

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA MARIA
CENTRO DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
DEQ 1023 – ENGENHARIA DE PROCESSOS III

Ana Paula Fiuza Juver
Felipe Lorenzoni Weissheimer
Luciele Gandor Silveira
Sérgio Pereira de Lima Júnior

AVALIAÇÃO DE PROCESSO PARA PRODUÇÃO DE ÁCIDOS GRAXOS A
PARTIR DE ÓLEOS VEGETAIS

Santa Maria, RS
2022

**Ana Paula Fiuza Juver
Felipe Lorenzoni Weissheimer
Luciele Gandor Silveira
Sérgio Pereira de Lima Júnior**

**AVALIAÇÃO DE PROCESSO PARA PRODUÇÃO DE ÁCIDOS GRAXOS A
PARTIR DE ÓLEOS VEGETAIS**

Trabalho de conclusão de curso apresentado à disciplina de Engenharia de Processos III, do Curso de Engenharia Química do Centro de Tecnologia da Universidade Federal de Santa Maria – Campus Santa Maria (UFSM, RS), como requisito parcial para obtenção do título de Bacharel em Engenharia Química.

Orientador: Prof. Dr. Sérgio Luiz Jahn

Santa Maria, RS, Brasil
2022

**Ana Paula Fiuza Juver
Felipe Lorenzoni Weissheimer
Luciele Gandor Silveira
Sérgio Pereira de Lima Júnior**

**AVALIAÇÃO DE PROCESSO PARA PRODUÇÃO DE ÁCIDOS GRAXOS A
PARTIR DE ÓLEOS VEGETAIS**

Trabalho de conclusão de curso apresentado à disciplina de Engenharia de Processos III, do Curso de Engenharia Química do Centro de Tecnologia da Universidade Federal de Santa Maria – Campus Santa Maria (UFSM, RS), como requisito parcial para obtenção do título de Bacharel em Engenharia Química.

Aprovado em 20 de agosto de 2022

**Sérgio Luiz Jahn, Dr. (UFSM)
(Orientador/Presidente)**

Damaris Kirsch Pinheiro, Dra. (UFSM)

Eduardo Hiromitsu Tanabe, Dr. (UFSM)

Santa Maria, RS
2022

RESUMO

AVALIAÇÃO DE PROCESSO PARA PRODUÇÃO DE ÁCIDOS GRAXOS A PARTIR DE ÓLEOS VEGETAIS

AUTORES: Ana Paula Fiuza Juver, Felipe Lorenzoni Weissheimer,
Luciele Gandor Silveira, Sérgio Pereira de Lima Júnior.
ORIENTADOR: Prof. Dr. Sérgio Luiz Jahn

Os ácidos graxos são commodities com vasta aplicação em diversos segmentos de indústrias. Além disso, projeta-se para os próximos anos com uma demanda de mercado maior que a atual. O presente trabalho visa projetar uma indústria para obtenção de ácidos graxos a partir dos mais diversos óleos encontrados no mercado, sendo escolhido aquele que proporciona maiores percentuais dos ácidos graxos de interesse para as campanhas realizadas e que estejam com preços de compra atrativos para a empresa ACIBIO. A rota tecnológica escolhida foi a rota química, obtendo-se os produtos desejados através da hidrólise de triglicerídeos, sendo esta uma rota que proporciona vantagens comerciais frente às outras e necessita de uma menor infraestrutura. Para o desenvolvimento dos cálculos do balanço de massa e energia além da simulação do processo foram consideradas as propriedades físicas e químicas do óleo de palma. A primeira unidade industrial da ACIBIO terá como localização a cidade de Camaçari, Bahia, e produzirá por ano 5869,14 toneladas de uma mistura de ácidos graxos tendo como principais componentes ácido palmítico e oleico e uma corrente com 94% de pureza de ácido esteárico, sendo esse com maior valor de mercado. Por fim, na análise econômica realizada obteve-se uma taxa interna de retorno de 14,3 % e um payback de aproximadamente 12 anos.

Palavras-chave: Ácidos Graxos. Óleos Vegetais. Hidrólise.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Estrutura química do ácido oleico.....	3
Figura 2 – Configuração de um triglicerídeo misto.....	5
Figura 3 – Reação de hidrólise de um triglicerídeo.....	6
Figura 4 – Dados de importação dos principais ácidos graxos (Ministério da Economia, 2022).	18
Figura 5 – Vista superior do terreno onde a unidade industrial poderá ser instalada.....	34
Figura 6 –Diagrama de blocos simplificado do processo.....	42
Figura 7 – Fluxograma Área 100: Hidrólise e separação do catalisador.....	49
Figura 8 – Fluxograma Área 200: Separação da mistura e produção da glicerina.....	51
Figura 9 – Fluxograma Área 300: Purificação e fracionamento dos ácidos graxos.....	52
Figura 10 – Controle e instrumentação da torre de fracionamento T-302.....	67
Figura 11 – Fluxo de caixa acumulado descontado.....	84

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Pontos de fusão de alguns dos principais ácidos graxos.....	4
Tabela 2 – Composição do óleo de palma bruto.	9
Tabela 3 – Composição de ácidos graxos do óleo de palma bruto.....	10
Tabela 4 – Descrição técnica dos principais produtos.....	14
Tabela 5 – Valor de componentes de produtos e matérias-primas.....	22
Tabela 6 – Valor de mercado dos produtos comercializados pela ACIBIO.....	23
Tabela 7 – Balanço financeiro preliminar.	23
Tabela 8 – Pontuação das cidades pré-selecionadas como sede do empreendimento.....	33
Tabela 9 – Legenda dos equipamentos no fluxograma de processo.....	48
Tabela 10 – Resultados do dimensionamento do desaerador da área 100.....	55
Tabela 11 – Resultados do dimensionamento do reator da área 100.....	55
Tabela 12 – Resultados do dimensionamento do filtro de placas da área 100.	56
Tabela 13 – Resultados do dimensionamento das centrífugas da área 100.....	56
Tabela 14 - Resultados do dimensionamento dos decantadores da área 200.	57
Tabela 15 - Resultados do dimensionamento dos trocadores de calor da área 200 e 300.....	58
Tabela 16 - Resultados do dimensionamento da torre de destilação T-201 da área 200.....	59
Tabela 17 - Resultados do dimensionamento da torre de fracionamento T-301 da área 300...	59
Tabela 18 - Resultados do dimensionamento da torre de fracionamento T-302 da área 300...	60
Tabela 19 - Resultados do dimensionamento dos tanques das áreas 100, 200 e 300.....	60
Tabela 20 – Consumo de água potável fria total e por equipamento.	62
Tabela 21 – Temperatura máxima de operação por equipamento.....	63
Tabela 22 - Demanda de gás inerte no reator R-101.	64
Tabela 23 – Demanda de energia elétrica por equipamento.....	65
Tabela 24 – Resultados do dimensionamento das tubulações de processo.	69
Tabela 25 – Resultados do dimensionamento das bombas de processo.....	71

Tabela 26 - Acessórios de tubulação de processo.	72
Tabela 27 – Custos de Equipamentos.....	75
Tabela 28 – Cálculo dos custos de capital.....	77
Tabela 29 – Cálculo da Amortização.	78
Tabela 30 – Custos com matéria-prima.....	78
Tabela 31 - Custos com utilidades industriais.....	79
Tabela 32 – Custos com funcionários.	79
Tabela 33 – Receitas do empreendimento.....	81
Tabela 34 - Fluxo de caixa do empreendimento.....	81
Tabela 35 – Fluxo de caixa do empreendimento considerando VPL.....	83
Tabela 36 - Valores de fator de compressibilidade, constante ideal dos gases e condições iniciais de processo, para o cálculo do volume específico do nitrogênio.....	112
Tabela 37 - Variáveis utilizadas para o dimensionamento do E-201.....	124
Tabela 38 - Dimensionamento da área de troca térmica do E-201.....	124
Tabela 39 - Dimensionamento da área de troca térmica do E-301.....	125
Tabela 40 – Propriedades do sistema de aquecimento do óleo térmico a gás.....	133
Tabela 41 – Dados relativos à demanda de gás.....	133

LISTA DE QUADROS

Quadro 1 - Composição aproximada de ácidos graxos em alguns óleos vegetais.	8
Quadro 2 – Composição do GLIC001.....	17
Quadro 3 – Forças, fraquezas, oportunidades e ameaças relacionadas ao empreendimento....	31

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO.....	1
1.1 OBJETIVOS	2
2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	3
2.1 ÁCIDOS GRAXOS	3
2.2 ÓLEOS E GORDURAS	4
2.3 HIDRÓLISE	6
3. A EMPRESA.....	7
3.1 MATÉRIAS-PRIMAS	7
3.1.1 Óleo de Palma	8
3.1.1.1 Mercado do óleo de palma	10
3.1.2 Catalisador.....	12
3.2 PRODUTOS	13
3.2.1 Frações de ácidos graxos.....	14
3.2.1.1 ACID001 – Ácido Esteárico 95,4%	14
3.2.1.2 ACID002 – Fração Palmítico e Oleico.....	15
3.2.2 Glicerina	16
3.2.3 O mercado brasileiro de ácidos graxos	17
3.2.3.1 Principais concorrentes do empreendimento.....	18
3.2.4 Descrição do mercado consumidor	20
3.2.5 Definição do Preço de Venda.....	21
3.3 TAMANHO DA UNIDADE INDUSTRIAL	23
3.4 DEFINIÇÕES ESTRATÉGICAS DO EMPREENDIMENTO.....	24
3.4.1 Modelo de Negócio	25
3.4.1.1 Segmento de Mercado	25
3.4.1.2 Proposta de Valor	26
3.4.1.3 Relacionamento com o Consumidor.....	26
3.4.1.4 Canais	26
3.4.1.5 Atividades Chave.....	27
3.4.1.6 Recursos Chave	27
3.4.1.7 Parcerias Chave	28
3.4.1.8 Custos	28
3.4.1.9 Fontes de Receita.....	29
3.4.2 Missão, Visão e Valores (MVV).....	29

