bombas é apresentada na Tabela AP.22.

Tabela AP.22 – Resultados das bombas com elevação de pressão.

Bomba	Trechos	F (kg/s)	Δp (bar)	P (hp)	P _{comercial} (hp)
B-401	46:50	0,7920	39	18,10	20,0
B-402	116:119	0,0114	39	2,01	3,0

Fonte: Autores.

APÊNDICE C – DIMENSIONAMENTO DE EQUIPAMENTOS

C.1 SILOS DE FA E FAD

Todos os equipamentos de recepção e armazenamento, sejam os tanques (para etanol, óleo, hidrogênio e HVO) ou os silos (para FA e FAD), seguem a mesma metodologia de dimensionamento, na qual o volume é a principal variável a se determinar, vide Equação 53.

$$V = F \cdot \rho \cdot \Delta t \cdot f \quad (53)$$

Onde F é a vazão mássica (em kg/dia), ρ é a densidade do material em (kg/m³), t é tempo de armazenamento em dias e f é um fator de segurança (definido pelos autores).

Em se tratando do silo de FA, encontram-se na Tabela AP.23 os dados necessários para a determinação do volume, utilizando a Equação 53.

Tabela AP.23 – Dados utilizados na determinação do volume do silo de FA.

Variável	Dado	Unidade
F	380.320,3	kg/dia
ρ	1385 ^a	kg/m ³
Δt	3,5	dia
f	1,1	-

Fonte: Autores.

^a De acordo com Soares (2015).

Substituindo os dados da Tabela AP.23 na Equação 53, encontra-se o volume total igual a 1057,21 m³, os quais serão divididos em 2 silos de 532,2 m³ cada.

Da mesma forma, para o silo de FAD, levou-se em conta os dados representados na Tabela AP.24.

Tabela AP.24 – Dados utilizados na determinação do volume do silo de FAD.

Variável	Dado	Unidade
F	265.392,4	kg/dia
ρ	900 ^a	kg/m ³
Δt	1	dia
f	1,1	-

Fonte: Autores.

^a De acordo com Sharma, Srivastava e Saxena (2018).

Assim, substituindo os dados da Tabela AP.24 na Equação 53, encontra-se o volume total igual a 324,37 m³. Portanto, selecionou-se um silo elevado de 342,1 m³.

C.2 TANQUE DE ETANOL

Para o tanque de etanol, além do volume diário utilizado na operação, calculado por meio da Equação 53, foi necessário levar em conta o percentual de solvente recuperado pelas torres de destilação.

Tem-se, vide Apêndice A.5, que a recuperação em massa de etanol é de 99,84%. Logo, o volume gasto de etanol por dia é determinado de acordo com a Equação 68.

$$V_{gd} = V_{ud} - V_{rd} \quad (54)$$

Sendo V_{ud} o volume utilizado diariamente na planta (em m³), V_{rd} o volume recuperado diariamente (em m³) e V_{gd} o volume gasto diariamente no processo (em m³).

Os valores relativos a V_{ud} , V_{rd} e V_{gd} , assim como a vazão mássica utilizada diariamente de etanol (F), a densidade, ρ , do solvente (a 81,2 °C e 1,4 atm), o tempo de armazenamento (t) e o fator de segurança (f), estão dispostos na Tabela AP.25.

Tabela AP.25 – Dados utilizados na determinação do volume do tanque de etanol.

Variável	Dado	Unidade
F	1.521.281,20	kg/dia
ρ	789,48	kg/m ³
Δt	10	dia
f	1,2	-
V _{ud}	1.926,94	m ³ /dia
V _{rd}	1.923,92	m ³ /dia
V _{gd}	3,02	m ³ /dia

Fonte: Autores.

Em seguida, considerando o volume recuperado diariamente e o volume gasto diariamente, multiplicou-se V_{gd} pelos 10 dias em que se quer armazenar e somou essa quantia ao valor recuperado no primeiro dia do processo (V_{rd}), conforme Equação 55.

$$V = V_{rd} + (10 \cdot V_{gd}) \quad (55)$$

Sendo V, o volume necessário para os 10 dias de armazenamento, incluindo o dia de partida da planta, igual a 1.954,14 m³. Ademais, considerando o fator de segurança do tanque de 20%, tem-se para este um volume de 2.344,97 m³, sendo o diâmetro de 15 m e altura de 13,27 m.

O volume calculado pela Equação 55 será adquirido apenas para o início de operação da planta, sendo necessário, a cada 10 dias, repor somente o valor gasto de etanol. Este valor de reposição (V_r) é igual a 30,22 m³ e é dado pela Equação 56.

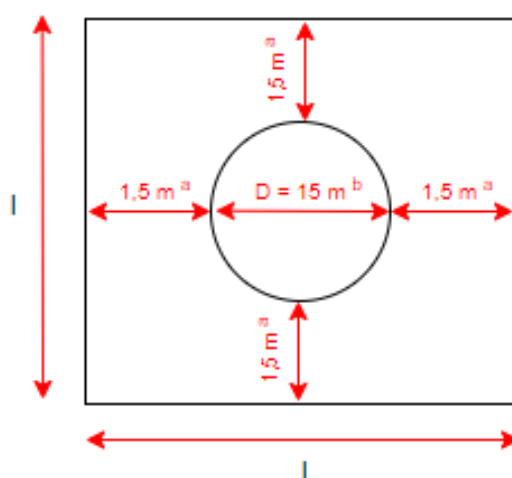
$$V_r = 10 \cdot V_{gd} \quad (56)$$

Além disso, de acordo com a ABNT NBR 17505-2:2006, os tanques de armazenamento de combustíveis e líquidos inflamáveis devem ser apoiados no solo sobre fundações feitas de concreto, alvenaria, estacas ou aço para minimizar a possibilidade de um recalque irregular e para minimizar a possibilidade de corrosão em qualquer parte do tanque apoiada sobre as fundações. Para mais, a norma prevê que esses tanques sejam circundados por uma bacia de

contenção, com canais de drenagem, para evitar que o líquido se alastre pela unidade industrial em caso de vazamentos nos tanques. Ainda, conforme a ABNT NBR 7821:1983, a espessura (e) das chapas de aço carbono que sustentam o tanque devem possuir espessura de 0,5 m.

Portanto, para o cálculo da bacia de contenção, estabeleceu-se que a distância mínima entre o tanque e a base interna da bacia deve ser de 1,5 m, assim como exemplificado na ABNT NBR 17505-2:2006, como visto na Figura AP.1.

Figura AP.1 - Dimensões da bacia de contenção.



Fonte: Autores.

^a Distância mínima prevista na norma ABNT NBR 17505-2. ^b Medidas prevista no catálogo no Anexo F.

Desta forma, nota-se que o lado da bacia de contenção (l) equivale a 18 m. Para calcular a altura mínima da bacia, deve-se multiplicar a área da mesma por h' e igualar ao volume do tanque, conforme Equação 57.

$$V_T = A \cdot h' \quad (57)$$

Sendo V_T o volume do tanque ($2.344,97\text{ m}^3$) e A a área da bacia de lado 18 m (324 m^2). Ao substituir os valores, nota-se que a altura mínima da bacia é igual a 7,24 m, porém a altura máxima permitida pela norma ABNT NBR 17505-2 é de 3 m. Assim, fixou-se a altura mínima como 2,8 m, pois a mesma norma denota que se deve acrescentar 0,2 m à altura mínima para conter as movimentações do líquido, e realizou-se o cálculo novamente, mas desta vez a incógnita seria a área ($l \times l$). O resultado foi que os lados da bacia devem possuir 28,94 m. É importante ressaltar que a altura da bacia será de 3 m, pois os 0,2 m serão acrescentados no projeto final.

C.3 EXTRATORES

O dimensionamento do extrator foi feito em três partes. Na primeira parte, visou-se determinar quantos extratores seriam necessários para que o processo fosse operado de modo pseudocontínuo. Na segunda parte, visou-se determinar as dimensões do extrator, do impelidor e das chicanas. Já na terceira parte, visou-se determinar a potência do sistema de agitação do extrator.

Na primeira parte, para determinar o número de extratores necessários, baseou-se na teoria de Schmidell (2001) para processos fermentativos em regime pseudocontínuo. Na Tabela AP.26 encontram-se dados necessários para o cálculo do número de extratores e da capacidade útil.

Tabela AP.26 – Dados para a determinação do número de extratores e capacidade.

Variável	Simbologia	Dado	Unidade
Tempo de Carga (e Descarga) ^a	t_c	0,5	h
Tempo de Extração ^b	t_e	1	h
Vazão Total	F_T	79.233,4	kg/m ³

Fonte: Autores.

^a Definido pelos autores. ^b De acordo com Capellini *et al.* (2017).

Assim, determinou-se o número de extratores (N) por meio da Equação 58, utilizando a Tabela AP.26.

$$N = 2 + \frac{t_e}{t_c} \quad (58)$$

Substituindo os valores, conclui-se que serão necessários 4 extratores em paralelo para manter o processo pseudocontínuo. Em seguida, determinou-se a capacidade útil (C_U) em cada extrator, conforme a Equação 59, isto é, a massa da mistura (FA + etanol) que cada extrator necessita para o arranjo funcionar de modo contínuo.

$$C_U = F_T \cdot t_c \quad (59)$$

Considerando a razão mássica 4:1 (etanol : FA), pode-se afirmar que a massa de etanol equivale a 80% da capacidade útil, assim, na Tabela AP.27, expôs-se as capacidades encontradas.

Tabela AP.27 – Capacidades determinadas para um único extrator.

Variável	Capacidade (kg)
Capacidade Útil	39.616,7
Capacidade Etanol 94%	31.693,4
Capacidade FA	7.923,3

Fonte: Autores.

Portanto, observa-se que a capacidade útil corresponde à metade da vazão total requerida, porém, devido ao fato de essa capacidade ser referente apenas a um extrator que tem como tempo de descarga igual a 0,5 h, ao final de 1 h ter-se-á a vazão total.

Já na segunda parte, para determinar as dimensões dos extratores, do impelidor e das chicanas utilizou-se as medidas padrões de misturadores com 4 chicanas apresentadas por Cremasco (2008). Na Tabela AP.28 observa-se as medidas padrões utilizadas no dimensionamento para o diâmetro (Dt) e altura do tanque (H), diâmetro (D) e altura (h) do impelidor, altura (w) e largura (l) das pás e a largura das chicanas.

Tabela AP.28 – Medidas padrões de misturadores com 4 chicanas.

Simbologia	Razão
Dt/H	1
D/Dt	1/3
D/h	1
w/D	1/5
l/D	1/4
B/Dt	1/10

Fonte: Autores.

Para determinar o diâmetro do tanque utilizou-se as relações da Tabela AP.28 e a Equação 60.

$$Dt = \sqrt[3]{\frac{V_m \cdot f}{0,25\pi}} \quad (60)$$

Onde V_m é o volume da mistura (em m^3) e f é um fator de segurança para conferir confiabilidade ao dimensionamento, e ao mesmo tempo, evitar um superdimensionamento (definido por Nery (2017) como 1,18).

Para determinar o volume da mistura basta calcular o somatório do volume dos componentes (FA e etanol 94%) separadamente por meio da Equação 61.

$$V_m = \sum C_i \rho_i \quad (61)$$

Onde V_m é o volume da mistura (em m^3), C é a capacidade mássica (em kg), ρ é a densidade (em kg/m^3) e i é o índice do componente.

Na Tabela AP.29 é apresentado os dados necessários para a determinação do volume da mistura.

Tabela AP.29 – Dados para o cálculo do volume da mistura.

Variável	Dado (kg/m^3)
Densidade FA ^a	1385
Densidade Etanol 94% ^b	789,48

Fonte: Autores.

^a De acordo com Soares (2015). ^b Resultado de simulação computacional.

Substituindo os dados da Tabela AP.29 e da Tabela AP.27 na Equação 61, determinou-se o volume de cada componente e o da mistura, vide Tabela AP.30.

Tabela AP.30 – Volume da mistura e de cada componente em um único extrator.

Componente	Volume (m^3)
FA	5,72
Etanol 94%	40,14
Mistura	45,87

Fonte: Autores.

Determinando-se o valor do diâmetro do tanque é possível determinar as demais dimensões, vide Tabela AP.31, por meio das relações da Tabela AP.28.

Tabela AP.31 – Dimensões do extrator.

Dimensão	Medida (m)
Dt	4,10
H	4,10
D	1,37
h	1,37
w	0,27
l	0,34
B	0,41

Fonte: Autores.

Na terceira parte, para determinar a potência do sistema de agitação do extrator utilizou-se a Equação 62, conforme apresentado por Cremasco (2018).

$$P = N_{po} \cdot \rho \cdot A^3 \cdot Dt^5 \quad (62)$$

Onde P é a potência (em W), N_{po} é o número de potência, ρ é a densidade da mistura (em kg/m³), A é a agitação (em rps) e T é o diâmetro do tanque (em m).

Antes de determinar o número de potência deve-se determinar o número de Reynolds da mistura conforme a Equação 63.

$$Re = \frac{\rho \cdot A \cdot D^2}{\mu} \quad (63)$$

Onde ρ é a densidade da mistura (em kg/m³), A é agitação (em rps), D é o diâmetro do impelidor (em m) e μ é a viscosidade da mistura (em Pa.s).

Na Tabela AP.32 encontram-se os dados necessários para o cálculo do número de Reynolds da mistura.

Tabela AP.32 – Dados para cálculo do número de Reynolds.

Variável	Dado	Unidade
ρ	754,890	kg/m ³
μ	5,5557	cp
A	2,290	rps

Fonte: Autores.

A partir do diagrama do Anexo W, considerando o número de Reynolds calculado e um impelidor de 4 pás retas a 45°, encontrou um número de potência igual a aproximadamente 1,5. Sendo assim, retornando à Equação 76 determina-se a potência de 64,96 kW para um único extrator e 259,82 kW para o arranjo dos 4 extratores.

C.4 TANQUE PULMÃO E TANQUE DE HVO

Em relação ao tanque pulmão de óleo, a capacidade deve ser suficiente para que a unidade industrial não paralise durante à manutenção programada do setor de extração que tem duração de 10 dias. Na Tabela AP.33, encontram-se os dados necessários para definição do volume do tanque pulmão.

Tabela AP.33 – Dados para determinação do volume do tanque pulmão.

Variável	Dado	Unidade
F	68.356,8	kg/dia
ρ	913 ^a	kg/m ³
Δt	10	dia
f	1,2 ^b	-

Fonte: Autores.

^a De acordo com Zúñiga-Díaz *et al.* (2017). ^b Valor definido pelos autores como 20%.

Substituindo os dados da Tabela AP.33 na Equação 53, encontra-se o valor de 898,45 m³, optando-se por 3 tanques de 300 m³.