3.4.3 Matriz SWOT.....	31
3.5 LOCALIZAÇÃO DA UNIDADE PRODUTIVA.....	33
3.6 EXIGÊNCIAS LEGAIS	34
3.6.1 Licenciamento Ambiental	34
3.6.2 Licenciamento Sanitário.....	35
3.6.3 Alvará de Funcionamento	35
3.6.4 Comissão Interna de Prevenção de Acidentes.....	36
3.6.5 Embalagem e Rotulagem	36
4. DEFINIÇÃO DO PROCESSO.....	38
4.1 Seleção da rota tecnológica.....	38
4.2 TECNOLOGIA E FLUXOGRAMA DO PROCESSO.....	41
4.2.1 Desaeração	42
4.2.2 Hidrólise	43
4.2.3 Filtração.....	44
4.2.4 Centrifugação	44
4.2.5 Decantação	45
4.2.6 Destilação	45
4.2.7 Fracionamento	47
4.3 DESCRIÇÃO DO PROCESSO EMPREGADO.....	47
4.3.1 Área 100	49
4.3.2 Área 200	50
4.3.3 Área 300	52
5 PROJETO DO PROCESSO	54
5.1 BALANÇO DE MASSA E ENERGIA	54
5.2 DIMENSIONAMENTO DE EQUIPAMENTOS	54
5.2.1 Desaerador.....	54
5.2.2 Reator	55
5.2.3 Filtro de placas	55
5.2.4 Centrífugas	56
5.2.5 Decantador	56
5.2.6 Trocadores de Calor	57
5.2.7 Torres de fracionamento.....	58
5.2.8 Tanques	60
5.3 DIMENSIONAMENTO DE UTILIDADES DO PROCESSO.....	61
5.3.1 Água Potável	61

5.3.2 Óleo Térmico.....	62
5.3.3 Gás Inerte	64
5.3.4 Eletricidade.....	65
6 CONTROLE DO PROCESSO.....	67
7 PROJETO DAS INSTALAÇÕES INDUSTRIAIS.....	69
7.1 INSTALAÇÕES DO PROCESSO	69
7.1.1 Tubulações do processo	69
7.1.2 Bombas do processo.....	70
7.1.3 Acessórios de tubulação do processo	71
7.2 INSTALAÇÕES DE ÁGUA POTÁVEL	72
8 ANÁLISE ECONÔMICA.....	74
8.1 Estimativas.....	74
8.1.1 Investimento em equipamentos.....	75
8.1.2 Estimativa do custo de investimento.....	76
8.1.3 Financiamento	77
8.1.4 Custos Diretos	78
8.1.5 Custos Fixos	79
8.2 RECEITAS	81
8.3 VIABILIDADE DO EMPREENDIMENTO'	81
8.4 INDICADORES ECONÔMICOS	82
9 CONCLUSÃO.....	86
REFERÊNCIAS	88
APÊNDICE A – BALANÇO DE MASSA	96
APÊNDICE B – BALANÇO DE ENERGIA.....	97
B.1 - Definição de balanço de energia	97
B.2 Cálculo da potência das bombas	98
B.3 - Balanço de energia do reator.....	101
APÊNDICE C –TUBULAÇÕES DE PROCESSO.....	103
APÊNDICE D – INSTALAÇÕES DE ÁGUA POTÁVEL	104
D.1 Demanda de água potável quente	104
D.2 Demanda de água potável gelada.....	104
D.3 Demanda de água potável fria.....	105
D.4 Reservatórios de água	106
APÊNDICE E – INSTALAÇÕES DE ÓLEO TÉRMICO.....	107
APÊNDICE F – INSTALAÇÕES DE GÁS INERTE	110

APÊNDICE G – DIMENSIONAMENTO E SELEÇÃO DE EQUIPAMENTOS	113
G.1 Desaerador	113
G.2 Reator	114
G.3 Filtro.....	116
G.4 Centrífuga	118
G.5 Decantador	119
G.6 Trocadores de calor.....	121
G.6.1 Trocador de Calor E-201	123
G.6.2 Trocador de Calor E-301	124
G.7 Torres de Destilação	125
G.7.1 Torre de Destilação Simples.....	125
G.7.2 Torre de Destilação Fracionada.....	126
G.8 Tanques de armazenamento	127
G.9 Bombas	128
G.9.1 Bomba para o Desaerador	128
G.9.2 Bomba para descarregamento do reator	129
G.9.3 Bomba para o Filtro.....	129
G.9.4 Bombas para a centrífuga	130
G.9.5 Bomba para o decantador	130
G.9.6 Bombas para as torres de destilação e fracionamento	131
G.10 Elevador	132
APÊNDICE H – DEMANDA DE GÁS PARA AQUECIMENTO	133
APÊNDICE I – LAYOUT DA PLANTA INDUSTRIAL	135
APÊNDICE J – LAYOUT DA TUBULAÇÃO DE ÁGUA POTÁVEL.....	136
APÊNDICE K – LAYOUT DAS TUBULAÇÕES DE ÓLEO TÉRMICO.....	137
ANEXO A – CONVENÇÃO PARA NOMENCLATURA DE EQUIPAMENTOS.....	138
ANEXO B – MODELOS DE FILTRO DE PLACAS	139
ANEXO C – LINHA DE AQUECIMENTO DE ÓLEO TÉRMICO	140
ANEXO D – PROPRIEDADES DO ÓLEO TÉRMICO SELECIONADO	140
ANEXO E - NORMA ANSI B.36.10 E ANSI B.36.19	141
ANEXO F – GRÁFICO DO FATOR DE COMPRESSIBILIDADE	142
ANEXO G – DESAERADOR	144
ANEXO H – ESPECIFICAÇÕES DE FILTROS DE PLACAS	145
ANEXO I – MODELOS DE BOMBAS PARA O DESAERADOR.....	146

ANEXO J – MODELOS DE BOMBAS PARA O DESCARREGAMENTO DO REATOR	147
ANEXO K – MODELOS DE BOMBAS PARA O FILTRO DE PLACAS	148
ANEXO L – MODELOS DE BOMBAS PARA AS CENTRÍFUGAS	149
ANEXO M – MODELOS DE BOMBAS PARA O DECANTADOR (1)	150
ANEXO N – MODELOS DE BOMBAS PARA O DECANTADOR (2)	151
ANEXO O – MODELOS DE BOMBAS PARA AS TORRES (1)	152
ANEXO P – MODELOS DE BOMBAS PARA AS TORRES (2)	153
ANEXO Q - ELEVADOR	154
ANEXO R – CENTRÍFUGA	155
ANEXO S – DIAGRAMA DE MOODY	156
ANEXO T – REGRA DE POTÊNCIA I	157
ANEXO U - REGRA DE POTÊNCIA II	158
ANEXO V – BEBEDOURO	161
ANEXO W – VAZÃO DE APARELHOS SANITÁRIOS	162
ANEXO X – SELEÇÃO DE APARELHOS SANITÁRIOS	163
ANEXO Y – RESERVATÓRIO SUPERIOR	164
ANEXO Z – RESERVATÓRIO INFERIOR	165
ANEXO AA – TROCADORES DE CALOR	166

1 INTRODUÇÃO

Segundo a Associação Brasileira da Indústria de Higiene Pessoal, Perfumaria e Cosméticos (Ahbipec), o Brasil em 2019 figurou como o quarto maior mercado de produtos de beleza e cuidados pessoais do mundo, com previsão de crescimento e expansão nos próximos anos.

À medida que o consumo destes produtos aumenta, surgem também novas tendências de mercado. Estudos realizados pela Euromonitor International e divulgados pela Forbes Brasil apontam o engajamento digital, a adoção de posicionamentos éticos e a presença de atributos orgânicos e naturais como principais tendências globais na área de beleza e cuidados pessoais.

Em produtos de higiene e beleza, em uma ampla gama de produtos, os ácidos graxos são utilizados como matéria-prima como agentes espessantes e de hidratação. Derivados de óleos e gorduras, estes têm sido utilizados em formulações há algumas décadas, podendo ser de origem animal e vegetal e encontrados em diferentes composições a depender da origem. Além da indústria de higiene e beleza, os ácidos graxos também possuem aplicação em diversas indústrias, e também são matéria-prima para outras substâncias de vasta aplicação como os álcoois graxos.

Segundo dados obtidos através do Ministério da Economia (2022), o Brasil figura como um importador dessa importante matéria-prima, com previsão de permanecer neste patamar e aumentar as importações nos próximos anos.

Dada a relevância desta matéria-prima e o alinhamento de seu mercado consumidor com a sustentabilidade ambiental, traduzida na busca por produtos de origem vegetal, certificada e que não envolvam a exploração animal em sua cadeia produtiva, buscou-se através do presente trabalho propor um processo produtivo para a produção desses ácidos que atendesse a essas demandas.

O projeto da planta industrial desenvolvida neste trabalho visa a produção de frações de ácidos graxos a partir de diferentes óleos vegetais, de origem nacional e certificada. Espera-se, com o empreendimento, reduzir a dependência nacional de importação desta matéria-prima e oferecer opções mais sustentáveis, ainda que economicamente atrativas, de fácil produção, manuseio e transporte.

Espera-se também contribuir para a produção sustentável de óleos vegetais no país e gerar emprego e renda para produtores, dando vazão para safras com características que inviabilizam a venda das mesmas pelo setor alimentício, por exemplo.

1.1 OBJETIVOS

O presente projeto tem como objetivo analisar a viabilidade econômica da produção de ácidos graxos a partir de óleos vegetais. Busca-se avaliar e determinar a rota tecnológica a ser empregada, assim como o dimensionamento da planta industrial a ser implantada.

Espera-se, com esta implementação, aumentar a oferta de ácidos graxos no mercado interno brasileiro, visto a elevada importação dos produtos em questão, Visa-se empregar matéria prima produzida nacionalmente, de qualidade e certificada, fomentando assim a economia local. Com o projeto, procura-se minimizar o impacto ambiental na produção de ácidos graxos, uma vez que advém de matérias primas vegetais e renováveis.

Tratando-se do impacto gerado pela indústria, no que tange a impostos, serão pagos a nível nacional, estaduais e municipais os seguintes impostos: Imposto sobre Produtos Industrializados (IPI), Contribuição para o Programa de Integração Social (PIS), Contribuição para o Financiamento da Seguridade Social (COFINS), Imposto sobre Importação (II), Imposto sobre Circulação de Mercadorias e Serviços (ICMS), Imposto sobre Serviços (ISS) e também para o Instituto Nacional de Seguridade Social (INSS).

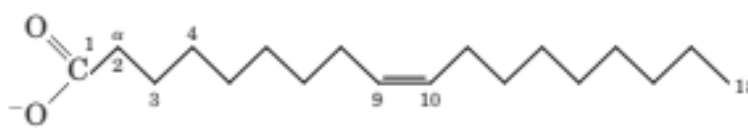
Quanto ao impacto relacionado à geração de empregos, estima-se a geração de aproximadamente 31 empregos diretos. Além disso, o projeto terá impacto indireto na geração de empregos voltados ao transporte, para produtos ou matérias primas, e à compra de óleos vegetais de produtores locais. Por fim, quando analisamos a renda gerada, tem-se valores diversos, de acordo com a função e o nível de escolaridade de cada colaborador, podendo variar de R\$1.300,00 até R\$19.000,00 na indústria química. Serão necessários operários, técnicos, engenheiros, recursos humanos, pessoas responsáveis por atividades administrativas, de gestão, de manutenção e de limpeza.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 ÁCIDOS GRAXOS

Segundo Nelson e Cox (2019), ácidos graxos podem ser definidos como ácidos carboxílicos de cadeia carbônica longa, cujo comprimento pode variar de 4 a 36 átomos de carbono (C4 a C36). No entanto, são encontrados mais comumente na natureza ácidos graxos com cadeias variando de 10 a 24 átomos de carbono (C10 a C24). Na Figura 1 pode ser observada a configuração do ácido oleico, ou ácido cis-9-octadecenoico.

Figura 1 – Estrutura química do ácido oleico.



Fonte: Nelson e Cox (2019).

Além do número de átomos de carbono na cadeia, estes ácidos se diferenciam majoritariamente pela presença de insaturações, e minoritariamente pela presença de ramificações, grupos hidroxila, anéis de três carbonos e isomeria cis-trans. Devido à importância da diferenciação pela saturação da cadeia, criou-se uma nomenclatura simplificada para ácidos graxos não ramificados especificando o comprimento da cadeia e o número de ligações duplas, separados por dois pontos. Sendo assim, o ácido oleico apresentado anteriormente também pode ser listado como 18:1.

O comprimento de cadeia e a presença de insaturações são os grandes responsáveis pelas propriedades físicas dos ácidos graxos, notavelmente influenciando na solubilidade e no ponto de fusão. Ácidos graxos tendem a ser mais insolúveis quanto maior a cadeia carbônica e menor o número de insaturações. Também tendem a ter maior ponto de fusão, quanto maior for o número de insaturações na sua cadeia, uma vez que a presença desse tipo de ligação diminui a flexibilidade de conformação geométrica da molécula. Devido a essas características, os ácidos graxos que possuem entre 12 a 24 carbonos saturados são sólidos à temperatura ambiente, se assemelhando a ceras, enquanto os insaturados são líquidos oleosos. Essa propriedade se confirma ao analisar-se os pontos de fusão de alguns dos ácidos graxos mais comuns contidos na Tabela 1.

Tabela 1 – Pontos de fusão de alguns dos principais ácidos graxos.

Ácido Graxo	Fórmula Química	Símbolo	Ponto de Fusão (°C)
Cáprico	C10H20O2	10:0	31,6
Láurico	C12H24O2	12:0	44,2
Mirístico	C14H28O2	14:0	54,4
Palmítico	C16H32O2	16:0	62,9
Estearico	C18H36O2	18:0	69,6
Oleico	C18H34O2	18:1	16,5
Linoleico	C18H32O2	18:2	5

Fonte: Uiera (2004) *apud*. Reda e Carneiro (2017).

Segundo Ahmad (2017), mais de 1000 tipos de ácidos graxos podem ser encontrados na natureza, sendo os principais componentes de óleos, gorduras e ceras. Devido à sua diversidade estrutural, suas principais aplicações são no setor alimentício e na indústria oleoquímica, nesta servindo como matéria-prima para sabões, detergentes, lubrificantes e cosméticos, dentre outras aplicações específicas.

Os tipos mais comuns de ácidos graxos (C10 a C24) são extraídos em larga escala mais comumente de óleos vegetais e gorduras animais. Após extraídos, eles são utilizados na indústria majoritariamente como misturas, ou frações, de ácidos graxos ao invés de componentes puros, devido, entre outros fatores, à inviabilização econômica de sua separação.

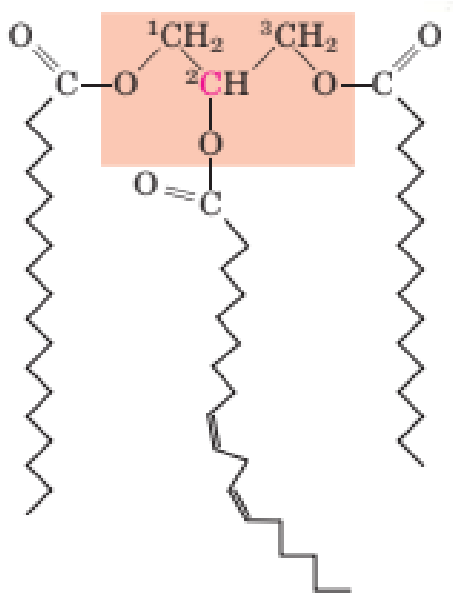
2.2 ÓLEOS E GORDURAS

Óleos vegetais e gorduras animais são as principais fontes naturais de ácidos graxos pois são compostos em sua maior parte por triglicerídeos e ácidos graxos livres. Os triglicerídeos são compostos por três ácidos graxos, cada um em ligação éster com uma molécula de glicerol (NELSON e COX, 2019). Os ácidos graxos se conectam às ramificações do glicerol de forma aleatória, sendo um triglicerídeo definido exatamente pelo tipo de ácido graxo conectado a cada ramificação do glicerol.

Devido à sua predominância na composição, os ácidos graxos e sua conformação nas moléculas de triglicerídeos são principais responsáveis por determinar as propriedades físicas e químicas dos óleos e gorduras.

Na Figura 2 pode ser observada a configuração de um triglicerídeo misto, formado por 3 ácidos graxos distintos: ácido esteárico na ramificação 1, linoleico na 2 e palmítico na 3.

Figura 2 – Configuração de um triglicerídeo misto.



Fonte: Nelson e Cox (2019), adaptado.

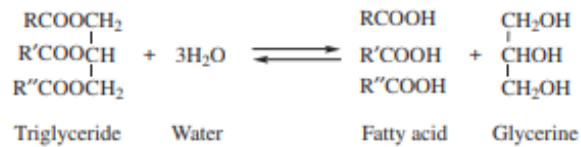
Em todos os óleos e gorduras há também pequenas quantidades de componentes não glicerídeos, em quantidades que podem ser de até 5% em óleos brutos e 2% em óleos refinados. Alguns exemplos de grupos não glicerídeos são fosfatídeos, esteróis, tocoferóis (vitamina E), ceras, hidrocarbonetos insolúveis (esqualeno), carotenóides, clorofila, lactonas e metilcetonas (GAUTO e ROSA, 2011).