Ademais, a ABNT NBR 17505-2:2006 informa que os tanques de armazenamento de combustíveis e líquidos inflamáveis devem ser apoiados no solo sobre fundações e ser circundados por uma bacia de contenção.

Para o dimensionamento da bacia de contenção deve-se, primeiramente, verificar se os tanques estão distantes de acordo com o especificado pela norma ABNT NBR 17505-2:2006, vide Quadro AP.1, para que sejam considerados independentes, isto é, risco individual.

Quadro AP.1 – Espaçamento mínimo entre tanques.

Tanques com diâmetro ≤ 45 m	Tanques com teto flutuante ou selo flutuante	Tanques verticais com teto fixo ou horizontais	
		Líquidos classe I ou II	Líquidos classe IIIA
	1/6 da soma dos diâmetros dos tanques adjacentes, mas não inferior a 1,0 m		
Tanques com diâmetro > 45 m (Se previsto dique)	1/4 da soma dos diâmetros dos tanques adjacentes	1/3 da soma dos diâmetros dos tanques adjacentes	1/4 da soma dos diâmetros dos tanques adjacentes

Fonte: (Adaptação de ABNT NBR 17505-2, 2006).

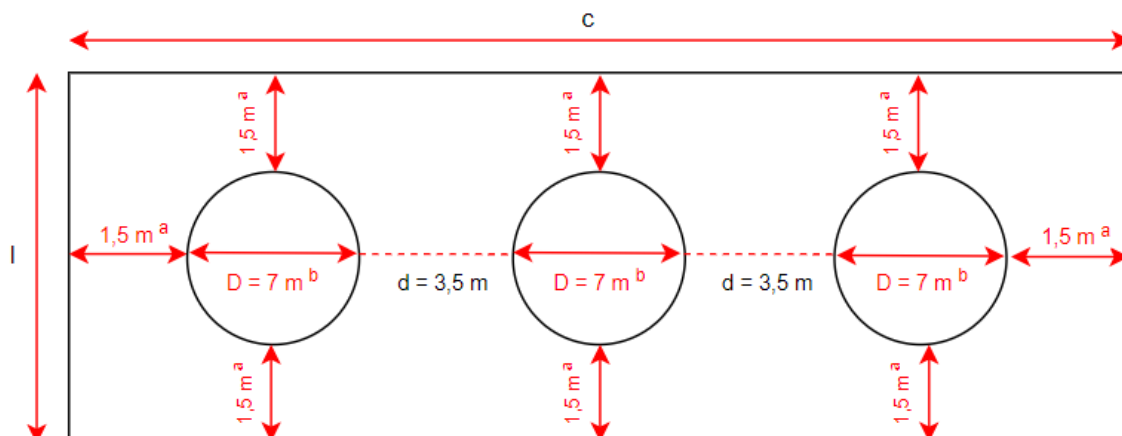
Devido ao tanque pulmão possuir diâmetro menor que 45 m, conclui-se, de acordo com o Quadro AP.1, que a distância (d) entre os tanques deve ser calculada pela Equação 64.

$$d = \frac{\sum D_i}{6} \quad (64)$$

Onde D é o diâmetro do tanque (em m) e i é o índice do tanque.

Sendo o diâmetro igual a 7 m, conforme o catálogo do Anexo J, determina-se que os tanques devem estar a uma distância de 3,5 m entre si. Na Figura AP.2, representou-se a posição dos tanques, bem como algumas medidas conhecidas.

Figura AP.2 – Posição dos tanques e medidas conhecidas.



Fonte: Autores.

^a Distância mínima prevista na norma ABNT NBR 17505-2. ^b Medidas prevista no catálogo no Anexo J.

Da Figura AP.2, observa-se que o comprimento da bacia (c) é 31 m e a largura da bacia (l) é 10 m. Definidas as medidas, determina-se o volume da bacia de contenção (V_B) pela Equação 65.

$$V_B = V_{MT} + V_{BT} + V_D \quad (65)$$

Onde V_{MT} é o volume do maior tanque (em m^3), V_{BT} é o volume da base dos tanques (em m^3) e V_D é o volume de deslocamento dos demais tanques (em m^3).

O volume do maior tanque é determinado pela Equação 66. Como os tanques têm o mesmo volume escolhe-se qualquer um deles.

$$V_{MT} = \pi r^2 H \quad (66)$$

Onde r é o raio do tanque (em m) e H é altura do tanque (em m). Conforme o Anexo J, a altura do tanque equivale a 7,80 m.

O volume da base dos tanques é determinado pela Equação 67.

$$V_{BT} = 3\pi r^2 e \quad (67)$$

Onde e é a espessura das chapas (em m) que sustentam os tanques. Conforme a ABNT NBR 7821:1983, a espessura da chapa de aço carbono utilizada deve possuir espessura de 0,5m.

O volume de deslocamento dos demais tanques é determinado pela Equação 68.

$$V_D = 2\pi r^2 h' \quad (68)$$

Onde h' é altura mínima da bacia de contenção (em m), suficiente para atender à capacidade volumétrica da bacia.

Como não se sabe o valor de h' , buscou-se outra equação em que o termo apareça. Assim, expressou-se o volume da bacia (V_B) na forma básica para o cálculo do volume de um sólido retangular, vide Equação 69.

$$V_B = l \cdot c \cdot h' \quad (69)$$

Sendo assim, substituindo as Equações 66, 67, 68 e 69 na Equação 65, define-se que a altura mínima (h') é 1,53 m. Contudo, segundo a norma ABNT NBR 17505-2, deve-se acrescentar 0,2 m à altura mínima para conter as movimentações do líquido. Portanto a altura da bacia de contenção dos tanques de óleo deverá ter 1,73 m.

Por fim, em relação ao tanque de HVO, a capacidade deve ser suficiente para 5 dias. Assim, utilizou-se a Tabela AP.34 para determinar o volume do tanque de HVO.

Tabela AP.34 - Dados para determinação do volume do tanque de HVO.

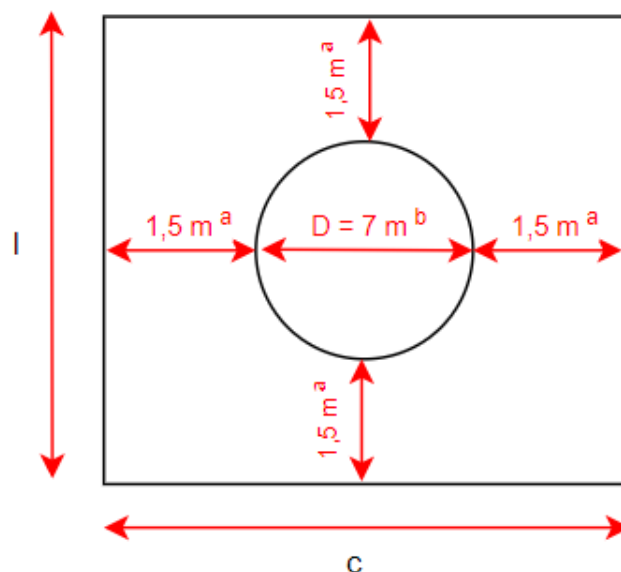
Variável	Dado	Unidade
F	58.632,0	kg/dia
ρ	783,85 ^a	kg/m ³
Δt	5	dia
f	1,2 ^b	-

Fonte: Autores.

^a Valor médio de acordo com o Quadro AN.1 no Anexo A. ^b Valor definido pelos autores como 20%.

Substituindo os dados da Tabela AP.34 na Equação 66, encontra-se o valor de 448,80 m³, optando-se por 1 tanque de 450 m³. Em seguida, utilizou-se a Figura AP.3 para determinar as dimensões da bacia de contenção em torno do tanque de HVO.

Figura AP.3 - Posição do tanque e medidas conhecidas.



Fonte: Autores.

^a Distância mínima prevista na norma ABNT NBR 17505-2. ^b Medidas prevista no catálogo no Anexo J.

Desse modo, observa-se que o comprimento (c) e a largura da bacia (l) equivalem a 10 m. Em seguida, substituiu-se o valor da altura do tanque (H) como 11,69 m, conforme o Anexo J, na Equação 68, uma vez que há apenas um tanque no interior da bacia.

Ao substituir os valores, percebe-se que a altura mínima da bacia equivale a 4,49 m, mas a altura máxima permitida pela norma ABNT NBR 17505-2 é 3 m. Assim, fixou-se a altura mínima como 2,8 m e repetiu-se o procedimento de cálculo, definindo que os lados da bacia devem possuir 12,68 m. Cabe ressaltar que se deve acrescentar 0,2 m à altura mínima da bacia, então a bacia de contenção deverá 3 m de altura.

C.5 DECANTADOR

O dimensionamento do decantador foi baseado no volume total e tempo de residência para realizar a separação por completo. O tempo de residência, t_{res} em horas, foi determinado pela Equação 70 (ASHRAF *et al.*, 2015).

$$t_{res} = \frac{100 \cdot \mu}{\rho_{\text{óleo}} - \rho_{\text{aq}}} \quad (70)$$

Onde μ é a viscosidade da mistura (cP), $\rho_{\acute{o}leo}$ é densidade do óleo (kg/m³), ρ_{aq} é a densidade da fase aquosa (kg/m³), composta por 91% de etanol. Substituindo os dados da Tabela AP.35 obtém-se o tempo de residência de 0,84 horas, ou 50,62 minutos.

O volume total do decantador é determinado pela vazão total e o tempo de residência, considerando operação do equipamento com 95% de sua capacidade (Towler e Sinnott, 2013), conforme a Equação 71.

$$V_t = \frac{(F_{\acute{o}leo} + F_{aq}) \cdot t_{res}}{0,95} \quad (71)$$

Onde $F_{\acute{o}leo}$ é a vazão volumétrica de óleo, F_{aq} é a vazão volumétrica da fase aquosa. Substituindo os valores da tabela AP.35, obtém-se volume total de 73,67 m³.

Tabela AP.35 – Dados para determinação do tempo de residência no decantador.

Dado	Valor	Unidade
μ	1,042	cP
$\rho_{\acute{o}leo}$	913,00	kg/m ³
ρ_{aq}	789,48	kg/m ³
$F_{\acute{o}leo}$	3,12	m ³ /h
F_{aq}	82,74	m ³ /h

Fonte: Autores.

Em relação às dimensões do decantador (diâmetro e comprimento) recomenda-se que o comprimento deve ser duas vezes mais que o diâmetro, ou seja, a relação L/D é aproximadamente igual a 2 (TOWLER; SINNOTT, 2013). Por questões de projetos, opta-se por utilizar um decantador com diâmetro de 3,5 m e comprimento de 8 m, assim resultando em L/D igual a 2,28.

C.6 TORRE DE DESTILAÇÃO

O dimensionamento da torre de destilação de etanol foi desenvolvido em duas partes: na determinação dos parâmetros relativos ao sistema de equilíbrio de separação, sendo estes a

quantidade de estágios de separação e a razão de refluxo, e na determinação de parâmetros construtivos da torre, representados por suas dimensões.

Na primeira parte, para encontrar o número de estágios de separação necessários, deve-se determinar inicialmente a quantidade de pratos teóricos de separação, os quais foram obtidos através do método de McCabe-Thiele.

O método gráfico de McCabe-Thiele permite representar os estágios limitados pelo equilíbrio líquido-vapor da mistura e as linhas de operação, que nada mais são que a limitação imposta pelo balanço material dos componentes. As linhas de operação estão representadas pelas Equações 72 e 73, para as seções de retificação - em função da razão de refluxo, e esgotamento, respectivamente.

$$y_n = \frac{R}{(R + 1)} \cdot x_{n-1} + \frac{x_D}{(R + 1)} \quad (72)$$

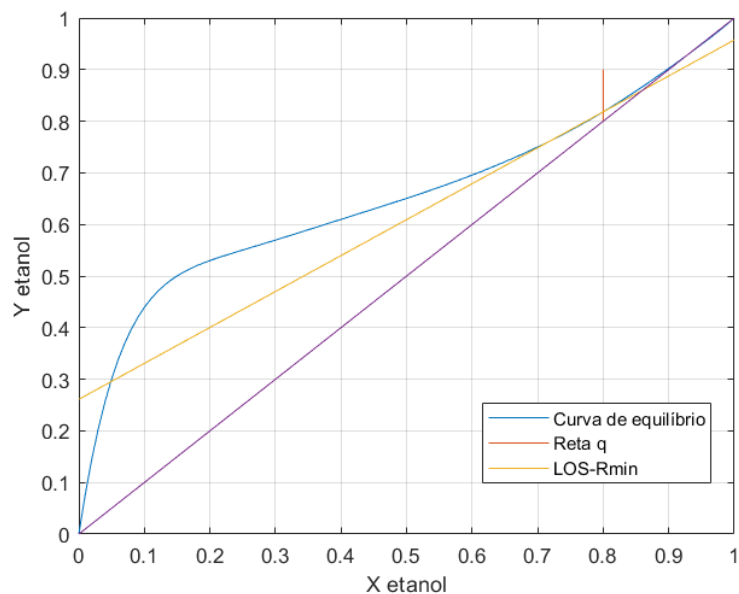
$$y_m = \frac{L_m \cdot x_{m-1}}{V_m} + \frac{W \cdot x_W}{V_n} \quad (73)$$

Onde y representa as frações de etanol no vapor, x a fração de etanol no líquido das seções de retificação (n) e esgotamento (m) e do destilado (D), R a razão de refluxo, L a vazão de líquido, V a vazão de vapor e W a vazão de fundo da torre.

Para o projeto da torre, que opera à pressão atmosférica, adotou-se que a alimentação se encontrará na sua temperatura de ebulição, de modo que a reta q , que estabelece a interseção das linhas de operação, assuma coeficiente angular infinito, ou seja, uma reta vertical onde as linhas de operação se interceptam.

Estabelecidas as frações molares de etanol no destilado (86%) e no fundo (0,14%) bem como a condição da alimentação ($q=1$), determina-se a razão de refluxo mínima, determinada pela condição em que a linha de operação superior toca a curva de equilíbrio, ponto obtido por equacionamento computacional das equações das curvas. Nesta situação, apresentada na Figura AP.4, calcula-se a razão de refluxo mínima por meio do coeficiente linear da Equação 72.

Figura AP.4 – Curva para determinação da razão de refluxo mínima.