Segundo Ahmad (2017) são nove os tipos de óleos envolvidos em grande escala na produção de ácidos graxos: soja, girassol, palma, palmiste, algodão, amendoim, oliva, canola e côco. Estima-se que 97% de toda a produção de ácidos graxos deriva destes óleos de origem vegetal. Além destes, também são extraídos ácidos graxos de gordura animal (bovinos, suínos e caprinos) e de óleos de peixes.

2.3 HIDRÓLISE

O processo de extração dos ácidos graxos de óleos e gorduras, nas quais se encontram em sua maioria como triglicerídeos, é conhecido como hidrólise. A reação química de hidrólise de um triglicerídeo pode ser observada na Figura 3.

Figura 3 – Reação de hidrólise de um triglicerídeo.



Fonte: Cervajio (2003).

A hidrólise dos triglicerídeos é, essencialmente, uma reação que se desenvolve em etapas, com formação sequencial de diglicerídeo, monoglicerídeo e por fim glicerol (glicerina). Além disso, é uma reação reversível, sendo o produto final uma mistura de tri, di e monoglicerídeos, glicerol, ácidos graxos livres e água. A reação ocorre na interface água-óleo, fator limitante para a velocidade da reação, que pode ser aumentada através da elevação de temperatura e presença de catalisadores, como óxidos metálicos, que contribuem para a formação de emulsões (CERVAJIO, 2003).

3. A EMPRESA

O empreendimento a ser implementado terá por objetivo principal a produção de ácidos graxos obtidos a partir do processamento de óleos vegetais. A razão social da empresa será ACIBIO, que deverá ser balizada em preceitos ambientais e sociais.

Os ácidos graxos produzidos buscarão atender preferencialmente o setor de higiene e beleza, setores que mais utilizam esse tipo de matéria prima no desenvolvimento de seus produtos.

A empresa foi projetada para processar 7.300 toneladas de óleo vegetal por ano, de forma a produzir aproximadamente 5.920 toneladas de ácidos graxos dependendo do óleo utilizado. A empresa foi dimensionada de forma a operar 90% dos dias do ano, considerando eventuais paradas para manutenção, alterações nos processos, substituição de equipamentos e adaptações nas etapas para aplicação de outras matérias primas, ou seja, 320 dias por ano e 24 horas por dia.

3.1 MATÉRIAS-PRIMAS

As principais matérias-primas do empreendimento são aquelas diretamente envolvidas no processo de hidrólise. Sendo assim, água, óleo e catalisador.

Considerando-se o mercado consumidor desejado pela empresa, optou-se por trabalhar apenas com os óleos de origem vegetal, que serão processados na empresa em regime semi-contínuo.

Considerando a proposta do empreendimento e a logística de transporte e comercialização, o empreendimento trabalhará, prioritariamente, com óleos vegetais de origem nacional e cujos ácidos graxos sejam adequados para compor a formulação de produtos de higiene e beleza. No Quadro 1 encontram-se alguns tipos de óleos que atendem a essas características e sua composição aproximada em ácidos graxos.

Quadro 1 - Composição aproximada de ácidos graxos em alguns óleos vegetais.

Óleos vegetais	Principais ácidos graxos
Palma	Láurico(0,4%), Mirístico(0,5-2%), Palmítico (40,6-48,6%), Esteárico(3,5-6,5%), Oleico(36-44%), Linoleico(6,5-12%)
Algodão	Linoleico(46,7%-58,2%) ; Palmítico(21,4%-26,4%); Oleico (14,7%- 21,7%) e esteárico (2,1%-3,3%)
Soja	Linolênico(5,5% - 9,5%); Palmítico (9,7 % - 13,3%); Oleico (17,7% - 28,5%); Esteárico (3,0% - 5,4%); Linoleico(49,8% - 57,1%)
Canola	Linolênico(17,4%); Palmítico (3,3% - 6,0%); Oleico (52,0% - 67,0%); Esteárico (1,1 % - 2,5%); Linoleico(16,0% - 25,0%)
Coco	Capróico (0,2%-0,8%), Caprílico (6,0%-10,0%), Cáprico(6,0%-10,0%), Láurico(46,0%-50,0%), Palmítico(8,0%-10,0%), Mirístico(17,0%-19,0%), Esteárico(2,0%-3,0%), Oleico (5,0%-7,0%), Linoleico(1,0%-1,25%)
Arroz	Mirístico(0,4-1%), Palmítico(12,2%-18,4%), Esteárico (1,0% - 3,0%), Oléico (40,0%-50,0%), Linoleico (29,0%-42,0%)
Palmiste	Capróico (0%-1,0%), Caprílico (3,0%-5,0%), Cáprico(3,0%-5,0%), Láurico(44,0%-51,0%), Palmítico(7,0%-10,0%), Mirístico(15,0%-17,0%), Esteárico(2,0%-3,0%), Oléico (12,0%-19,0%), Linoleico(1,0%-1,25%)

Fonte: Lourenço (2017).

Os dimensionamentos realizados no desenvolvimento do projeto foram baseados na utilização de óleo de palma como matéria-prima. No entanto, para fins de descrição do empreendimento e modelo de negócio, a ACIBIO permanece sendo definida como uma planta multióleos.

3.1.1 Óleo de Palma

Segundo Silva (2007), o óleo de palma, também conhecido, para fins culinários, como azeite de dendê, é o óleo extraído a partir do mesocarpo do fruto da palmeira *Elaeis guineenses*. Do mesmo fruto, só que a partir da semente, também pode ser extraído o óleo de palmiste. Esses óleos possuem propriedades e composição distintas, sendo o óleo de palmiste rico em ácido láurico e mirístico e o óleo de palma em ácido palmítico e oleico.

A extração do óleo de palma, segundo relatório elaborado pela Organização das Nações Unidas para a Alimentação e a Agricultura em 2002, engloba o recebimento dos frutos dos

produtores, debulha (separação do fruto dos cachos da planta), digestão (aquecimento e leve amassamento do fruto visando liberar o óleo através do rompimento das células que os armazenam), prensagem e refino.

Após a prensagem, é obtido o que se conhece como óleo de palma bruto ou óleo de palma vermelho. O processo de refino que se segue é conduzido para adequar o óleo ao consumo humano e envolve uma série de etapas que visam extrair produtos de hidrólise e oxidação e remover cores e sabores indesejados no óleo. Devido a esse processo, o óleo refinado também possui maior valor agregado e é encaminhado geralmente para a indústria alimentícia.

Para aplicações industriais, e especialmente para a produção de ácidos graxos, o óleo de palma bruto é o mais indicado. O óleo de palma bruto é constituído principalmente por triglicerídeos, diglicerídeos, ácidos graxos livres e componentes menores como os carotenoides, tocoferóis, esteróis, álcoois, etc.(SILVA, 2007). As composições aproximadas do óleo de palma geral e em termos de ácidos graxos podem ser observadas na Tabela 2 e na Tabela 3, respectivamente.

Tabela 2 – Composição do óleo de palma bruto.

Constituintes maiores	>99%
Triglicerídeos	87-92
Diglicerídeos	3-8
Ácidos graxos livres	1-5
Monoglicerídeos	0,05
Constituintes menores	<1%
(em ordem decrescente de composição)	
Glicolípídeos, tocoferóis, carotenoides, álcoois triterpénicos, esteróis, 4-metilesteróis e fosfolípídeos	

Fonte: SILVA (2017), adaptado.

Tabela 3 – Composição de ácidos graxos do óleo de palma bruto.

Ácido graxo	Composição (%)
Láurico (C12:0)	0,1 – 1,0
Mirístico (C14:0)	0,9 – 1,5
Palmítico (C16:0)	41,8 – 46,8
Palmitoleico (C16:1)	0,1 – 0,3
Estearico (C18:0)	4,5 – 5,1
Oleico (C18:1)	37,3 – 40,8
Linoleico (C18:2)	9,1 – 11,0
Linolênico (C18:3)	0,4 – 0,6
Araquídico (C20:0)	0,2 – 0,7

Fonte: SILVA (2017).

3.1.1.1 Mercado do óleo de palma

Atualmente, segundo Ritchie e Roser (2021), 68% de todo o óleo de palma produzido no mundo é encaminhado para o setor alimentício, como produto ou matéria-prima para diversos produtos industrializados; 27% é encaminhado para aplicações industriais, em especial na indústria de cosméticos e higiene e beleza; e 5% é utilizado como matéria-prima para o setor de bioenergia.

Em termos de produção, diversos países plantam e produzem óleo de palma, como o Brasil, mas o mercado global é atualmente dominado por dois países: Malásia e Indonésia. Em 2018, o mundo produziu 72 milhões de toneladas de óleo da palma, das quais 41 milhões (57%) são provenientes da Indonésia e 20 milhões (27%) da Malásia. Ou seja, ambos os países detêm 84% de toda a produção mundial de óleo de palma. Devido a isso, também são os maiores exportadores de óleo de palma do mundo, praticamente monopolizando o mercado.