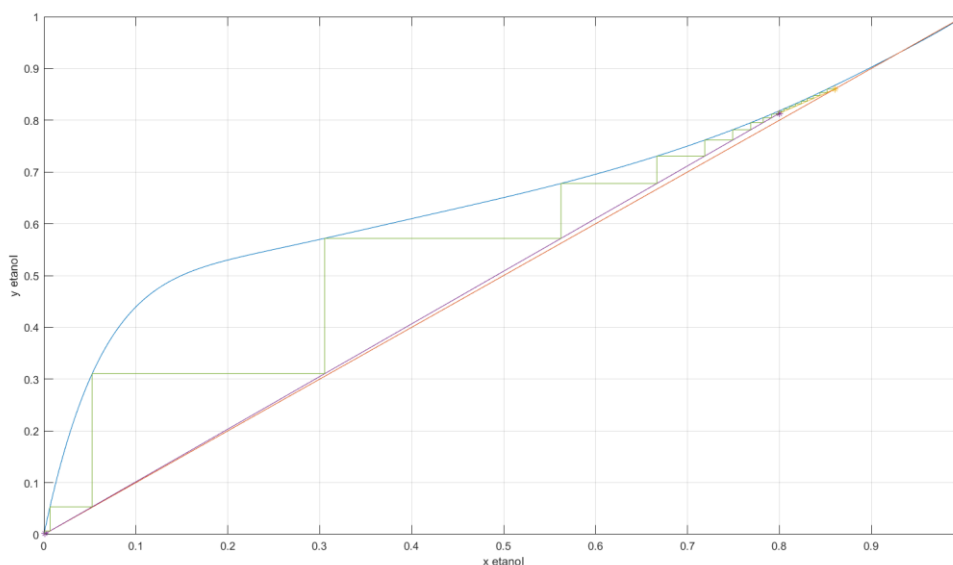
Fonte: Autores.

Assim, com coeficiente linear da reta igual a 0,261 tem-se que a razão de refluxo mínima é de 2,29.

Segundo Kister (1992), a razão de refluxo ótima assume valores em torno de 1,1 a 1,5 vezes a razão de refluxo mínima, devido aos elevados custos de operação e energia envolvidos com altas razões de refluxo. Sendo assim, adotou-se o fator de 1,5 para o presente projeto, resultando numa razão de refluxo de aproximadamente 3,5.

Sendo assim, o diagrama de McCabe-Thiele, cujos cálculos e construção gráfica foram realizados por meio de um *software* de programação, com a determinação do número de estágios teóricos é apresentado na Figura AP.5.

Figura AP.5 – Diagrama de McCabe-Thiele para destilação da solução água-etanol.



Fonte: Autores.

Portanto, observa-se que são necessários 20 pratos teóricos para a separação nas condições estabelecidas.

Por fim, pode-se determinar a quantidade de pratos reais da torre, cujo retervedor e condensador são parciais, por meio da eficiência do prato (ε) a partir da Equação 74.

$$N_{real} = \frac{N_{teórico} - 2}{\varepsilon} \quad (74)$$

A eficiência foi calculada por meio da correlação empírica de O'Connell, apresentada na Equação 75, a qual, dada a sua simplicidade, é recomendada como um dos melhores modelos empíricos para estimação da eficiência de pratos de destilação (KISTER, 1992). Sendo assim, os dados para o cálculo da eficiência bem como o seu resultado estão apresentados na Tabela AP.36.

$$\varepsilon = 0,492 \cdot (\mu_L \cdot \alpha)^{-0,245} \quad (75)$$

Onde μ_L é a viscosidade da alimentação e α a volatilidade relativa da mistura, dada pela Equação 76, em função das frações molares de etanol no líquido (x_1) e no vapor (y_1) em equilíbrio. Devido à não-idealidade da mistura, calcula-se a volatilidade relativa geométrica, dada pela Equação 77, que considera as condições de topo e de fundo.

$$\alpha_{12} = \frac{y_1 \cdot (1 - x_1)}{x_1 \cdot (1 - y_1)} \quad (76)$$

$$\alpha_{12,m} = \sqrt{(\alpha_{12,t} \cdot \alpha_{12,f})} \quad (77)$$

Tabela AP.36 – Dados e resultados do cálculo da eficiência global dos pratos.

Dado	Valor	Unidade
μ_L	0,4450 ^a	cP
y_{1t}	0,860 ^a	-
x_{1t}	0,855 ^a	-
y_{1f}	0,0175 ^a	-
x_{1f}	0,0014 ^a	-
$\alpha_{12, m}$	3,0392	-
ε	45,69	%

Fonte: Autores.

^a Obtido de simulador computacional.

Portanto, o número de estágios reais da torre é de 42, sendo destes 40 pratos perfurados e 2 estágios representados pelo condensador e o refulverdor.

Na segunda parte do dimensionamento, busca-se determinar o diâmetro e altura da torre. Para determinação do diâmetro utilizou-se a correlação de Fair, representada pela Equação 78, que estabelece um limite máximo para a velocidade do vapor de modo que não ocorra arraste excessivo de líquido, a ponto de que este não escoe eficientemente para os estágios subsequentes, gerando o estado de inundação dos pratos.

$$u_f = C_{SB} \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \cdot \left(\frac{\sigma}{20}\right)^{0,2} \quad (78)$$

Onde u_f é a velocidade do vapor no ponto de inundação, ρ_L é a densidade do líquido, ρ_V a densidade do vapor, σ a tensão superficial da mistura e C_{SB} a constante de Souders-Brown, dependente da razão entre as vazões de líquido e vapor bem como suas respectivas densidades e o espaçamento entre os pratos.

Vale ressaltar que, para o dimensionamento, foi selecionada a maior vazão de vapor na torre, referente à seção de retificação, como observado em análise de hidráulica de pratos no simulador utilizado. Sendo assim, a exigência dos parâmetros de inundação é atendida para ambas as seções da torre, uma vez que a construção deu uma torre com um diâmetro para cada seção somente é recomendado quando estes diferem em mais de 20% (KISTER, 1992).

A razão entre as vazões de líquido e vapor pode ser obtida por meio da relação com a razão de refluxo, evidenciada na Equação 79. Ainda, segundo Kister (1992) e McCabe (1993), para espaçamentos entre os pratos menores que 18 polegadas, há maior limitação do prato de separação e maior suscetibilidade à ocorrência de inundação. Uma vez que espaçamentos maiores representam maior altura da torre, adotou-se o valor de 24 polegadas para o espaçamento de pratos, conforme indicação dos autores citados.

$$\frac{L}{V} = \frac{R}{(R + 1)} = \frac{3,5}{4,5} = 0,778 \quad (79)$$

Os dados necessários para o cálculo da velocidade de inundação e o seu resultado estão apresentados na Tabela AP.37.

Tabela AP.37 – Dados para o cálculo da velocidade de inundação.

Dado	Valor	Unidade
ρ_L	757,017 ^a	kg/m ³
ρ_V	1,422 ^a	kg/m ³
σ	18,14 ^a	dyn/cm
S	24 ^b	in
C_{SB}	0,38 ^c	ft/s
u_f	8,5901	ft/s

Fonte: Autores.

^a Obtido de simulação computacional; ^b Kister (1992); ^c Anexo X.

A partir da velocidade de inundação, calcula-se a área ativa do prato (A_N), dada pela Equação 80. Por fim, para determinação da área total da coluna deve-se considerar também a área do *downcomer* (A_D), a qual é determinada pela velocidade recomendada (u_D) nesta região. Sendo assim, a área total da coluna é dada pela Equação 81.

$$A_N = \frac{Q}{u_f \cdot m} \quad (80)$$

$$A_T = A_N + A_D \quad (81)$$

Portanto, a partir da área de seção da torre, obtém-se o diâmetro da mesma a partir da Equação 82.

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A_T}{\pi}} \quad (82)$$

Onde Q é a vazão volumétrica de vapor e m representa a margem de operação do ponto de inundação.

Portanto, os dados para o cálculo do diâmetro da torre bem como o seu resultado e altura da torre (H), dada a quantidade de pratos reais e o espaçamento determinado, encontram-se na Tabela AP.38.

Tabela AP.38 – Dados para cálculo do diâmetro e altura da torre.

Dado	Valor	Unidade
Q_{vapor}	54,7902 ^a	m ³ /s
$Q_{\text{líquido}}$	0,078	m ³ /s
m	0,80 ^b	-
u_D	0,16 ^b	m/s
A_N	26,6451	m ²
D	5,8246	m
H	24,384	m

Fonte: Autores.

^a Obtido de simulação computacional; ^b Kister (1992).

C.7 TANQUE DE HIDROGÊNIO

Em se tratando do tanque de armazenamento de hidrogênio, leva-se em consideração o percentual recuperado, cerca de 95,17%, sendo apenas necessária a reposição da parcela

complementar, equivalente a 45,26 kg/h. Logo, o volume de hidrogênio armazenado pode ser calculado pela Equação 83.

$$V = \frac{F.t.f.r}{d} \quad (83)$$

Substituindo os dados da Tabela AP.39 na Equação 83, obtém-se o volume total do tanque de armazenamento de hidrogênio.

Tabela AP.39 – Dados para determinação do volume do tanque de hidrogênio.

Dado	Simbologia	Valor	Unidade
Vazão mássica	F	1.086,24	kg/dia
Densidade do Hidrogênio	d	70,00 ^a	kg/m ³
Tempo de armazenamento	t	4	dias
Fator de segurança	f	1,13	-
Recuperação	r	95,17	%

Fonte: Autores.

^a De acordo com ILK Dresden (2021) nas condições de -273°C e 1 bar.

Optou-se em dimensionar um tanque suficiente para suprir a demanda de 4 dias de operação, considerando uma perda média diária por evaporação de 0,95%. Logo, obtém-se que o volume bruto de armazenamento é de 62,66 m³. Ao considerar o fator de segurança, o volume equivalente do tanque é de 71 m³, conforme modelo industrial disponível para as condições desejadas.

C.8 REATOR TBR

O dimensionamento do reator de hidrotratamento foi realizado com base no volume necessário para comportar a quantidade de catalisador demandada para conduzir a reação, como descrito pela Equação 49. A partir da simulação do sistema adiabático, obteve-se que são necessários 9,43 m³ efetivos de Al₂O₃/NiMo para que a taxa reação se aproxime de zero,

atingindo 98,8% de conversão, equivalente à 8.765,25 kg de catalisador, conforme a Equação 84.

$$m_c = V_c \cdot \rho_c \quad (84)$$

Onde V é o volume de catalisador necessário e ρ_c a densidade aparente do catalisador, igual a 930 kg/m^3 (RHEE e GUIN, 1993).

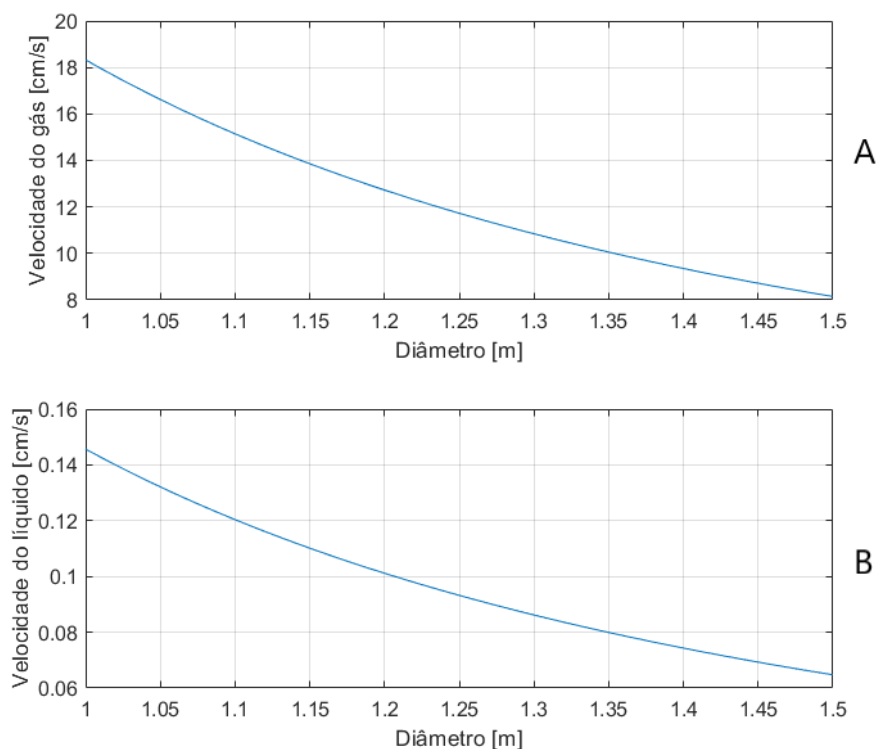
Sendo assim, o formato cilíndrico horizontal do reator exige a determinação de duas dimensões que atendam o volume necessário: diâmetro e comprimento.

Tomou-se como parâmetro para determinação do tamanho do reator as faixas de velocidades adequadas das fases para TBR's industriais que compõem sistemas catalíticos heterogêneos reportadas em literatura (LUCK, 2009; KUBICKA; TUKAC, 2013). Para a fase líquida, a velocidade é aproximadamente entre 0,08 e 0,25 cm/s, enquanto que para a fase gasosa tem-se uma faixa média de 5 a 2200 cm/s, as quais são definidas pela Equação 85.

$$v_i = \frac{Q_i}{A} \quad (85)$$

Onde v é a velocidade da fase, indicada por i , Q a vazão volumétrica da respectiva fase e A a área de seção. Portanto, calculou-se as dimensões para o reator a partir de uma faixa de diâmetros possíveis com comprimento que resultasse no volume de $9,43 \text{ m}^3$, avaliando a velocidade das fases, cujo resultado é exposto na Figura AP.6, e a respectiva razão entre comprimento e diâmetro.

Figura AP.6 – Velocidade das fases em função do diâmetro do reator.



Fonte: Autores.

A) comportamento da fase gasosa. B) comportamento da fase líquida.

Sendo assim, as dimensões obtidas bem como as demais relações relevantes que atendam às faixas estabelecidas são apresentadas na Tabela AP.40 onde o diâmetro selecionado permite uma margem de segurança para que a velocidade do líquido, mais próxima do limite inferior, possa sofrer pequenas oscilações.

Tabela AP.40 – Dimensões e parâmetros do reator de hidrotreatamento.

Relação	Dado	Unidade
Diâmetro (D)	1,250	m
Comprimento (L)	7,680	m
L/D	6,144	-
Velocidade da fase líquida	0,09	cm/s
Velocidade da fase gasosa	11,73	cm/s
Área de seção	1,227	m ²
Tempo de residência	82,35	s

Fonte: Autores.