Recentemente foram publicados estudos, como as publicações *The Impacts of Oil Palm on Recent Deforestation and Biodiversity Loss* (VIJAY, 2016) e *A review of the ecosystem functions in oil palm plantations, using forests as a reference system* (DISLICH, 2016), correlacionando o impacto da produção de palma em larga escala e o desmatamento de florestas

nativas nestes dois países, resultando em perdas irreparáveis à biodiversidade do planeta. Tais estudos geraram campanhas como a organizada pela ONG Greenpeace cujo vídeo animado se tornou viral na internet e desencadeou movimentos contra o consumo do óleo de palma ao redor do mundo, como noticiado pelo artigo *How Greenpeace's campaign helped make palm oil as toxic as plastic* publicado em 2020 pela revista Marketing Week, afetando a percepção do público consumidor desse óleo, que agora busca alternativas para sua substituição ou certificação de origem sustentável do produto.

Em um panorama global, esta situação se traduz em uma oportunidade para que outros países possam investir no plantio de palma e se desvinculem da dependência desses dois países para a obtenção do óleo. Além disso, mais recentemente, problemas na produção e a proibição da exportação do óleo de palma pela Indonésia, como noticiado pelo portal da revista ISTO É Dinheiro em abril de 2022, têm levado ainda mais à constatação do problema do monopólio da produção e à aceleração de iniciativas para a produção do óleo de palma em outras localidades.

A cultura da palma de óleo é adaptada a condições climáticas típicas de regiões tropicais úmidas. A temperatura, principalmente a média de mínimas, é o fator limitante para cultivo da palma de óleo. Nesse contexto, a Amazônia brasileira apresenta-se como a área mais importante para o cultivo de óleo de palma no Brasil, tendo o Estado do Pará situação privilegiada, seja pelos resultados dos plantios em produção ou pela ampla disponibilidade de área já antropizada e, portanto, apta ao cultivo da palma (MAPA, 2018).

A partir do decreto nº 7.172 de 07 de maio de 2010, que instituiu o Programa Nacional de Produção Sustentável do Óleo de Palma, passou-se a investir no aumento da produção de palma na região norte, seguindo rígidos critérios ambientais para preservar a biodiversidade do país. Por exemplo, o plantio deveria respeitar o Zoneamento Agroecológico, que mapeou e destinou para a produção de palma terras com solo e clima adequados e que já se encontravam desmatadas ou antropizadas.

Através desse incentivo, a cultura passou por um ciclo de expansão, a área cultivada de pouco mais de 103 mil ha em 2009 foi ampliada para 226 mil ha em 2016, sendo o estado do Pará o principal produtor de palma de óleo (MAPA, 2018).

Segundo artigo publicado no Canal Agro Estadão, a sustentabilidade é um diferencial do óleo de palma produzido no Brasil frente àquele exportado pelos maiores produtores, que não exigem essa certificação. A produção de óleo de palma também pode ajudar no sequestro

de carbono, auxiliando na mitigação dos problemas relacionados aos gases de efeito estufa, causadores do aquecimento global. Essa é uma grande oportunidade para o Brasil, uma vez que o comércio de carbono movimentou US\$ 214 bilhões no mundo em 2019.

Em termos de competição por essa matéria-prima, o setor alimentício se destaca. A maior parte do óleo de palma produzido no Brasil se torna azeite de dendê devido ao aspecto cultural culinário da produção deste azeite no país e do cultivo da palma por pequenos produtores das regiões Norte e Nordeste, e também devido à produção em larga escala de óleo de palma estar ainda em fases iniciais de desenvolvimento no país, tornando mais viável o seu encaminhamento para um produto de maior valor agregado, como é o caso do azeite de dendê.

Apesar disso, como apontam Reis, Lima e Perez (2017), essa situação também implica na inviabilidade da utilização deste óleo para a produção de biodiesel, outro setor que poderia competir por esta matéria-prima. O contexto atual é ideal para o encaminhamento deste óleo para o setor oleoquímico, uma vez que a produção está aumentando para além da demanda do setor alimentício e o setor de biocombustíveis tende a permanecer afastado por um tempo considerável devido ao preço pouco competitivo no cenário nacional, principalmente se formos comparar com outros óleos produzidos em larga escala no país como o óleo de soja.

3.1.2 Catalisador

Como comentado anteriormente, substâncias que contribuem para a formação de emulsões e para a melhor integração entre as fases aquosa e orgânica dos reagentes da hidrólise, como óxidos metálicos, são utilizadas amplamente como catalisadores para a reação (CERVAJIO, 2003).

Nesse cenário, observou-se no estudo de Soares e Crisóstomo (2019) o destaque da Alumina BASF G-250 (λ - Al_2O_3) para obter altas taxas de conversão, próximas a 90%, para um relativamente curto tempo de reação, inferior a 2h.

A alumina age como catalisador principalmente devido à coexistência de diferentes sítios ácidos, os quais são denominados sítios de Bronsted e sítios de Lewis, além de possuir boa resistência mecânica e alta estabilidade térmica, formando uma barreira de difusão que evita a formação de aglomerados de partículas de menor atividade catalítica.

A alumina BASF G-250 especificamente também possui elevado grau de pureza e excelentes propriedades, como reatividade e excelente formação de ligação, e após tratamento

térmico, pode aumentar sua porosidade e elevar sua área superficial, contribuindo ainda mais para a catálise. (SOARES, CRISÓSTOMO, 2019).

Segundo o estudo, a utilização de catalisadores bimetálicos de níquel-estanho suportados em alumina também pode, envolvendo um processo de ativação do catalisador mais complexo, promover o processo de hidrólise-hidrogenação simultânea, alterando a composição final da mistura pelo aumento da produção de ácidos graxos saturados através do processo de hidrogenação.

Devido à complexidade do processo de ativação dos catalisadores bimetálicos e à baixa significância dos resultados para o empreendimento proposto, optou-se por utilizar somente a gama-alumina como catalisador. No entanto, pode-se tornar uma alternativa viável para implementação futura caso o mercado de ácidos graxos saturados valorize e apresente vantagens comerciais significativas para o empreendimento.

Conforme o estudo, a alumina também se trata de um catalisador heterogêneo que pode ser recuperado ao final do processo e realimentado no processo. Ao longo do tempo, conforme suas propriedades catalíticas inevitavelmente diminuem, entre outros fatores, devido à inativação dos sítios catalíticos da molécula, prevê-se o envio do catalisador para descarte e substituição gradual do mesmo no processo.

A determinação da taxa de decaimento do potencial catalítico deverá ser medida através de testes práticos nas circunstâncias do empreendimento em questão. Com esse dado em mãos, o tempo de troca do catalisador e a quantidade total de catalisador consumida pela planta poderá ser estimada com precisão.

3.2 PRODUTOS

Os ácidos graxos produzidos e fracionados pela planta industrial serão comercializados como uma série de misturas de ácidos graxos com composição e aplicações específicas e serão os principais produtos comercializados pela ACIBIO. Além das frações, a glicerina produzida na hidrólise será purificada, por processo de destilação, até atingir o grau cosmético/alimentício (99,5% de pureza) e se torna um subproduto comercializável.

3.2.1 Frações de ácidos graxos

Considerando o óleo de palma como matéria-prima, serão extraídas e comercializadas 2 frações de ácidos graxos: ACID001 e ACID002. Sua nomenclatura e composição se encontram resumidamente descritas na Tabela 4.

Tabela 4 – Descrição técnica dos principais produtos.

Nome comercial	Fração principal	Composição
ACID001	Ácido Esteárico	Ácido Esteárico (95,4%); Ácido Palmitoleico (3,2%); Ácido Linoleico (1%); Ácidos Oleico, Palmítico, Linolenico e Araquidico (0,7%).
ACID002	Ácido Palmítico / Ácido Oleico	Ácido Palmítico (47,2%); Ácido Oleico (44,3%); Ácido Linoleico (6,3%); Ácido Láurico, Mirístico, Esteárico, Linolenico, Araquidico (2,2%); Triglicerídeos (0,03%).

Fonte: Autores (2021).

Devido à especificidade dos produtos e à falta de referenciais exatos, suas propriedades físico-químicas e a composição precisa de cada um só poderão ser definidos após testes laboratoriais e de qualidade.

No entanto, de posse da composição aproximada dos produtos e das características individuais de cada ácido graxo, podem ser propostas aplicações para as frações, que é o assunto dos próximos tópicos.

3.2.1.1 ACID001 – Ácido Esteárico 95,4%

O ACID001 é uma fração rica em ácido esteárico, atingindo 95,4% de pureza do componente na mistura. É então indicada para aplicações que requeiram precisão na composição e na qual a alta concentração de outros tipos de ácidos graxos seja indesejável.

De maneira geral, para utilização cosmética, o Ácido Esteárico apresenta vasta aplicação em produtos que necessitem de textura, pois atua majoritariamente como agente espessante, além de contribuir para restaurar as propriedades protetoras da pele (BARROS, 2021). Sendo assim, é indicado para formulações de loções, cremes e cosméticos sólidos ou em barra, ocasionando maior espessamento de acordo com a sua taxa de composição na mistura, que varia geralmente de 5% a 25%.

Segundo artigo publicado pela Bell Chem, indústria fornecedora de ingredientes alimentícios, em 2020, o ácido esteárico pode ser de dupla ou tripla pressão dependendo de algumas características físicas do produto e de sua pureza. O ácido esteárico tripla pressão tem características mais desejáveis e alto teor de pureza, sendo indicado para aplicações mais nobres. Devido à alta concentração de ácido esteárico na mistura e à baixa presença de componentes não orgânicos no produto, pode-se preliminarmente definir, a se confirmar com testes de qualidade, o ACID001 como uma estearina de tripla pressão e destiná-la a aplicações na indústria de cosméticos, higiene e beleza, alimentícia, farmacêutica e também na indústria de plásticos e borrachas.

Além disso, devido à sua origem vegetal, o ACID001 é altamente requisitado para manufatura de produtos com restrição a componentes de origem animal. Visto que a maior parte da estearina encontrada no mercado é de origem animal, a estearina de palma conta com uma vantagem comercial na indústria cosmética ainda a ser bastante explorada devido às tendências atuais de mercado por produtos veganos e cruelty-free.

3.2.1.2 ACID002 – Fração Palmítico e Oleico

O produto ACID002 possuirá alta concentração de ácido palmítico, com uma concentração ligeiramente menor de ácido oleico na composição.

Segundo Barros (2021), o ácido palmítico em formulações cosméticas atua principalmente como agente de consistência, enquanto o ácido oleico restaura a função de barreira e mantém a pele hidratada. Sendo assim, ambos atuam em sinergia nas formulações que necessitam de certa consistência e hidratação, como cremes e loções.

Segundo MacLeman para o portal The Derm Review (2021), além de sua aplicação direta, o ácido palmítico também é muito utilizado em produtos para cuidados com a pele na forma de sal alcalino, geralmente palmitato de sódio. Nesse cenário, o palmitato de sódio adquire função de emulsificador e surfactante e pode ser usado em uma gama muito grande de produtos de limpeza para a pele, cabelos e sabonetes.

O produto também conta em sua formulação com 6,3% de ácido linoleico. Segundo artigo publicado pelo portal The Derm Review no ano de 2018, o ácido linoleico atua primariamente em cosméticos como emoliente e agente de consistência. No entanto, estudos recentes demonstraram a efetividade do ácido linoleico como anti-inflamatório, redutor de acne, clareador e retentor da umidade natural da pele quando aplicado topicamente.

O ACID002 se caracteriza então como uma alternativa mais acessível ao ACID001 para aplicações que não necessitem de elevado espessamento, sendo um ingrediente majoritariamente hidratante, com propriedades emolientes e ligeira capacidade espessante. Sendo assim, é indicado para produtos que exijam pouca consistência, alta hidratação e possam se utilizar dos efeitos secundários do ácido linoleico na composição. Exemplos de aplicações seriam em loções, xampus e sabonetes líquidos, e também em aplicações que necessitem de um surfactante e emulsificante, nesse caso, o palmitato de sódio, que pode ser obtido de forma simples através de reação com hidróxido de sódio.

Por fim, o ACID002 se classifica como um produto totalmente vegano, de origem sustentável e verificada. Estas duas últimas características sendo requisitadas recentemente devido aos impactos ambientais causados pela extração do óleo de palma, ingrediente principal para a produção do ácido palmítico.

3.2.2 Glicerina

Segundo Beatriz, Araújo e Lima (2011) em artigo publicado na revista Química Nova, a glicerina é o nome comercial dado ao glicerol, um tri-álcool com 3 carbonos de nomenclatura química 1,2,3-propanotriol, segundo a IUPAC, um líquido incolor, com gosto adocicado, sem cheiro e muito viscoso, derivado de fontes naturais ou petroquímica.

O glicerol é comumente produzido como subproduto em indústrias de formação de sabão, ácidos graxos e biodiesel, sendo este último destaque devido à alta capacidade de produção.

Segundo Marchiore, Cavalcanti e Silva (2016), pode-se afirmar que existem quatro tipos de glicerina que podem ser obtidas a partir de diferentes processos:

- a) Glicerina Bruta: Pode ser composta por glicerol em praticamente qualquer composição e contém relevante quantidade de água e impurezas do processo que a originou, como catalisadores, etanol, ácidos graxos e sabões);
- b) Glicerina Loira: Possui de 75 a 85% de glicerol. O restante é composto de sais, água e traços de etanol. Em geral é obtida a partir da glicerina bruta após tratamento ácido, muito necessário na glicerina oriunda da produção do biodiesel, seguido de remoção dos ácidos graxos;

- c) Glicerina Bidestilada (Grau Farmacêutico e Cosmético): Possui teor de glicerol mínimo de 99,5%. Em geral é obtida a partir da glicerina loira submetida a destilação à vácuo e tratamento com absorventes;
- d) Glicerina Grau Alimentício: Possui teor de glicerol mínimo de 99,5% assim como a Glicerina de Grau Farmacêutico, no entanto, deve ser completamente isenta de etanol. Sendo assim, é primariamente obtida em processos de hidrólise de óleos e gorduras, onde o uso e produção de etanol não estão previstos.

Dependendo do grau de pureza, a diferença no preço do produto é significativa. A cotação da glicerina bruta, em 2008, estava em torno de R\$ 105,00/t, a bidestilada (96%) era de R\$ 2.100,00/t, enquanto que a glicerina farmacêutica (>99,5%) era comercializada por R\$ 2.500,00/t (BEATRIZ, ARAÚJO E LIMA, 2018).

A ACIBIO será responsável pela produção de aproximadamente 331 ton/ano de Glicerina Bidestilada de Grau Farmacêutico, Cosmético e Alimentício através da destilação da glicerina oriunda do processo de hidrólise dos ácidos graxos. Esta glicerina será comercializada como GLIC001 e a sua composição preliminar pode ser observada no Quadro 2 a seguir.

Quadro 2 – Composição do GLIC001.

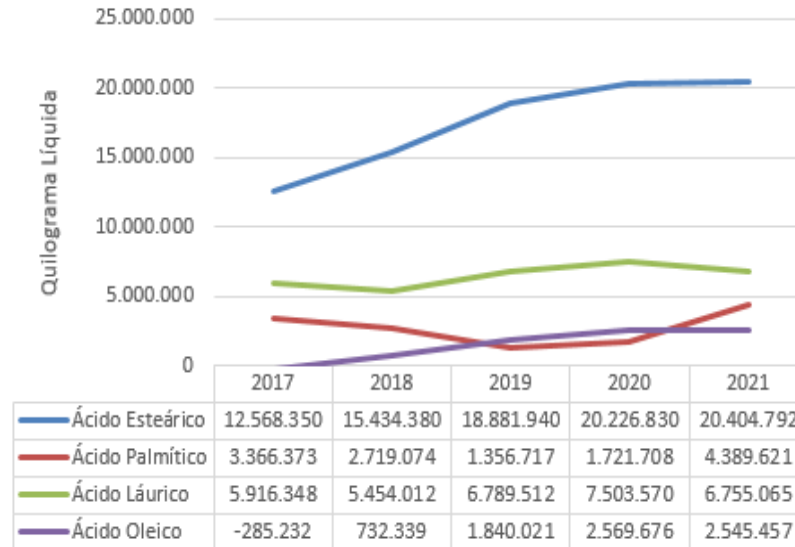
Nome Comercial	Fração Principal	Composição
GLIC001	Glicerol	Glicerol (99,75%), Água (0,25%).

Fonte: Autores (2022).

3.2.3 O mercado brasileiro de ácidos graxos

O Brasil atualmente se encontra como um grande importador de ácidos graxos, com tendências a continuar neste patamar. Segundo dados extraídos do Ministério da Economia em abril de 2022, pode-se analisar o déficit na importação dos principais ácidos graxos extraídos do óleo de palma nos últimos cinco anos. Os dados estão representados através do gráfico contido na Figura 4.

Figura 4 – Dados de importação dos principais ácidos graxos (Ministério da Economia, 2022).



Fonte: Autores (2022)

Analisando o gráfico, observa-se um déficit constante ou crescente na importação desses ácidos nos últimos anos, com destaque para o ácido esteárico que atingiu o pico de 20.404 toneladas líquidas de déficit em 2021.

Segundo os dados extraídos, também pode-se analisar a origem dos ácidos graxos importados. O Brasil importa o ácido esteárico principalmente da Argentina e da Malásia, em torno de 9 mil toneladas e 6,3 mil toneladas no ano de 2021, respectivamente. Além deste, o ácido láurico e o ácido palmítico, que também são majoritariamente importados pelo nosso país, advêm principalmente da Malásia e Indonésia, com média de 2 mil toneladas importadas de cada país no ano de 2021. Por fim, o ácido oleico também é importado anualmente em torno de 1,5 mil toneladas da Argentina e da Malásia.

3.2.3.1 Principais concorrentes do empreendimento

O Brasil conta com duas empresas principais produtoras de ácidos-graxos que competirão em escala com o empreendimento proposto no presente projeto.

A Oxiteno e Miracema-Nuodex são as principais empresas produtoras de ácidos graxos e co-produtos em toda a América Latina e outros países e, portanto, nossos principais concorrentes no mercado interno. O Brasil conta ainda com indústrias menores de produção de

ácidos graxos sob demanda e com variabilidade de matéria prima, no entanto, devido ao baixo volume de produção, não apresentam competitividade com o empreendimento proposto.