C.9 SEPARADORES TRIFÁSICOS

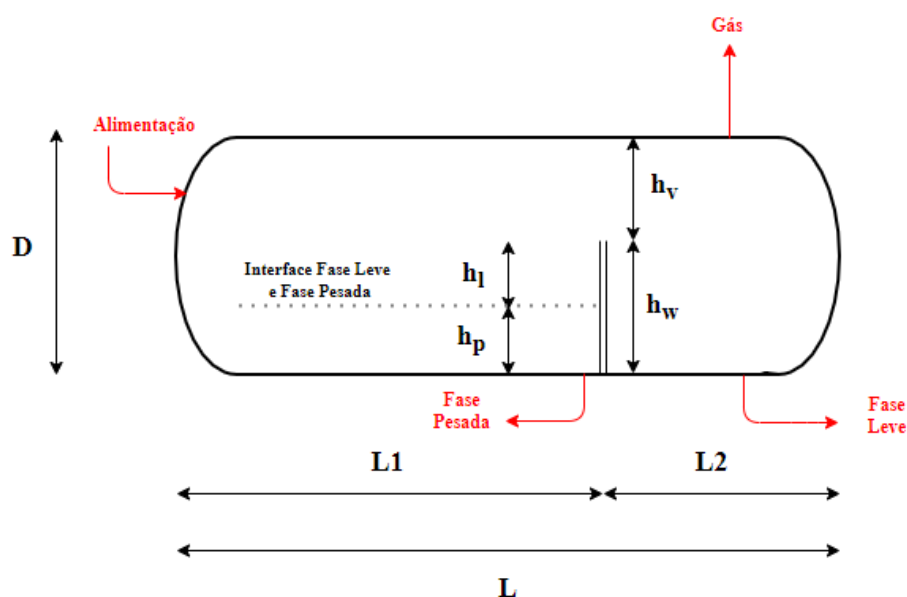
Os separadores trifásicos podem ser verticais ou horizontais, sendo recomendado que se utilize o horizontal quando a vazão de líquido é elevada (cerca de 20% em massa) (CAMARGO, 2017), logo os separadores trifásicos em questão devem ser horizontais. Devido às condições (25 °C e 25 bar no primeiro e 25 °C e 1 bar no segundo), o gás separa-se da fase líquida facilmente, portanto, o dimensionamento é baseado na separação das fases leve e pesada, regida pela Lei de Stokes, vide Equação 86.

$$U_T = \frac{k_s \cdot (\rho_p - \rho_l)}{\mu} \quad (86)$$

Onde k_s é uma constante, ρ_p é a densidade da fase pesada, ρ_l é a densidade da fase leve e μ é a viscosidade da fase contínua.

O dimensionamento do primeiro separador visa determinar o diâmetro (D) e o comprimento (L) do separador, bem como o comprimento mínimo do compartimento da fase pesada (L1) e leve (L2) e as alturas do compartimento de vapor (h_v) e da represa (h_w). Na Figura AP.7, representou-se as dimensões a serem dimensionadas, além de dimensões auxiliares, como as alturas da fase pesada (h_p) e leve (h_l).

Figura AP.7 – Medidas a serem dimensionadas no separador trifásico.



A partir das equações empíricas de Monnery e Svrcek (1994), inicia-se o dimensionamento determinando o diâmetro (D), em ft, conforme a Equação 87.

$$D = \sqrt[3]{\frac{16.(V_H + V_S)}{0,6.\pi.\left(\frac{L_i}{D}\right)}} \quad (87)$$

Onde V_H é o volume de espera (em ft^3), V_S é o volume de surto (em ft^3) e L_i/D é o chute inicial para a razão entre o comprimento e o diâmetro do separador.

O volume de espera e o volume de surto podem ser determinados, respectivamente, pelas Equações 88 e 89.

$$V_H = t_H.Q_1 \quad (88)$$

$$V_S = t_s.Q_1 \quad (89)$$

Onde t_H é o tempo de espera¹ (em min), t_s é o tempo de surto² (em min) e Q_1 é a vazão da fase leve (em ft^3/min).

Desse modo, com auxílio da Tabela AP.41, pode-se determinar o diâmetro do separador trifásico.

Tabela AP.41 – Dados auxiliares para determinação do diâmetro do separador.

Variável	Dado	Unidade
t_H	5,0 ^a	min
t_s	3,0 ^a	min
Q_1	1,914	ft^3/min
L_i/D	3,5 ^a	-

Fonte: Autores.

^a De acordo com Monnery e Svrcek (1994) para 25 bar.

¹ Tempo de espera é o tempo demandado para reduzir o nível de líquido do normal para o vazio, mantendo uma saída constante sem fluxo de entrada.

² Tempo de surto é o tempo que leva para o nível do líquido subir do normal para o nível máximo, mantendo uma alimentação constante sem fluxo de saída.

Em seguida, determinou-se a altura do compartimento de vapor (h_v) e altura da represa (h_w), em ft, conforme as Equações 90 e 91, respectivamente.

$$h_v = 0,3.D \quad (90)$$

$$h_w = D - h_v \quad (91)$$

O próximo passo é determinar o comprimento do compartimento da fase leve (L2) e da fase pesada (L1) e, por consequência, o comprimento total (L). O comprimento do compartimento da fase leve é determinado pela Equação 92.

$$L2 = \frac{V_H \cdot V_S}{A_t - A_v - A_{ll}} \quad (92)$$

Onde A_t é a área transversal do separador (em ft^2), A_v é área do compartimento de vapor (em ft^2) e A_{ll}^3 é área de compartimento da fase leve com baixo nível de líquido (em ft^2).

A área transversal, de posse do valor do diâmetro (D), pode ser calculada pela Equação 93.

$$A_t = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \quad (93)$$

Tanto a área do compartimento de vapor (A_v) quanto a área do compartimento da fase leve com baixo nível de líquido (A_{ll}) pode ser determinada conforme a relação proposta por Monnery e Svrcek (1994), vide Equação 94, a qual será utilizada em duas etapas.

³ No dimensionamento de separadores trifásicos são considerados 3 níveis de líquido: o nível alto, normal e baixo. O nível alto de líquido é o nível máximo que o líquido pode atingir para que a operação seja segura. Já o nível normal de líquido é o nível recomendado e o nível baixo de líquido é o nível mínimo que o líquido pode atingir para que a operação ocorra. Sendo assim, A_{ll} é a área ocupada pelo nível mínimo de líquido na fase leve.

⁴ Na razão em questão, a altura do nível baixo de líquido (h_{ll}) é determinada, conforme Monnery e Svrcek (1994), por meio de uma equação em função do diâmetro do separador. Contudo, para diâmetros menores que 4 ft, como no separador do presente trabalho, utiliza-se 1,47 ft para h_{ll} .

$$y = \frac{a+cx+ex^2+gx^3+ix^4}{1+bx+dx^2+fx^3+hx^4} \quad (94)$$

Onde na primeira etapa y será a razão A_v/A_t e x será a razão h_v/D e na segunda etapa y será a razão A_{II}/A_t e x será a razão h_{II}/D . Já a, b, c, d, e, f, g, h e i são constantes.

Logo, com auxílio da Tabela AP.42 pode-se determinar o comprimento do compartimento da fase leve (L2).

Tabela AP.42 – Constantes para a relação de Monery e Svrcek.

Constante	Valor
a	- 4,755930 x 10 ⁻⁵
b	3,924091
c	0,174875
d	- 6,358805
e	5,668973
f	4,018448
g	- 4,916411
h	- 1,801705
i	- 0,145348

Fonte: (Adaptação de MONERRY; SVRCEK, 1994).

Já o comprimento do compartimento da fase pesada (L1) é determinado por meio da Equação 95, em ft, onde o valor máximo é o escolhido.

$$L1 = \max \left(\frac{t_l \cdot Q_p}{A_p}; \frac{t_p \cdot Q_l}{A_l} \right) \quad (95)$$

Onde t_l é o tempo de sedimentação da fase leve (em min), t_p é o tempo de sedimentação da fase pesada (em min), Q_p é a vazão da fase pesada (em ft³/min), Q_l é a vazão da fase leve (em ft³/min) e A_p é a área de compartimento da fase pesada (em ft²), A_l é a área do compartimento da fase leve (em ft²).

O tempo de sedimentação da fase leve (t_l) e da fase pesada (t_p), são determinados pelas Equações 96 e 97, respectivamente.

$$t_l = \frac{12 \cdot h_l}{U_l} \quad (96)$$

$$t_p = \frac{12 \cdot h_p}{U_p} \quad (97)$$

Onde U_l é a velocidade de sedimentação da fase leve (em in/min) e U_p é a velocidade terminal da fase pesada (em in/min). Para fins de cálculo, definiu-se que h_l e h_p são iguais a $0,5 \cdot h_w$ (em ft).

As velocidades de sedimentação da fase leve (U_l) e da fase pesada (U_p) são determinadas pelas Equações 98 e 99, respectivamente.

$$U_l = \frac{k_s \cdot (\rho_p - \rho_l)}{\mu_l} \quad (98)$$

$$U_p = \frac{k_s \cdot (\rho_p - \rho_l)}{\mu_p} \quad (99)$$

Onde k_s é uma constante, ρ_p é a densidade da fase pesada (em lb/ft³), ρ_l é a densidade da fase leve (em lb/ft³), μ_p é a viscosidade da fase pesada (em cP) e μ_l é a viscosidade da fase leve (em cP).

A área de compartimento da fase leve (A_l) é determinada pela Equação 100.

$$A_l = A_t - A_v - A_p \quad (100)$$

Onde A_p é calculada pela Equação 108, utilizando y como A_p/A_t e x como h_p/D .

Logo, com auxílio da Tabela AP.43, pode-se determinar o comprimento do compartimento da fase pesada (L_1).

Tabela AP.43 – Dados auxiliares na determinação de L1.

Variável	Dado	Unidade
k_s	0,163 ^a	-
Q_p	0,204	ft ³ /min
ρ_p	60,010 ^b	lb/ft ³
ρ_l	47,350 ^b	lb/ft ³
μ_p	0,909 ^b	cP
μ_l	2,790 ^b	cP

Fonte: Autores.

^a De acordo com Monnery e Svrcek (1994). ^b De acordo com simulação computacional.

Por fim, o comprimento total do separador (L) é determinado, em ft, segundo a Equação 101.

$$L = L1 + L2 \quad (101)$$

Na Tabela AP.44, expôs-se as medidas das dimensões determinadas pelo dimensionamento do separador.

Tabela AP.44 – Dimensões do primeiro separador trifásico horizontal.

Dimensão	Medida (m) ^a
D	1,22
L	4,59
L1	3,48
L2	1,11
h_v	0,37
h_w	0,85

Fonte: Autores.

^a Medidas já convertidas, considerando que 1 ft = 0,3048 m, com 20% de fator de segurança.

Para o dimensionamento do segundo separador trifásico utilizou-se a mesma metodologia e as mesmas equações, mas com dados diferentes, uma vez que a composição e a

vazão da alimentação são diferentes das do primeiro separador. Os dados necessários para o dimensionamento são apresentados na Tabela AP.45.

Tabela AP.45 – Dados necessários para o dimensionamento do segundo separador.

(Continua)		
Variável	Dado	Unidade
k_s	0,163 ^a	-
t_H	5 ^a	min
t_S	3 ^a	min
L_i/D	2,25 ^b	-
Q_p	0,026 ^c	ft ³ /min
Q_l	1,878 ^c	ft ³ /min
μ_p	0,012 ^c	cP
μ_l	47,108 ^c	cP
ρ_p	51,779 ^c	lb/ft ³
ρ_l	47,452 ^c	lb/ft ³

Fonte: Autores.

^a De acordo com Monnery e Svrcek (1994). ^b Ponto médio da faixa de 1,5-3,0 para 1 bar de acordo com Monnery e Svrcek (1994). ^c De acordo com simulação computacional.

Substituindo os dados da Tabela AP.45, encontra-se os valores para L e D, cuja razão L/D é equivalente a 9,1. No entanto, Monnery e Svrcek (1994) recomendam que a razão L/D não seja muito maior que 6. Sendo assim, utilizou-se o menor valor da faixa de L_i/D dada por Monnery e Svrcek (1994), resultando nas dimensões da Tabela AP.46.

Tabela AP.46 - Dimensões do segundo separador trifásico horizontal.

Dimensão	Medida (m) ^a
D	1,61
L	11,12
L1	10,55
L2	0,57
h_v	0,48
h_w	1,13

Fonte: Autores.

^a Medidas já convertidas, considerando que 1 ft = 0,3048 m, com 20% de segurança.

C.10 TORRES PSA

As torres de purificação PSA estão divididas em duas seções de purificação, sendo a primeira com foco na adsorção do propano presente na corrente alimentada, enquanto que a segunda torre tem por objetivo a adsorção do CO₂ gerado pela reforma. O dimensionamento das torres PSA foi realizado em duas etapas: na determinação das massas de adsorventes necessárias para cada seção e na determinação da quantidade de torres e suas dimensões.

O dimensionamento das torres foi inicialmente realizado com base no modelo de adsorção de Langmuir proposto por Dong *et al.* (1999), apresentado na Equação 102, o qual relaciona a quantidade adsorvida de um composto *i* em equilíbrio (q_i^*) em função de sua saturação ($q_{i\infty}$), da constante de Langmuir (k) e da concentração molar no meio (C_i).

$$q_i^* = \frac{q_{i\infty} \cdot C_i}{(1 + k \cdot C_i)} \quad (102)$$

Onde C_i é dado pela Equação 103, sendo x a fração molar do componente e C_t a concentração molar total da corrente.

$$C_i = C_t \cdot x_i \quad (103)$$

A partir do comportamento das condições de equilíbrio estabelecidas, a taxa de transferência de massa do adsorbato no adsorvente é dado pela Equação 104.

$$-\rho_a \cdot \frac{\partial q_i}{\partial t} = K \cdot (q_i - q_i^*) \quad (104)$$

Onde ρ_a é a densidade aparente do material adsorvente, t o tempo e K o coeficiente de transferência de massa volumétrico.

A partir da aplicação da Equação 102 na Equação 104, obtém a equação que descreve o comportamento da adsorção do componente em questão com o tempo. Assim, a solução da equação resultante permite determinar a massa de adsorvente necessária para adsorção de todo o propano, para a primeira seção, e de todo o CO₂, na segunda seção, conforme a Equação 105, uma vez que se considerou que, apesar do percentual recuperado, a corrente purificada é composta por hidrogênio puro.

$$M = \frac{F_i \cdot t}{q_i} \quad (105)$$

Onde M é a massa de adsorvente da respectiva seção de purificação e F a vazão molar do componente *i*.

Os parâmetros para o cálculo de material adsorvente necessário para duas seções, da PSA-601 a PSA-604 (PSA-1) e PSA-605 (PSA-2), os quais estão apresentados na Tabela AP.47.

Tabela AP.47 – Parâmetros para determinação da massa de adsorvente das seções PSA.

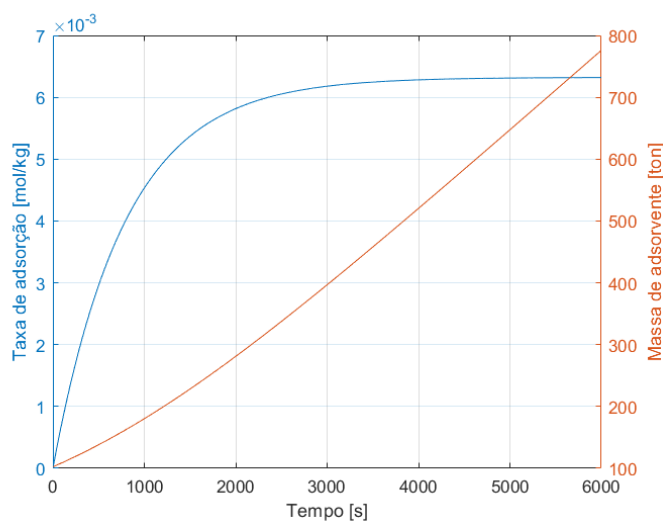
Parâmetro	PSA-1	PSA-2	Unidade
q_{∞}^a	0,02	3,47	mol/kg
k^a	16,8	2,27	mol/m ³
K^a	1,325		kg/m ³ . s
F^b	2942,08	8824,82	mol/h
C_t^b	7,766	114,974	mol/m ³
$x_{i0}^{b,c}$	0,0077	0,114	-

Fonte: Autores.

^a De acordo com Dong *et al.* (1999). ^b De acordo com simulação computacional. ^c Fração molar inicial.

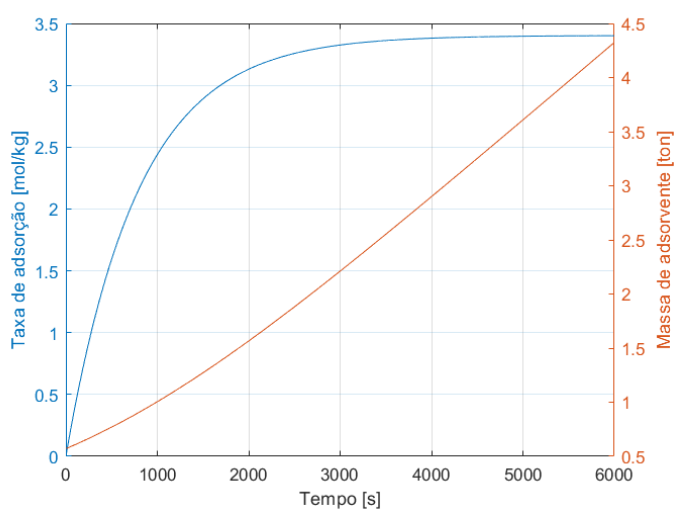
Os resultados da solução da equação diferencial, contendo a taxa de adsorção bem com a massa de adsorvente necessária em função do tempo de adsorção, estão apresentados nas Figura AP.8 e AP.9, para o propano e para o CO₂, respectivamente.

Figura AP.8 – Massa de adsorvente necessária e taxa de adsorção do propano.



Fonte: Autores.

Figura AP.9 – Massa de adsorvente necessária e taxa de adsorção do CO₂.



Fonte: Autores.

A seleção dos equipamentos é realizada em função da duração dos ciclos de operação, uma vez que as torres operam, individualmente, em batelada. De acordo com Brea *et al.* (2019) e Grande (2012), os ciclos de operações PSA ótimos costumam ser em torno de 10 minutos, reduzindo possíveis limitações cinéticas e de distribuição. Portanto, adotou-se o período de 600 segundos para a operação de ambas as torres, equivalendo a 147,4288 e 0,8136 toneladas de material adsorvente nas seções PSA-601 a PSA-604 e PSA-605, respectivamente.

As dimensões das colunas, cujo formato é tomado como um cilindro, são equivalentes ao volume da massa de adsorvente determinada pela quantidade de colunas, cujas dimensões foram baseadas em catálogo vide Anexo P. A quantidade de colunas PSA-601 a PSA-604 foi determinada a partir do tempo de residência, dado pela Equação 106, como apresentado no Tabela AP.48.

$$t_r = \frac{V_n}{Q} \quad (106)$$

Onde V_n é o volume de uma torre e Q é a vazão volumétrica da corrente.

Tabela AP.48 – Tempo de residência em função do número de torres na PSA-601 a PSA-604.

Quantidade de torres	Volume por coluna (m ³)	Tempo de residência (s)
1	221,47	2077,59
2	110,735	1038,79
3	73,824	692,53
4	55,368	519,40
5	44,294	415,52

Fonte: Autores.

Uma vez que foi determinada a duração do ciclo de operação de 600 segundos, concluiu-se que serão utilizadas 4 torres, sendo a menor quantidade de torres com tempo de residência inferior e próximo a 600 segundos.

Já para a PSA-605, o volume inferior, devido à melhor eficiência de adsorção de CO₂, é necessário apenas uma torre, cujo tempo de residência é de 3,64 segundos.

Segundo Nikolic e Kikkinides (2015) a razão otimizada entre comprimento e altura de torres PSA é na faixa de 5-20. Sendo assim, as dimensões das torres, relacionadas através da Equação 107, para ambas as seções, bem como suas respectivas relações estão apresentadas na Tabela AP.49, cujas dimensões foram definidas de modo a estarem o mais próximo possível do limite inferior da relação apresentada e, ainda, com altura da PSA-601 a PSA-604 igual à disponível no catálogo vídeo Anexo P e diâmetro disponível para as torres da PSA-605, sendo necessárias pequenas modificações do diâmetro e altura para cada seção, conforme prevê o mesmo catálogo.

$$V_n = \frac{\pi \cdot D_n^2}{4} \cdot L_n \quad (107)$$

Por fim, devido à operação por ciclos, como apresentado na Seção 6.5.2, as torres devem operar em pares, para alternância entre ciclos de adsorção e dessorção, logo, a quantidade efetiva de torres necessárias é o dobro da quantidade necessária para suprir a demanda.

Tabela AP.49 – Dimensões e relações das torres PSA dimensionadas.

Parâmetro	PSA-601	PSA-605	Unidade
Vazão volumétrica	0,1066	0,3356	m ³ /s
Diâmetro	92" ½	24"	pol.
Comprimento	12,765	4,182	m
L/D	5,432	6,856	-
Nº torres	8	2	-
Velocidade	0,0246	1,1483	m/s

Fonte: Autores.

C.11 REATOR DE REFORMA A VAPOR

O dimensionamento do reator de reforma à vapor, um PBR, foi realizado com base no volume de reação necessário para a conversão completa de propano. A partir deste, pode-se determinar o volume efetivo de catalisador necessário e as dimensões equivalentes do reator, para o qual assumiu-se formato cilíndrico.

O volume de reação é obtido a partir da solução do balanço transiente do propano no reator, cujo modelo cinético é o mesmo proposto pelas Equações 43 e 44, com a exceção de que, para este sistema reacional, o volume obtido é aquele do meio gasoso, ou seja, somente o volume de vazios, não considerando o volume de catalisador. A solução do balanço, obtida de simulação computacional, fornece o volume de reação de 0,2945 m³.

A porosidade do leito de catalisador, Cr₂O₃-Al₂O₃/NiO, igual a 0,52 (ELNASHAIE; ELSHISHINI, 1993) permite calcular o volume total ocupado no reator, de 0,566 m³, por meio da definição de porosidade (ϵ) apresentada na Equação 108.

$$\varepsilon = \frac{V_{vazios}}{V_{total}} \quad (108)$$

Ainda, a massa de catalisador equivalente é determinada pela Equação 55, a partir de sua densidade aparente de 1250 kg/m³ (NIAP, 2021), resultando em 707,99 kg de Cr₂O₃-Al₂O₃/NiO.

Por fim, para a determinação das dimensões do reator, caracterizadas por seu diâmetro (D) e comprimento (L), foram obtidas a partir da relação exposta na Equação 109, a qual estabelece a igualdade da relação L/D em escala industrial e o reator avaliado.

$$\left(\frac{L}{D}\right)_{modelo} = \left(\frac{L}{D}\right)_{dimensionado} \quad (109)$$

A relação L/D modelo utilizada foi aproximada por àquela proposta para reformadores a vapor de metano, em torno de 1,9 (NREL, 2006). Sendo assim, as dimensões obtidas para o reformador à vapor, obtidos ao tornar verdadeira a Equação 110, bem como seus respectivos parâmetros são apresentados na Tabela AP.50.

$$V_{total} = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot (1,9 \cdot D)}{4} \quad (110)$$

Tabela AP.50 – Dimensões e parâmetros do reformador a vapor.

Parâmetro	Valor	Unidade
D	0,72	m
L	1,39	m
L/D	1,93	-
A	0,407	m ²
Velocidade do gás	6,99	cm/s
Tempo de residência	19,90	s

Fonte: Autores.

C.12 TORRE DE RESFRIAMENTO

A torre de resfriamento foi dimensionada a partir de propriedades psicrométricas para condições em estado de operação desfavorável na cidade de Alegrete e dos conceitos de umidificação que caracterizam o processo. Estão apresentados na Tabela AP.51 as propriedades do ar em Alegrete consideradas bem como as características da água a ser resfriada, a qual estabelece o parâmetro de aproximação igual a 3,4 e dentro da faixa recomendada (3-5).

Tabela AP.51 – Parâmetros e demandas da torre de resfriamento.

Parâmetro	Simbologia	Valor	Unidade
Vazão mássica de água	L	2.279.181,21	kg/h
Temperatura da água quente	T _{L1}	60	°C
Temperatura da água fria	T _{L2}	30	°C
Temperatura de bulbo seco do ar	TBS	30	°C
Umidade relativa do ar	U _R	77	%

Fonte: Autores.

A partir dos dados apresentados, pode-se determinar a vazão mínima de ar por meio da curva de entalpia do ar, vide Anexo Y, fazendo a linha de operação tangenciar a curva de entalpia. Da entalpia ponto de interseção entre a reta tangente e a linha vertical da temperatura de entrada do líquido, obtém-se a vazão mínima de ar por meio do balanço de energia, dado pela Equação 111.

$$G = \frac{L \cdot c_L \cdot (T_{L2} \cdot T_{L1})}{(H_2 - H_1)} \quad (111)$$

Onde c_L é capacidade calorífica da água, aproximada constante e igual a 4181 J/kg.°C, e H as entalpias do ar úmido. Assim, encontra-se o valor de G_{\min} de 1.323.381,66 kg/h. Dada a relação comum de G/G_{\min} entre (1,3 e 1,5) adotou-se o parâmetro de 1,4; resultando numa vazão de ar de 1.852.734,32 kg/h.

Da curva de operação com a vazão de ar determinada, calculou-se o número de unidades de transferência necessárias (N.U.T), dado pela Equação 112, o qual representa a área entre a curva de equilíbrio e a linha de operação. Para isso, assumiu-se que o coeficiente de

transferência de calor é muito maior que o coeficiente de transferência de massa, de modo que se possa assumir que a entalpia no filme é igual à entalpia de equilíbrio.

$$NUT = \int_{H2}^{H1} \frac{dH}{(H^* - H)} \quad (112)$$

A solução da Equação 112 foi feita por meio de um método de integração em Excel, resultando num valor de 5,128.

Por fim, a altura da torre (Z) pode ser determinada por meio da Equação 113, onde a altura de uma unidade de transferência global (H_{OG}) foi calculada por meio da correlação proposta por Abbas (2012) para torres recheadas, apresentada na Equação 114.

$$Z = H_{OG} \cdot (N \cdot U \cdot T) \quad (113)$$

$$H_{OG} = 2,8169 \cdot (L')^{0,666} \cdot (G')^{-0,34} \quad (114)$$

Onde L' e G' são os fluxos de água e ar da torre, respectivamente. Sendo assim, considerou-se as dimensões da base da torre de 12 m x 12,5 m, conforme o projeto de torre apresentado no Anexo T, para determinação dos respectivos fluxos. Ainda, conforme o mesmo projeto, utilizou-se 2 células de resfriamento a fim de que a vazão volumétrica não fosse excessivamente alta por célula, de modo que com esta quantidade obtém-se uma vazão de água por célula próxima àquela de projeto. Portanto, os parâmetros das células da torre de resfriamento, bem como a sua altura, estão apresentados na Tabela AP.52.

Tabela AP.52 – Resultados dos parâmetros da torre de resfriamento.

Parâmetro	Valor	Unidade
L'	7.597,27	kg/h.m ²
G'	6.175,78	kg/h.m ²
H_{OG}	3,86	m
A	150,00	m ²
Z	19,77	m

Fonte: Autores.

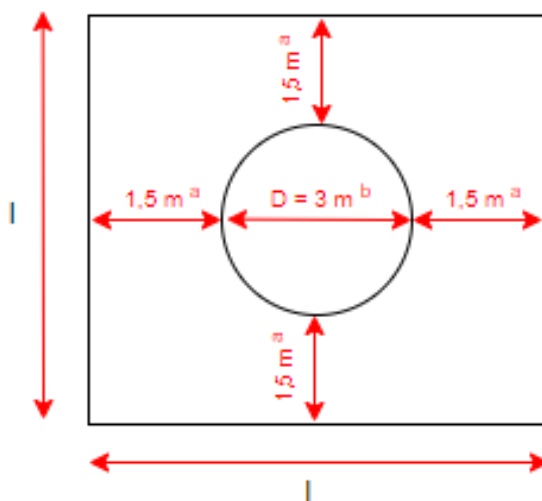
C.13 TANQUE DE EFLUENTE DE ÓLEO

Tem-se, vide Tabela AP.9, que a vazão de óleo efluente do separador trifásico (corrente 46) é de 35,109 kg/h. Para a determinação do volume do tanque, utilizou-se a Equação 53, considerando 30 dias de armazenamento, uma vez que se definiu que uma empresa parceira seria responsável por tratar esse resíduo; densidade de 805,83 kg/m³, conforme simulador computacional; e 10% de fator de segurança, definido pelos autores.

Com isso, o volume necessário foi determinado como 34,51 m³. Assim, selecionou-se um tanque de 35 m³, conforme Anexo J, com diâmetro de 3 m. Ademais, de forma análoga ao tanque pulmão, o tanque de efluente deve ser circundado por uma bacia de contenção, com canais de drenagem, para evitar que o líquido se alastre pela unidade industrial em caso de vazamentos nos tanques. Ainda, de acordo com a ABNT NBR 7821:1983, a espessura (e) das chapas de aço carbono que sustentam o tanque devem possuir espessura de 0,5 m.

Então, para o cálculo da bacia de contenção, estabeleceu-se que a distância mínima entre o tanque e a base interna da bacia deve ser de 1,5 m, assim como exemplificado na ABNT NBR 17505-2:2006, como visto na Figura AP.11.

Figura AP.10 – Dimensões da bacia de contenção.



Fonte: Autores.

^a Distância mínima prevista na norma ABNT NBR 17505-2. ^b Medidas prevista no catálogo no Anexo J.