Como vantagem competitiva cita-se que, até o presente, segundo Fairbanks (2014), a Oxiteno possui a única planta industrial fracionadora de óleos vegetais de grande porte da América Latina. Além disso, trata-se de um competidor a nível global, presente em diversos países e já há algumas décadas no mercado brasileiro. Seu destaque no mercado se deve, no entanto, à produção de óxido de eteno e seus derivados. Sendo assim, a maior parte dos ácidos graxos produzidos pela empresa é destinada à utilização própria (principalmente para a produção de álcoois graxos etoxilados, tensoativos de aplicação diversa), limitando o seu volume comercializado. A principal matéria-prima da Oxiteno é o eteno e as demais matérias-primas são o óleo de palmiste, C4, álcool butílico, amina graxa primária e fenol (Ultrapar, 2013).

Já a Miracema-Nuodex, segundo Pachione (2020), é uma indústria química que atua no mercado desde 1954, desenvolvendo e produzindo grande variedade de matérias-primas, aditivos, componentes e catalisadores para indústrias de transformação das mais variadas áreas e setores. A empresa possui instalações com capacidade de mil toneladas ao mês de ácidos graxos, com índice de ocupação média entre 45% e 50%, sendo que cerca de 80% da produção atual se destina ao consumo próprio.

Ambas as empresas utilizam prioritariamente o óleo de palmiste importado e o óleo de coco de babaçu (também são oferecidos ácidos graxos obtidos a partir do arroz, algodão, babaçu e mamona) para a produção dos ácidos graxos. Dessa forma, um dos principais diferenciais do empreendimento proposto está na matéria prima, pois a unidade industrial terá capacidade de processar uma gama maior de óleos, incluindo o óleo de palma, de coco e demais óleos de menor valor agregado e também prezará pela utilização de matérias-primas nacionais e certificadas.

No entanto, analisando a presença de ambas as empresas no cenário nacional aliada ao aumento crescente de importações de ácidos graxos, pode-se observar que a maior concorrência para o futuro empreendimento não se encontra em território nacional.

Analisando o volume importado, os principais concorrentes do empreendimento no mercado internacional são Malásia, Argentina e Indonésia. O destaque para a Malásia e a Indonésia se deve principalmente a sua extensa produção de palma e de seus óleos derivados,

juntas correspondendo a mais de 85% da produção mundial de óleo de palma. No entanto, a produção e exportação nesses países vêm diminuindo devido a questões ambientais, de saúde e de trabalho infantil, como já abordado anteriormente, fazendo com que outros países tenham a oportunidade de investir no cultivo e ampliação da sua produção de palma, como é o caso do Brasil, e aumentem a sua participação no mercado mundial. O destaque para a Argentina se deve principalmente a sua alta produção de oleaginosas e de sebo bovino, principal matéria prima para a produção de ácido esteárico.

A maior competição com o mercado externo será decorrente da maior disponibilidade de matéria-prima para a produção dos ácidos graxos em outros países, o que torna seus preços mais competitivos e limita o crescimento de indústrias oleoquímicas no país. Pensando nesses pontos, no empreendimento proposto adotou-se uma série de estratégias para manter a competitividade no mercado, como o processo dimensionado possuir flexibilidade no processamento de matéria-prima, o compromisso com a qualidade dos produtos e com a sustentabilidade ambiental, além de uma localização estratégica, próxima a produtores e consumidores. Mais sobre a estratégia de mercado será apresentado posteriormente.

3.2.4 Descrição do mercado consumidor

Como mencionado anteriormente, os ácidos graxos possuem aplicações diversas em vários setores da economia e em setores industriais. Analisando o atual mercado e suas tendências, e considerando também as especificidades e o preço de venda aplicável aos ácidos graxos encaminhados a diferentes setores, optou-se por direcionar a produção para a indústria de cosméticos e higiene e beleza.

Segundo Cervajio (2003), ácidos graxos de alta pureza ou frações específicas extraídas de óleos vegetais de aplicação cosmética encontram preços de venda maiores no mercado de cosméticos e higiene e beleza.

Além disso, segundo a Associação Brasileira da Indústria de Higiene Pessoal, Perfumaria e Cosméticos (Ahbipec), o Brasil é o quarto maior mercado de produtos de beleza e cuidados pessoais do mundo, sendo 47,8% deste mercado dominado por cinco principais empresas: Natura & Co. (11,9%), Grupo Boticário (11,6%), Unilever (11,4%), L'Oreal (6,5%) e Colgate-Palmolive Co. (6,4%). Sendo os ácidos graxos produzidos pelo óleo de palma majoritariamente com características espessantes ou atuando como agentes de consistência e hidratação, indica-se seu uso majoritariamente em formulações de linhas para sabonetes,

cremes e loções tanto faciais quanto corporais. Dito isso, foram mapeadas as fábricas destas respectivas linhas de produtos de cada empresa das cinco consideradas, analisando informações de seus sites oficiais.

A Natura conta com 3 unidades fabris no Brasil na cidade de Cajamar (SP) que concentra a produção de todas as linhas de produtos de cosméticos e higiene e beleza da empresa, além da linha de sabonetes que é fabricada no Ecoparque em Belém do Pará. O Grupo Boticário possui duas fábricas, uma em São José dos Pinhais (PR) e outra, maior, em Camaçari (BA) para a produção de cosméticos e perfumes com capacidade de produção de 150 milhões de produtos por ano. A Unilever concentra a sua produção de xampus, condicionadores, sabonetes líquidos e hidratantes nas fábricas de Vinhedo (SP) e Ipojuca (PE) e a Colgate-Palmolive na fábrica de Jaguaré (SP). A L’Oreal concentra toda a sua produção na fábrica de Vila Jaguaré (SP), exceto a linha de produtos Niely, localizada em Nova Iguaçu (RJ).

Estudos realizados pela Euromonitor International e divulgados pela Forbes Brasil apontam como principais tendências globais na área de beleza e cuidados pessoais o engajamento digital, posicionamentos éticos e atributos orgânicos e naturais. As grandes marcas estão buscando incorporar essas tendências em seus produtos recentemente para poder assegurar sua fatia de mercado frente a pequenas e médias empresas que avançam significativamente no mercado se destacando nesses fatores, sendo clientes ideais para a venda de matérias-primas com estas características. A procura por ingredientes de origem vegetal e sustentável está em alta demanda pelas empresas para atender a nova onda de consumidores conscientes que estão dispostos a pagar mais caro por um produto alinhado com princípios éticos e ecológicos.

Ademais, devido a diversidade de aplicação dos ácidos e dependendo da demanda do mercado, a produção da nova planta poderá ser encaminhada, a um preço menor, para outros setores da indústria e também pode ser encaminhada para indústrias de beneficiamento e oleoquímicas que façam a transformação do produto em outras matérias-primas de maior valor agregado, como os álcoois graxos.

3.2.5 Definição do Preço de Venda

Os produtos obtidos através da hidrólise de óleos vegetais podem ser bastante diversos, em especial se considerada a variação na composição de ácidos graxos, qualidade do óleo e características físico-químicas como ponto de fusão e ebulição dos componentes.

Em geral, devido à dificuldade na separação dos ácidos graxos, estes ácidos são agrupados como frações. No entanto, quais frações serão obtidas e qual a sua composição é altamente variável de acordo não só com as características da matéria-prima, mas também do processo de hidrólise e fracionamento empregado. Devido a isso, não é possível encontrar uma referência exata para a precificação dos produtos a serem produzidos no novo empreendimento, visto que as frações obtidas serão únicas devido às especificidades do seu processo.

Sendo assim, idealizou-se uma base de cálculo para a precificação dos produtos baseada no valor de cada ácido graxo componente da mistura e vendido de forma individual no mercado. Os valores dos ácidos graxos e da glicerina foram obtidos através de pesquisa no site do Ministério da Economia para importações no período de 2019 a 2022 e se encontram na Tabela 5 a seguir, com o percentual de impostos de importação já calculados através do Simulador do Tratamento Tributário e Administrativo das Importações do site da Receita Federal. Para os cálculos considerou-se a taxa de câmbio do dólar na data de 12/07/2022: R\$ 5,3477. Além disso, na Tabela 5 também é descrito o valor do óleo de palma, principal matéria-prima para a produção, exportado no mesmo período e com a mesma taxa de câmbio.

Tabela 5 – Valor de componentes de produtos e matérias-primas.

Componente	Valor (R\$/kg)
Ácido Esteárico	7,17
Ácido Oleico	8,84
Ácido Palmítico	7,59
Ácido Linoleico	14,16
Ácido Láurico	7,17
Ácido Mirístico	10,76
Ácido Linolênico	14,16
Ácido Araquídico	-
Glicerol	9,92
Óleo de Palma	4,53

Fonte: Autores (2022), Ministério da Economia (2022).

Os preços dos produtos calculados através deste método estão então apresentados na Tabela 6.

Tabela 6 – Valor de mercado dos produtos comercializados pela ACIBIO.

Produto	Valor (R\$/kg)
ACID001	7,17
ACID002	8,62
GLIC001	9,92

Fonte: Autores (2022).

A partir do preço de venda, pode-se inferir previamente a viabilidade do empreendimento, subtraindo-se do preço de venda dos produtos, o preço das matérias-primas.

Para o cálculo, considerou-se o consumo de 7.229.664,0 kg de óleo de palma por ano. Seguindo o balanço de massa para o projeto, a partir desse consumo, espera-se a produção de 319.411,2 kg de ACID001, 5.599.232,0 kg de ACID002 e 330.886,4 kg de GLIC001.