Assim, percebe-se que o lado da bacia de contenção (l) equivale a 6 m. Para calcular a altura mínima da bacia, utiliza-se a Equação 67, considerando 34,51 m³ como o volume do tanque (V_T) e 36 m² como a área da bacia. Desse modo, determina-se que a altura mínima da bacia deve ser igual a 0,96 m.

APÊNDICE D – PROJETO DE INSTALAÇÕES

D.1 INSTALAÇÕES DE ÁGUA FRIA

O dimensionamento das tubulações de água fria foi realizado através do método das velocidades recomendadas, cujo valor utilizado foi de 2 m/s, vide Anexo Z. A área de seção para cada trecho de tubulação foi calculada por meio da Equação 115, e o respectivo diâmetro calculado pela Equação 116.

$$A = \frac{Q}{v} \quad (115)$$

$$D = \frac{\sqrt{4 \cdot A}}{\pi} \quad (116)$$

Onde, A é a área de seção transversal, Q é a vazão volumétrica, v é velocidade de escoamento e D o diâmetro da tubulação.

Por meio deste método obtém-se o diâmetro que proporciona a respectiva velocidade recomendada, sendo assim, através do valor obtido seleciona-se as bitolas superior e inferior disponíveis de tubulações comerciais equivalente. Por fim, recalcula-se as velocidades para os novos diâmetros, rearranjando a Equação 115, a fim de verificar àquele que se encontra dentro da faixa de recomendação.

Na Tabela AP.53 são apresentados os comprimentos, vazão e a bitola selecionada de cada trecho das instalações de água fria.

Tabela AP.53 – Tubulações de água fria pelo critério da velocidade recomendada.

(Continua)

Trecho	L (m)	Q (L/s)	D _{calc.} (in)	D _{sup.} (in)	V _{sup.} (m/s)	D _{inf.} (in)	V _{inf.} (m/s)	D (in)
1-2	9,66	33,70	5,16	5,50	2,20	5,0	2,7	5,0
3-4	2,50	33,70	5,16	5,50	2,20	5,0	2,7	5,0
5-6	2,50	33,70	5,16	5,50	2,20	5,0	2,7	5,0
7-8	0,50	33,70	5,16	5,50	2,20	5,0	2,7	5,0
9-10	0,50	33,70	5,16	5,50	2,20	5,0	2,7	5,0
8-11	5,04	33,70	5,16	5,50	2,20	5,0	2,7	5,0

Tabela AP.53 – Tubulações de água fria pelo critério da velocidade recomendada.

(Continuação)

Trecho	L (m)	Q (L/s)	D _{calc.} (in)	D _{sup.} (in)	V _{sup.} (m/s)	D _{inf.} (in)	V _{inf.} (m/s)	D (in)
10-11	5,04	33,70	5,16	5,50	2,20	5,0	2,7	5,0
11-12	3,71	33,70	5,16	5,50	2,20	5,0	2,7	5,0
12-13	22,28	33,70	5,16	5,50	2,20	5,0	2,7	5,0
13-14	5,00	0,37	0,54	1,00	0,74	0,5	3,0	0,5
13-15	9,50	33,32	5,13	5,50	2,17	5,0	2,6	5,0
15-16	9,00	29,15	4,80	5,00	2,30	4,5	2,8	5,0
16-17	2,00	605,86	21,87	22,00	2,47	21,5	2,6	22,0
16-18	3,80	635,01	22,39	22,50	2,48	22,0	2,6	22,5
18-19	8,00	635,01	22,39	22,50	2,48	22,0	2,6	22,5
19-20	22,54	1,37	1,04	1,50	1,20	1,0	2,7	1,0
20-21	5,94	1,37	1,04	1,50	1,20	1,0	2,7	1,0
19-22	19,40	633,65	22,37	22,50	2,47	22,0	2,6	22,5
22-23	9,56	1,16	0,96	1,00	2,29	0,5	9,2	1,0
22-24	6,96	632,48	22,34	22,50	2,47	22,0	2,6	22,5
24-25	6,86	461,40	19,08	19,50	2,39	19,0	2,5	19,0
24-26	18,75	171,08	11,62	12,00	2,34	11,5	2,6	11,5
26-27	13,53	171,08	11,62	12,00	2,34	11,5	2,6	11,5
27-28	10,95	171,08	11,62	12,00	2,34	11,5	2,6	11,5
29-30	11,15	171,08	11,62	12,00	2,34	11,5	2,6	11,5
30-31	13,53	171,08	11,62	12,00	2,34	11,5	2,6	11,5
31-32	18,95	171,08	11,62	12,00	2,34	11,5	2,6	11,5
32-33	6,65	461,40	19,08	19,50	2,39	19,0	2,5	19,0
32-34	6,76	632,48	22,34	22,50	2,47	22,0	2,6	22,5
34-35	9,36	1,16	0,96	1,00	2,29	0,5	9,2	1,0
34-36	19,00	633,65	22,37	22,50	2,47	22,0	2,6	22,5
37-38	5,74	1,37	1,04	1,50	1,20	1,0	2,7	1,0

Tabela AP.53 – Tubulações de água fria pelo critério da velocidade recomendada.

(Continuação)

Trecho	L (m)	Q (L/s)	D _{calc.} (in)	D _{sup.} (in)	V _{sup.} (m/s)	D _{inf.} (in)	V _{inf.} (m/s)	D (in)
38-36	22,54	1,37	1,04	1,50	1,20	1,0	2,7	1,0
36-39	10,20	635,01	22,39	22,50	2,48	22,0	2,6	22,5
15-40	12,40	4,18	1,82	2,00	2,06	1,5	3,7	2,0
40-41	7,80	4,18	1,82	2,00	2,06	1,5	3,7	2,0
41-42	3,35	4,18	1,82	2,00	2,06	1,5	3,7	2,0
42-43	70,72	4,18	1,82	2,00	2,06	1,5	3,7	2,0
43-44	4,05	0,05	0,20	0,50	0,39	0,5	0,4	0,5
43-45	38,49	4,13	1,80	2,00	2,04	1,5	3,6	2,0
45-46	8,28	4,13	1,80	2,00	2,04	1,5	3,6	2,0
46-47	22,51	4,13	1,80	2,00	2,04	1,5	3,6	2,0
47-48	0,30	2,43	1,38	1,50	2,13	1,0	4,8	1,5
48-49	1,95	1,73	1,17	1,50	1,51	1,0	3,4	1,0
49-50	0,20	0,15	0,34	0,50	1,18	0,5	1,2	0,5
49-51	3,70	1,58	1,12	1,50	1,38	1,0	3,1	1,0
51-52	0,20	0,20	0,40	0,50	1,58	0,5	1,6	0,5
51-53	1,95	1,38	1,04	1,50	1,21	1,0	2,7	1,0
53-54	1,95	0,98	0,88	1,00	1,92	0,5	7,7	1,0
54-55	0,20	0,20	0,40	0,50	1,58	0,5	1,6	0,5
54-56	3,70	0,78	0,78	1,00	1,53	0,5	6,1	1,0
56-57	0,20	0,08	0,24	0,50	0,59	0,5	0,6	0,5
56-58	1,95	0,70	0,74	1,00	1,38	0,5	5,5	1,0
58-59	1,60	0,70	0,74	1,00	1,38	0,5	5,5	1,0
59-60	0,20	0,20	0,40	0,50	1,58	0,5	1,6	0,5
59-61	3,00	0,50	0,63	1,00	0,99	0,5	3,9	0,5
61-62	0,20	0,20	0,40	0,50	1,58	0,5	1,6	0,5
61-63	1,60	0,30	0,49	0,50	2,37	0,5	2,4	0,5

Tabela AP.53 – Tubulações de água fria pelo critério da velocidade recomendada.

(Continuação)

Trecho	L (m)	Q (L/s)	D _{calc.} (in)	D _{sup.} (in)	V _{sup.} (m/s)	D _{inf.} (in)	V _{inf.} (m/s)	D (in)
63-64	1,95	0,30	0,49	0,50	2,37	0,5	2,4	0,5
64-65	0,20	0,15	0,34	0,50	1,18	0,5	1,2	0,5
64-66	3,70	0,15	0,34	0,50	1,18	0,5	1,2	0,5
66-67	0,20	0,15	0,34	0,50	1,18	0,5	1,2	0,5
53-68	3,10	0,40	0,56	1,00	0,79	0,5	3,2	0,5
68-69	0,20	0,20	0,40	0,50	1,58	0,5	1,6	0,5
68-70	0,20	0,20	0,40	0,50	1,58	0,5	1,6	0,5
48-71	1,60	0,70	0,74	1,00	1,38	0,5	5,5	1,0
71-72	0,20	0,15	0,34	0,50	1,18	0,5	1,2	0,5
71-73	3,00	0,55	0,66	1,00	1,09	0,5	4,3	1,0
73-74	0,20	0,15	0,34	0,50	1,18	0,5	1,2	0,5
73-75	1,60	0,40	0,56	1,00	0,79	0,5	3,2	0,5
75-76	1,95	0,40	0,56	1,00	0,79	0,5	3,2	0,5
76-77	0,20	0,20	0,40	0,50	1,58	0,5	1,6	0,5
76-78	3,70	0,20	0,40	0,50	1,58	0,5	1,6	0,5
78-79	0,20	0,20	0,40	0,50	1,58	0,5	1,6	0,5
47-80	21,40	1,70	1,16	1,50	1,49	1,0	3,4	1,0
80-81	0,60	0,05	0,20	0,50	0,39	0,5	0,4	0,5
80-82	4,90	0,25	0,44	0,50	1,97	0,5	2,0	0,5
82-83	0,30	0,20	0,40	0,50	1,58	0,5	1,6	0,5
82-84	4,00	0,05	0,20	0,50	0,39	0,5	0,4	0,5
84-85	0,30	0,05	0,20	0,50	0,39	0,5	0,4	0,5
80-86	13,40	1,40	1,05	1,50	1,23	1,0	2,8	1,0
86-87	0,60	0,05	0,20	0,50	0,39	0,5	0,4	0,5
86-88	4,70	1,35	1,03	1,50	1,18	1,0	2,7	1,0
88-89	4,90	0,25	0,44	0,50	1,97	0,5	2,0	0,5

Tabela AP.53 – Tubulações de água fria pelo critério da velocidade recomendada.

(Continuação)

Trecho	L (m)	Q (L/s)	D _{calc.} (in)	D _{sup.} (in)	V _{sup.} (m/s)	D _{inf.} (in)	V _{inf.} (m/s)	D (in)
89-90	0,30	0,20	0,40	0,50	1,58	0,5	1,6	0,5
89-91	2,50	0,05	0,20	0,50	0,39	0,5	0,4	0,5
91-92	0,30	0,05	0,20	0,50	0,39	0,5	0,4	0,5
88-93	5,10	1,10	0,93	1,00	2,17	0,5	8,7	1,0
93-94	4,10	1,10	0,93	1,00	2,17	0,5	8,7	1,0
94-95	0,20	0,35	0,53	1,00	0,69	0,5	2,8	0,5
95-96	1,82	0,20	0,40	0,50	1,58	0,5	1,6	0,5
96-97	0,10	0,20	0,40	0,50	1,58	0,5	1,6	0,5
95-98	1,85	0,15	0,34	0,50	1,18	0,5	1,2	0,5
98-99	0,10	0,15	0,34	0,50	1,18	0,5	1,2	0,5
94-100	3,80	0,75	0,77	1,00	1,48	0,5	5,9	1,0
100-101	1,50	0,40	0,56	1,00	0,79	0,5	3,2	0,5
101-102	0,20	0,20	0,40	0,50	1,58	0,5	1,6	0,5
101-103	0,20	0,20	0,40	0,50	1,58	0,5	1,6	0,5
100-104	3,80	0,35	0,53	1,00	0,69	0,5	2,8	0,5
104-105	0,20	0,35	0,53	1,00	0,69	0,5	2,8	0,5
105-106	1,85	0,20	0,40	0,50	1,58	0,5	1,6	0,5
106-107	0,10	0,20	0,40	0,50	1,58	0,5	1,6	0,5
105-108	1,85	0,15	0,34	0,50	1,18	0,5	1,2	0,5
108-109	0,10	0,15	0,34	0,50	1,18	0,5	1,2	0,5

Fonte: Autores.

D.2 INSTALAÇÕES DE AR COMPRIMIDO

As instalações de ar comprimido foram dimensionadas a duas finalidades: ao sistema de captação de água de poço via sistema *air-lift* e ar comprimido para uso na oficina de

manutenção. Uma vez que se considerou que o compressor para uso na oficina estará disposto na oficina, não foram dimensionadas tubulações para este sistema.

O sistema de captação por *air-lift* é dimensionado a partir da demanda total de água utilizada na indústria, igual a 106,22 m³/h. Segundo Macintyre (1987), dimensionou-se o sistema de *air-lift* considerando as seguintes dimensões do poço:

- a) ponto de descarga: 2 m;
- b) profundidade nível dinâmico: 30 m;
- c) profundidade nível estático: 6 m;
- d) altura geométrica: 32 m;
- e) profundidade do injetor: 65 m.

Para o cálculo da vazão de ar comprimido requerida, determinou-se o fator de consumo de ar (f) a partir da Equação 117.

$$f = \frac{H_g}{k \cdot \log\left(\frac{H_s + 10,37}{10,37}\right)} \quad (117)$$

Onde k é o coeficiente que depende do percentual de submersão, H_g é altura geométrica total de elevação e H_s é submersão dinâmica do ponto de descarga.

O valor do coeficiente k é tabelado conforme Anexo AA. Tomando H_g de 32 m, k se encontra na faixa de 6-38 m, correspondendo a uma faixa de porcentagem de submersão de 50-70%, conforme Anexo AA. Interpolando linearmente, encontra-se o valor de submersão de 66,25%. O coeficiente k é obtido através do tubo externo e o valor de submersão de 66,25%, e tem valor de 14,18. Substituindo na equação acima se tem um fator de consumo de ar de 3,52.

A partir destes parâmetros, a vazão de ar pode ser calculada pela Equação 118.

$$Q_{ar} = f \cdot Q_{\acute{a}gua} \quad (118)$$

Substituindo os valores, a vazão de ar necessária do sistema *air-lift* de 373,89 m³/h, a partir do qual se adiciona-se um fator de segurança de 10%, equivalendo a uma vazão total de 411,28 m³/h. Por fim, para o dimensionamento da tubulação de descarga do *air-lift*, utilizou-se a Equação 119.

$$Q_{ar} + Q_{\acute{a}gua} = v \cdot A \quad (119)$$

Onde A é a área de da seção transversal do tubo e v é a velocidade de escoamento. Utilizou-se v igual a 3 m/s, dada a faixa recomendada de 1,5 a 4,5 m/s (Macintyre, 2010). O diâmetro obtido foi de 0,247 m (9,72 in), optando-se assim, pela bitola superior da tubulação de descarga de 10 in.

O dimensionamento das tubulações de ar comprimido foi baseado na velocidade recomendada para tubulações principais, igual a 3 m/s (Macintyre, 2010). A determinação do diâmetro das tubulações foi realizada a partir da Equação 120.

$$d = 14,56 \left(\frac{Q}{R \cdot v} \right)^{1/2} \quad (120)$$

Onde Q é a vazão normal de ar (m³/min), R a razão da pressão do compressor, v velocidade recomendada (m/s). Na Tabela AP.54 são apresentados os diâmetros de cada trecho de ar comprimido.

Vale ressaltar que, ao selecionar o método descrito, verificou-se previamente que com tais condições a perda de carga admissível de 0,02 bar/100 m (Macintyre, 2010) seria satisfeita.

Tabela AP.54 – Tubulações de ar comprimido pelo critério da velocidade.

Trecho	L (m)	Q (m ³ /min)	D _{calc.} (in)	D _{sup.} (in)	V _{sup.} (m/s)	D _{inf.} (in)	V _{inf.} (m/s)	D (in)
1-2	8,90	6,8547	2,5013	3,0	2,0855	2,50	3,0032	2,50
2-3	5,50	6,8547	2,5013	3,0	2,0855	2,50	3,0032	2,50

Fonte: Autores.

Determinou-se a potência dos compressores por meio da relação de eficiência volumétrica do compressor, tomada igual a 75%. Sendo assim, busca-se um compressor que atenda a demanda 33,33% (1/0,75) maior que a real. Ainda, deve-se levar em consideração pressão de operação de cada sistema. Para o air-lift levou-se em consideração a pressão necessária para levar ar comprimido até o fundo do poço. Dessa forma, dada a profundidade de 65 metros do poço, tem-se aproximadamente 6,5 bar de pressão referente à coluna d'água, portanto, a pressão mínima necessária, levando em consideração a pressão atmosférica, é de 7,5 bar.

D.3 INSTALAÇÕES DE VAPOR

O dimensionamento das tubulações de vapor foi determinado conforme a demanda e comprimento de cada trecho, utilizando o critério da velocidade. O diâmetro para as tubulações pode ser calculado pela Equação 121.

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot \gamma \cdot M}{\pi \cdot v}} \quad (121)$$

Onde γ é o volume específico do vapor na pressão de operação (0,1944 m³/kg), M é a vazão mássica de vapor (kg/s). Ainda, adotou-se a pressão absoluta de 10 bar e velocidade média de escoamento de 60 m/s, conforme recomendado no Anexo AE.

Na Tabela AP.55 são apresentados os resultados de comprimento equivalente, vazão e diâmetro de cada linha. É importante ressaltar que os dados apresentados se referem a linha de vapor de cada caldeira, logo, a quantidade total de tubulação deve ser multiplicada por 3.

Tabela AP.55 - Tubulações de vapor pelo critério da velocidade.

Trecho	M _t (kg/h)	M _i (kg/s)	L (m)	L _{eq} (m)	D (in)
1-2	134.615,24	12,46	1,00	1,30	8,93
2-3	134.615,24	12,46	12,30	15,99	8,93
3-4	134.615,24	12,46	24,6	31,98	8,93
4-5	1.721,22	0,16	36,51	47,46	1,01
5-6	1.721,22	0,16	9,57	12,44	1,01
4-7	132.832,09	12,30	11,97	15,56	8,87
7-8	132.832,09	12,30	21,40	27,82	8,87

Fonte: Autores.

M_t: vazão mássica total; M_i: vazão mássica por caldeira (M_t/3).

Repetiu-se o procedimento descrito para as instalações de água e calculou-se as bitolas superior e inferior para cada diâmetro calculado. Além disso, calculou-se a perda de carga de cada trecho em bar (ΔP) por meio da Equação 122.

$$\Delta P = 0,029 \cdot \frac{Q^{1,95} \cdot \gamma \cdot 0,95}{D^{5,1}} \cdot \frac{L_{eq}}{100} \quad (122)$$

A fim de determinar o comprimento equivalente (L_{eq}) da tubulação para cada trecho, acrescentou-se 30% no comprimento da linha para compensar a presença de acessórios.

Por fim, as bitolas finais foram escolhidas, observando qual valor apresentava uma velocidade dentro da faixa e uma perda de carga admissível, cujos resultados são apresentados na Tabela AP.56.

Vale ressaltar que as bitolas dos trechos 4-5 e 5-6 e dos trechos 8-10 e 10-11 apresentaram velocidades fora da faixa para os diâmetros calculados, portanto, para estes trechos, recorreu-se ao Anexo AE a fim de encontrar bitolas recomendadas por fabricante nas respectivas condições de operação.

Tabela AP.56 - Tubulações e perda de carga das tubulações de vapor.

Trecho	D (in)	ΔP (bar)
1-2	10	0,005618
2-3	10	0,069096
3-4	10	0,138191
4-5	2	0,153057
5-6	2	0,040119
4-7	10	0,065576
7-8	10	0,117236

Fonte: Autores.

Além disso, é preciso considerar dilatações na linha de vapor devido à diferença brusca da temperatura das tubulações com o ambiente. Portanto, foi determinado a dilatação das tubulações de cada trecho, utilizando a Equação 123.

$$\Delta L = \Delta T \cdot L_{eq} \cdot C \quad (123)$$

Onde ΔL é a dilatação linear (mm), ΔT a variação de temperatura ($^{\circ}\text{C}$), sendo a temperatura do vapor saturado a 10 bar igual a 179,91 $^{\circ}\text{C}$, C é a constante de dilatação do

material, no caso aço ($12 \cdot 10^{-6}$ cm/cm °C). Assim, a partir dos valores da dilatação dos trechos, e com o auxílio do Anexo AC, encontraram-se as juntas para absorver a dilatação da tubulação, as quais estão dispostas na Tabela AP.57.

Tabela AP.57 - Dilatação linear nas tubulações de vapor e juntas de dilatação.

Trecho	D (in)	ΔL (mm)	Junta necessária
1-2	10	1,85892	junta de 320 mm para absorver 25 mm
2-3	10	22,864716	junta de 320 mm para absorver 25 mm
3-4	10	45,729432	junta de 495 mm para absorver 50 mm
4-5	2	67,8691692	junta de 515 mm para absorver 75 mm
5-6	2	17,7898644	junta de 220 mm para absorver 25 mm
4-7	10	22,2512724	junta de 320 mm para absorver 25 mm
7-8	10	39,780888	junta de 495 mm para absorver 50 mm

Fonte: Autores.

As tubulações de vapor também devem poder expandir-se longitudinalmente, sendo apoiadas sobre guias que servem de apoio para impedir deslocamentos transversais. O espaçamento entre os apoios foi escolhido com base no Anexo AD e estão dispostos na Tabela AP.58, assim como o número de apoios necessários, sendo L1 o espaçamento entre a junta e o apoio e L2 a distância entre o próximo apoio, se houver.

Tabela AP.58 – Espaçamento entre apoios e número de apoios na linha de vapor.

Trecho	D (in)	L1 (m)	L2 (m)	Nº de apoios
1-2	10	1,02	18,3	1
2-3	10	1,02	18,3	1
3-4	10	1,02	18,3	2
4-5	2	0,2	3,0	13
5-6	2	0,2	3,0	4
4-7	10	1,02	18,3	1
7-8	10	1,02	18,3	2

Fonte: Autores.

O uso de suportes nas tubulações se deve por estes permitirem uma certa movimentação vertical das linhas, que ocorre em virtude da força que o fluido impõe no material. Considerando o comprimento equivalente da tubulação e o espaçamento entre os suportes, conforme o Anexo AD, foi possível determinar o número de suportes necessários para a tubulação de vapor, evidenciado na Tabela AP.59.

Tabela AP.59 – Espaçamento e número de suportes na linha de vapor.

Trecho	D (in)	Espaçamento (m)	Nº de suportes
1-2	10	6,7	1
2-3	10	6,7	3
3-4	10	6,7	5
4-5	2	3,0	16
5-6	2	3,0	5
4-7	10	6,7	3
7-8	10	6,7	5

Fonte: Autores.

D.4 INSTALAÇÕES DE ÁGUA QUENTE

O dimensionamento das tubulações de água quente foi determinado de forma análoga às tubulações de água fria, pelo critério da velocidade vide Anexo Z. Vale ressaltar que a linha de água quente é paralela a de vapor. Os resultados obtidos estão apresentados na Tabela AP.60.

Tabela AP.60 – Tubulações de água quente.

Trecho	L (m)	Q (m ³ /s)	D _{calc.} (in)	D (in)
1-2	4,80	0,0421	5,768	6,0
2-3	9,55	0,0421	5,768	6,0
3-4	12,60	0,0421	5,768	6,0
4-5	7,30	0,0421	5,768	6,0
5-6	37,01	0,0005	0,652	1,0
6-7	9,77	0,0005	0,652	1,0
5-8	11,97	0,0416	5,729	5,5
8-9	24,43	0,0416	5,729	5,5

Fonte: Autores.

D.5 INSTALAÇÕES DE RETORNO DE CONDENSADO

O sistema de retorno de condensado é dimensionado a partir da capacidade de vapor, que gera, proporcionalmente, uma quantidade de condensado devido à perda de carga e perda de calor. Uma vez que o condensado é coletado em pontos baixos de acúmulo, adotou-se uma declividade de 0,5 cm/m da tubulação no sentido de escoamento (Macintyre, 2010). Para se determinar a vazão de condensado, formado na situação mais pessimista, durante a fase de aquecimento, utiliza-se a Equação 124, adaptada de Macintyre, 2010.

$$Q = \frac{c \cdot P \cdot L_{eq} \cdot \Delta T}{\lambda \cdot N} \quad (124)$$

Onde Q é a vazão de condensado formado em kg/h, c é o calor específico do aço (0,49 kJ/kg°C), P é o peso do trecho da tubulação de vapor (vide Anexo AD, conforme diâmetro do trecho) em kg/m, L_{eq} é o comprimento equivalente do trecho em m, ΔT a variação de temperatura da tubulação com o ambiente (°C) e λ é o calor latente (2015,29 kJ/kg). Ainda, adotou-se N (tempo de aquecimento e formação de condensado) como 5 minutos (0,08333 h).

O diâmetro de cada trecho de tubulação de condensado (d) foi determinado por meio do Anexo AF, a partir da declividade e vazão de condensado. Os valores dos diâmetros das tubulações de retorno de condensado, assim como a vazão calculada de condensado e seus respectivos trechos, encontram-se na Tabela AP.61.

Tabela AP.61 - Vazão e diâmetro da Tubulação de Retorno de Condensado.

Trecho	D _{vapor} (in)	P (kg/m)	L _{eq} (m)	Q (kg/h)	d (in)
1-2	10	60,23	1,30	35,3896	0,50
2-3	10	60,23	15,99	435,2919	1,00
3-4	10	60,23	31,98	870,5837	1,25
4-5	2	5,44	47,46	116,7007	0,75
5-6	2	5,44	12,44	30,5896	0,50
4-7	10	60,23	15,56	423,6133	1,00
7-8	10	60,23	27,82	757,3371	1,25
8-9	10	60,23	3,80	103,3376	0,75

Fonte: Autores.

D.6 TUBULAÇÕES DE PROCESSO

As tubulações de processo, analogamente ao descrito pelas demais utilidades, foram dimensionadas por meio do critério da velocidade recomendada, vide Anexo Z. A exceção do cálculo padrão é para os três trechos à jusante do reator de hidrotreatamento, onde fluem múltiplas fases na tubulação. Neste caso, avaliou-se o regime de escoamento, a fim de avaliar qual seria a forma de dimensionamento mais adequada, por meio do mapa de Baker, vide Anexo AG, onde o eixo x e y são dados pela Equações 125 e 126, respectivamente.

$$x = \frac{F \cdot \frac{73}{\sigma} \cdot \left[\mu_L \cdot \left(\frac{62,3}{\rho_L} \right)^2 \right]^{1/3} \cdot \left(\frac{\rho_G}{0,075} \cdot \frac{\rho_L}{62,3} \right)^{0,5}}{G} \quad (125)$$

$$y = \frac{G}{\left(\frac{\rho_G}{0,075} \cdot \frac{\rho_L}{62,3} \right)^{0,5}} \quad (126)$$

Onde σ e μ_L são a tensão superficial e viscosidade do líquido, ρ a densidade da respectiva fase e F e G os fluxos mássicos da fase líquida e gasosa, respectivamente. O resultado é apresentado na Tabela AP.62.

Tabela AP.62 – Determinação do regime de escoamento multifásico.

Parâmetro	Líquido	Gás
Vazão mássica (lb/h)	5.929,58	2229,93
ρ (lb/ft ³)	45,3315	0,2573
μ (cP)	1,2	-
σ (dyn/cm)	29,1926	-
x	13,8	
y	2867,3	

Fonte: Autores.

Dessa forma, conclui-se do diagrama que o regime dos trechos onde há escoamento multifásico é estratificado, onde as fases são separadas por um filme constante devido à gravidade. Nesta situação, segundo Sharma Vikram (2017), o regime determinante da tubulação pode ser definido pela fase líquida. Portanto, para estes trechos utilizou-se os dados de vazão da fase líquida para o cálculo do diâmetro, ilustrados na Tabela AP.63.

Tabela AP.63 - Tubulações de processo pelo critério da velocidade.

(Continua)									
Fluido	Trecho	L (m)	Q (L/s)	D _{calc.} (in)	D _{sup.} (in)	V _{sup} (m/s)	D _{inf.} (in)	V _{inf.} (m/s)	D (in)
E	1-2	14,20	0,035	0,166	0,50	0,276	0,50	0,276	0,50
E	2-3	23,92	0,035	0,166	0,50	0,276	0,50	0,276	0,50
E	3-123	2,25	22,268	4,193	4,50	2,170	4,00	2,747	4,00
E	3-4	2,25	22,303	4,196	4,50	2,174	4,00	2,751	4,00
E	5-6	18,45	22,303	4,196	4,50	2,174	4,00	2,751	4,00
E	6-7	12,62	22,303	4,196	4,50	2,174	4,00	2,751	4,00
E	7-8	2,59	22,303	4,196	4,50	2,174	4,00	2,751	4,00
E	7-9	6,10	22,303	4,196	4,50	2,174	4,00	2,751	4,00
E	9-10	2,59	22,303	4,196	4,50	2,174	4,00	2,751	4,00
E	9-11	6,10	22,303	4,196	4,50	2,174	4,00	2,751	4,00

Tabela AP.63 - Tubulações de processo pelo critério da velocidade.

(Continuação)

Fluido	Trecho	L (m)	Q (L/s)	D _{calc.} (in)	D _{sup.} (in)	V _{sup.} (m/s)	D _{inf.} (in)	V _{inf.} (m/s)	D (in)
E	11-12	2,59	22,303	4,196	4,50	2,174	4,00	2,751	4,00
E	11-13	6,10	22,303	4,196	4,50	2,174	4,00	2,751	4,00
E	13-14	2,59	22,303	4,196	4,50	2,174	4,00	2,751	4,00
E+O	15-16	1,00	21,46	4,12	4,50	2,09	4,00	2,65	4,00
E+O	16-17	4,55	21,46	4,12	4,50	2,09	4,00	2,65	4,00
E+O	18-19	1,00	21,46	4,12	4,50	2,09	4,00	2,65	4,00
E+O	19-20	4,55	21,46	4,12	4,50	2,09	4,00	2,65	4,00
E+O	21-22	1,00	21,46	4,12	4,50	2,09	4,00	2,65	4,00
E+O	22-23	4,55	21,46	4,12	4,50	2,09	4,00	2,65	4,00
E+O	24-25	1,00	21,46	4,12	4,50	2,09	4,00	2,65	4,00
E+O	25-26	4,55	21,46	4,12	4,50	2,09	4,00	2,65	4,00
E+O	26-23	6,10	21,46	4,12	4,50	2,09	4,00	2,65	4,00
E+O	23-20	6,10	21,46	4,12	4,50	2,09	4,00	2,65	4,00
E+O	20-17	6,10	21,46	4,12	4,50	2,09	4,00	2,65	4,00
E+O	17-27	10,02	21,46	4,12	4,50	2,09	4,00	2,65	4,00
E+O	27-28	19,73	21,46	4,12	4,50	2,09	4,00	2,65	4,00
E+O	29-30	2,55	0,72	0,75	1,00	1,42	0,50	5,68	1,00
E+O	31-32	1,30	22,18	4,18	4,50	2,16	4,00	2,74	4,00
O	33-34	16,37	0,87	1,07	1,50	0,76	1,00	1,71	1,00
O	34-35	6,33	0,87	1,07	1,50	0,76	1,00	1,71	1,00
O	35-36	0,50	0,87	1,07	1,50	0,76	1,00	1,71	1,00
O	37-38	0,50	0,87	1,07	1,50	0,76	1,00	1,71	1,00
O	39-40	0,50	0,87	1,07	1,50	0,76	1,00	1,71	1,00
O	37-35	10,50	0,87	1,07	1,50	0,76	1,00	1,71	1,00
O	35-39	10,50	0,87	1,07	1,50	0,76	1,00	1,71	1,00

Tabela AP.63 - Tubulações de processo pelo critério da velocidade.

(Continuação)

Fluido	Trecho	L (m)	Q (L/s)	D _{calc.} (in)	D _{sup.} (in)	V _{sup.} (m/s)	D _{inf.} (in)	V _{inf.} (m/s)	D (in)
O	41-42	0,50	0,87	1,07	1,50	0,76	1,00	1,71	1,00
O	43-44	0,50	0,87	1,07	1,50	0,76	1,00	1,71	1,00
O	42-44	10,50	0,87	1,07	1,50	0,76	1,00	1,71	1,00
O	44-45	14,75	0,87	1,07	1,50	0,76	1,00	1,71	1,00
O	45-46	4,03	0,87	1,07	1,50	0,76	1,00	1,71	1,00
O	46-47	0,75	0,87	1,07	1,50	0,76	1,00	1,71	1,00
O	46-48	1,74	0,87	1,07	1,50	0,76	1,00	1,71	1,00
O	49-50	1,25	0,87	1,07	1,50	0,76	1,00	1,71	1,00
O	51-52	1,00	0,87	1,07	1,50	0,76	1,00	1,71	1,00
E	53-54	2,00	22,984	4,260	4,50	2,240	4,00	2,835	4,50
E	54-55	6,18	22,984	4,260	4,50	2,240	4,00	2,835	4,50
E	56-57	4,59	22,984	4,260	4,50	2,240	4,00	2,835	4,50
E	57-58	8,20	22,984	4,260	4,50	2,240	4,00	2,835	4,50
E	58-59	7,86	22,984	4,260	4,50	2,240	4,00	2,835	4,50
E	60-61	6,33	22,984	4,260	4,50	2,240	4,00	2,835	4,50
V+C3	62-63	2,00	170,68	3,53	4,00	21,05	3,50	27,50	3,50
V+C3	63-64	6,18	170,68	3,53	4,00	21,05	3,50	27,50	3,50
V+C3	65-66	17,19	68,16	9,47	9,50	1,49	9,00	1,66	9,50
V+C3	66-67	10,01	68,16	9,47	9,50	1,49	9,00	1,66	9,50
V+C3	68-69	4,38	68,16	9,47	9,50	1,49	9,00	1,66	9,50
V	70-71	3,34	0,89	1,08	1,50	0,78	1,00	1,75	1,00
V	72-73	7,56	0,89	1,08	1,50	0,78	1,00	1,75	1,00
V	74-75	8,11	0,89	1,08	1,50	0,78	1,00	1,75	1,00
C3+H2	76-77	1,50	106,64	2,79	3,00	23,38	2,50	33,67	3,00
C3+H2	77-78	3,48	106,64	2,79	3,00	23,38	2,50	33,67	3,00

Tabela AP.63 - Tubulações de processo pelo critério da velocidade.

(Continuação)

Fluido	Trecho	L (m)	Q (L/s)	D _{calc.} (in)	D _{sup.} (in)	V _{sup.} (m/s)	D _{inf.} (in)	V _{inf.} (m/s)	D (in)
C3+H2	78-79	13,66	106,64	2,79	3,00	23,38	2,50	33,67	3,00
C3+H2	79-80	2,17	106,64	2,79	3,00	23,38	2,50	33,67	3,00
C3+H2	79-80	2,17	106,64	2,79	3,00	23,38	2,50	33,67	3,00
C3+H2	81-82	2,17	106,64	2,79	3,00	23,38	2,50	33,67	3,00
C3+H2	82-83	3,69	106,64	2,79	3,00	23,38	2,50	33,67	3,00
C3+H2	82-84	3,69	106,64	2,79	3,00	23,38	2,50	33,67	3,00
C3+H2	82-85	2,17	106,64	2,79	3,00	23,38	2,50	33,67	3,00
C3+H2	85-86	2,17	106,64	2,79	3,00	23,38	2,50	33,67	3,00
C3+H2	86-87	3,69	106,64	2,79	3,00	23,38	2,50	33,67	3,00
C3+H2	86-88	3,69	106,64	2,79	3,00	23,38	2,50	33,67	3,00
C3+H3	86-92	2,17	106,64	2,79	3,00	23,38	2,50	33,67	3,00
C3+H2	88-89	2,18	95,39	2,64	3,00	20,92	2,50	30,12	2,50
C3+H2	89-90	4,35	95,39	2,64	3,00	20,92	2,50	30,12	2,50
C3+H2	84-90	2,17	95,39	2,64	3,00	20,92	2,50	30,12	2,50
C3+H2	90-91	9,70	95,39	2,64	3,00	20,92	2,50	30,12	2,50
C3+H2	92-93	9,75	11,41	0,91	1,00	22,51	0,50	90,04	1,00
C3+H2	94-95	6,87	20,48	1,22	1,50	17,96	1,00	40,41	1,50
C3+H2	95-96	9,45	20,48	1,22	1,50	17,96	1,00	40,41	1,50
A	97-98	1,50	0,096	0,28	0,50	0,76	0,50	0,76	0,50
A	98-99	10,05	0,096	0,28	0,50	0,76	0,50	0,76	0,50
A	99-100	19,51	0,096	0,28	0,50	0,76	0,50	0,76	0,50
A	100-101	4,80	0,096	0,28	0,50	0,76	0,50	0,76	0,50
Vapor	102-103	6,63	8,464	0,65	1,00	16,70	0,50	66,81	1,00
Vapor	103-104	3,60	8,464	0,65	1,00	16,70	0,50	66,81	1,00
H2+CO2	105-106	3,11	38,405	1,95	2,00	18,95	1,50	33,69	2,00

Tabela AP.63 - Tubulações de processo pelo critério da velocidade.

(Conclusão)									
Fluido	Trecho	L (m)	Q (L/s)	D _{calc.} (in)	D _{sup.} (in)	V _{sup.} (m/s)	D _{inf.} (in)	V _{inf.} (m/s)	D (in)
H2+CO2	107-108	2,11	38,405	1,95	2,00	18,95	1,50	33,69	2,00
H2	108-109	11,86	16,895	1,29	1,50	14,82	1,00	33,34	1,50
H2	109-91	5,01	16,895	1,29	1,50	14,82	1,00	33,34	1,50
H2	91-110	2,17	112,285	3,33	3,50	18,09	3,00	24,62	3,50
H2	110-111	7,39	112,285	3,33	3,50	18,09	3,00	24,62	3,50
H2	111-112	20,81	112,285	3,33	3,50	18,09	3,00	24,62	3,50
H2	113-114	2,50	84,940	2,90	3,00	18,63	2,50	26,82	3,00
H2	114-115	3,00	84,940	2,90	3,00	18,63	2,50	26,82	3,00
H2	116-117	2,84	0,114	0,34	1,00	0,22	1,00	0,22	1,00
H2	118-119	3,84	0,122	0,35	1,00	0,24	1,00	0,24	1,00
H2	119-115	24,71	3,465	0,58	1,00	6,84	1,00	6,84	1,00
H2	115-120	5,91	88,405	2,95	3,00	19,39	2,50	27,92	3,00
H2	121-122	2,00	143,640	3,76	4,00	17,72	3,50	23,14	4,00

Fonte: Autores.

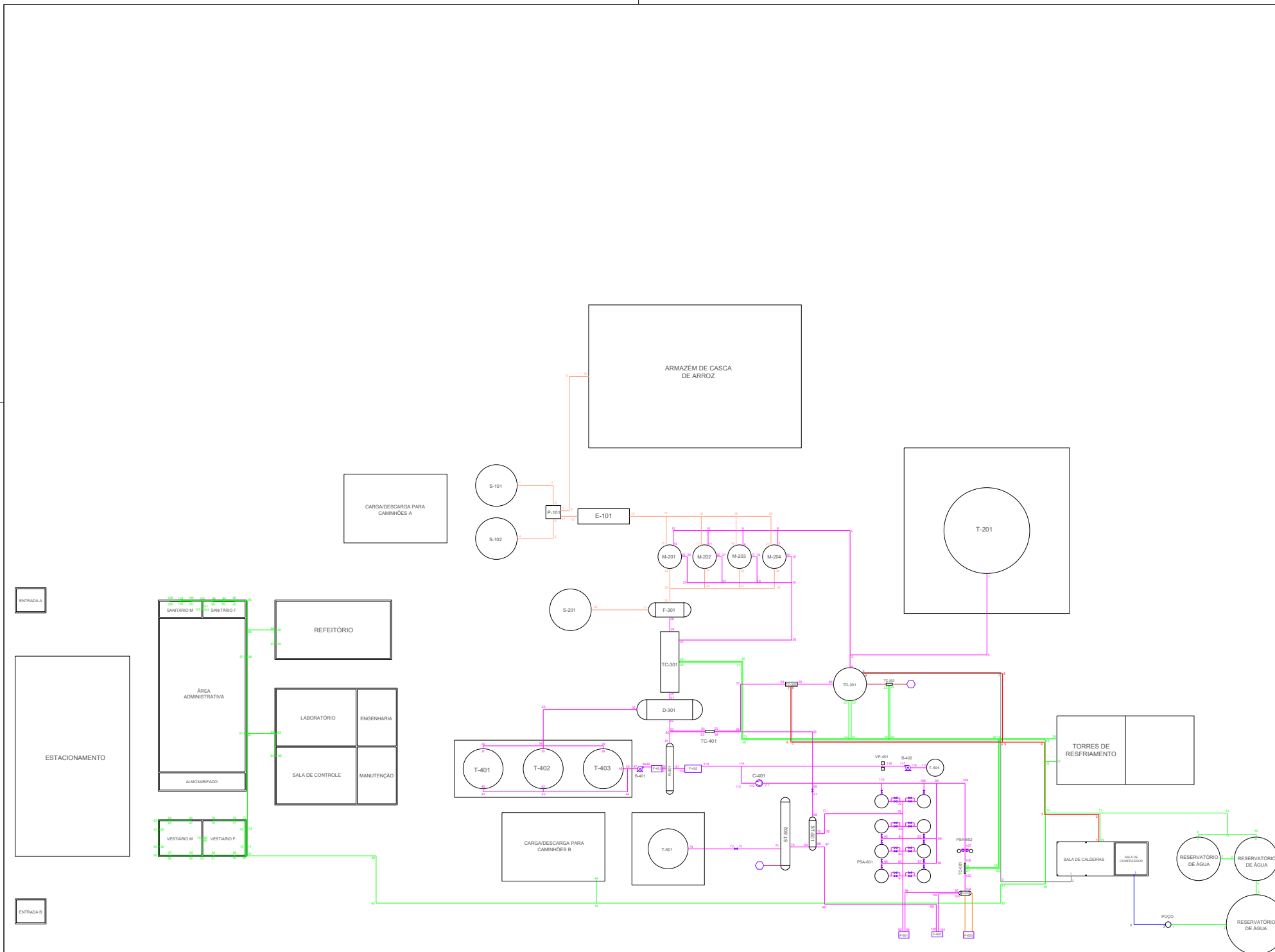
E: etanol; O: óleo; V: HVO; C3: propano; H2: hidrogênio; CO2: dióxido de carbono.

As tubulações de hidrogênio em que foram obtidos diâmetros abaixo de 1" foram adotadas como sendo de 1", pois, segundo Telles (2001), tubulações de hidrogênio que operam sob pressão maior que 4,5 kgf/cm² devem ser possuir soldas de topo e, por isso, não devem ser utilizados tubos menores do que 1".

LEGENDA

- ÁGUA FRIA
- ÁGUA QUENTE
- AR COMPRIMIDO
- EFLUENTES
- FARELO DE ARROZ
- ÓLEO DE AQUECIMENTO
- FLUIDOS DE PROCESSO
- VAPOR

- BOMBA
- COMPRESSOR
- PRINCIPAIS VÁLVULAS
- PONTO DE DIRECIONAMENTO PARA DESCARTE



UFSM - CENTRO DE TECNOLOGIA
ENGENHARIA QUÍMICA
APÊNDICE E - PLANTA BAIXA E INSTALAÇÕES INDUSTRIAIS

TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO

ALUNOS:
 ANDERSON VINÍCIUS FREITAS DE LIMA - 201711179
 ANTONIO DE ASSIS QUEIROGA NETO - 201621301
 JOÃO VITOR FIN SCHAEGLER - 201621295
 LUCAS SUDRÉ DOS SANTOS - 201712751
 LUISA BESCHORNER EDER - 201910349

ESCALA 1:600

DATA: 09/08/2021