Na Tabela 7 pode-se observar o balanço financeiro preliminar, demonstrando a viabilidade econômica do empreendimento.

Tabela 7 – Balanço financeiro preliminar.

Movimentações	Valor (R\$)
Custos com matéria-prima (R\$/ano)	32.753.078,74
Receita bruta (R\$/ano)	53.422.760,06
Lucro bruto (R\$/ano)	20.669.681,32

Fonte: Autores (2022).

Posteriormente será realizada uma análise mais detalhada da viabilidade econômica do empreendimento proposto, considerando-se, dentre outros fatores, os custos de implementação e manutenção da unidade.

3.3 TAMANHO DA UNIDADE INDUSTRIAL

Analisando-se a conjuntura tanto do mercado consumidor quanto do mercado da matéria-prima no país, foi definido que o foco da implementação da planta está em diminuir a dependência do exterior para o fornecimento dos ácidos graxos utilizados no país, garantindo a

qualidade e a sustentabilidade do produto, bem como impulsionando a indústria oleoquímica no país e a produção de palma.

De acordo com os dados de importação de ácidos graxos para o Brasil em 2021 apresentados na Figura 4 do tópico 3.2.3, pode-se observar uma demanda superior a 30.000.000,00 kg, somando todos os ácidos importados da palma e suas diferentes purezas e características de comercialização. Além disso, o co-produto do processo produtivo de ácidos graxos é o glicerol, que somente no ano de 2020 teve uma demanda de importação superior a 3.000.000 kg no país.

Um das estratégias do projeto em questão é atuar em forma de campanhas, utilizando diferentes matérias primas disponíveis no mercado e, conseqüentemente, obtendo configurações diferentes de produtos, ao final da linha de produção. No entanto, para o dimensionamento do projeto será utilizado o óleo de palma como matéria prima. Assim, o volume anual de produção será com base nos produtos gerados por esta matéria prima.

A partir da composição do óleo de palma pode-se observar que o principal produto obtido será o Ácido Palmítico, responsável por aproximadamente 46% da composição do óleo em questão. Somente no ano de 2021, foram importados para o Brasil cerca de 4.309.992,00 kg deste ácido, chegando a 2,5 vezes o valor importado em 2020.

Com isso, o projeto visa produzir, anualmente, pouco mais de 60% da demanda de importação de ácido palmítico no país. Em outras palavras, busca-se produzir anualmente em torno de 2.648.000,00 kg de ácido palmítico a partir da hidrólise de diferentes óleos vegetais. Considerando a unidade industrial operando 320 dias no ano, serão produzidos diariamente na ordem de 8.273 kg de ácido palmítico.

3.4 DEFINIÇÕES ESTRATÉGICAS DO EMPREENDIMENTO

Segundo artigo publicado pelo Serviço Brasileiro de Apoio às Micro e Pequenas Empresas (SEBRAE) em 2022, estratégia é o conjunto dos grandes propósitos, dos objetivos, metas, políticas e planos para concretizar uma situação futura desejada, considerando as oportunidades do ambiente e os recursos da organização. Do ponto de vista do empreendedorismo, pensar estrategicamente é fundamental para quem quer alcançar o sucesso empresarial, sobrevivendo às mudanças constantes do mercado.

Segundo este, para elaborar a estratégia de qualquer empreendimento, é fundamental seguir um roteiro e organizar o pensamento de forma estratégica, orientando a empresa rumo ao futuro. E para isso, é utilizada a técnica de Planejamento Estratégico, que engloba análise do cenário; identificação de crenças e valores; enunciado na missão da empresa, sua razão de existir no mercado, o que vai entregar e como será reconhecida.

Para construir a estratégia do empreendimento proposto, utilizou-se de 3 ferramentas principais: Business Model Canvas para a definição do modelo de negócio, análise SWOT para definir a posição e a abordagem estratégica da empresa no mercado e MVV para definir a empresa e seus objetivos principais perante o mercado a médio/longo prazo.

3.4.1 Modelo de Negócio

O Modelo de Negócio descreve os principais elementos de um negócio, como estes se relacionam e se integram, a fim de gerar, entregar e capturar valor (GOULART, 2021). Para estruturar e apresentar o Modelo de Negócio do presente projeto, utilizou-se a ferramenta *Business Model Canvas* ou *Canvas*, a qual proporciona fácil e ampla visualização dos elementos que são requeridos para o bom funcionamento do negócio. Esta ferramenta foi criada por Alexander Osterwalder e é composta por 9 blocos: Proposta de Valor, Segmento de Mercado, Relacionamento com o Consumidor, Canais, Atividades Chave, Recursos Chave, Parcerias Chave, Custos e Fontes de Receita (COUTINHO, 2020). Cada um desses elementos foi analisado para o empreendimento proposto e descrito em detalhes a seguir.

3.4.1.1 Segmento de Mercado

O segmento de mercado define os diferentes grupos de pessoas ou organizações que uma empresa busca alcançar e servir (e quais deseja conscientemente ignorar). Tudo começa com quem busca-se satisfazer uma necessidade (COUTINHO, 2020).

O principal público da ACIBIO serão grandes e médias indústrias de cosméticos e/ou produtos de higiene e beleza. Este segmento foi definido a partir da identificação da crescente utilização de insumos naturais, veganos e cruelty free na produção de itens de beleza e higiene.

Segmentos alternativos são indústrias de produtos de limpeza e automotivos, que levam ácidos graxos em suas composições, e pequenas e médias empresas que produzem cosméticos ou produtos de higiene manipulados.

3.4.1.2 Proposta de Valor

Segundo Coutinho (2020), a proposta de valor é a agregação ou conjunto de benefícios que uma empresa oferece. É o motivo pelo qual os clientes escolherão uma empresa específica, e não os seus concorrentes. O importante é que a proposta tenha valor para o público alvo definido.

A proposta de valor do empreendimento proposto é oferecer Ácidos Graxos e Glicerina com alta qualidade, de origem vegetal e sustentável. Esta proposta de valor foi definida a partir da identificação do posicionamento de grandes players do mercado, como Grupo Boticário e Natura, com estratégias claras voltadas para a sustentabilidade.

3.4.1.3 Relacionamento com o Consumidor

O relacionamento com o consumidor se refere aos tipos de relação que uma empresa estabelece com seus Segmentos de Clientes específicos. Essa relação pode ser baseada na interação humana ou pode ser automatizada. A forma de relacionamento com o consumidor impacta diretamente na experiência de cada um deles com a empresa (COUTINHO, 2020).

Considerando o segmento de indústrias de cosméticos, higiene e beleza, o relacionamento se dará a partir do contato com o time de vendas. Cada cliente será atribuído a um membro específico do time, responsável por realizar todos os pedidos daquele cliente e acompanhar todas as etapas do processo. Além disso, serão feitas ligações após a entrega, para verificar se o pedido foi recebido em conformidade. Serão feitos contatos esporádicos de acordo com a frequência média de pedido dos clientes. Por fim, o empreendimento oferecerá um S.A.C e central de ajuda.

3.4.1.4 Canais

Os canais são como uma empresa se comunica, interage e alcança seus Segmentos de Clientes para entregar a Proposta de Valor (COUTINHO, 2020).

Visto que o empreendimento proposto comercializará um intermediário químico, venderá diretamente a outras empresas. Assim, os canais de comunicação acabam sendo mais tradicionais, como: e-mail, ligações e plataformas de reunião online. Os produtos comercializados serão entregues aos clientes por meio de transportadoras parceiras.

Além disso, o contato com fornecedores de matérias primas também será mais tradicional, sendo feito geralmente por intermédio da transportadora ou por ligações e visitas presenciais quando necessário.

3.4.1.5 Atividades Chave

As atividades-chaves descrevem as ações mais importantes que uma empresa deve realizar para conseguir manter o seu modelo de negócio (COUTINHO, 2020).

A principal atividade da ACIBIO será a produção de ácidos graxos, tanto fracionados quanto em misturas, englobando todas as operações unitárias e demais atividades secundárias, necessárias para possibilitar a produção. Além disso, pode-se considerar como atividades chave a resolução de problemas, o controle de processos, a análise de amostras, a gestão de indicadores e a melhoria contínua. Destacam-se como atividades chave a prospecção e venda, o marketing, a compra de insumos, e o armazenamento ou gestão de estoque, seja de matérias primas, produtos intermediários ou produtos finais.

3.4.1.6 Recursos Chave

Recursos Chave são os recursos mais importantes exigidos para fazer o modelo de negócio funcionar (COUTINHO, 2020). Os principais Recursos Chave envolvidos no projeto do empreendimento serão: a planta industrial, as fontes energéticas, os conhecimentos necessários relacionados ao processo produtivo, os funcionários e as matérias primas empregadas.

Os conhecimentos quanto ao processo e a planta industrial serão essenciais para a plena execução do projeto, bem como as fontes de energia. O primeiro garantirá que seja conhecida e aplicada a tecnologia empregada, da rota tecnológica escolhida. Já o segundo garantirá que os equipamentos necessários estejam disponíveis e sejam dimensionados corretamente. Somente assim será possível obter os produtos de interesse, nas proporções desejadas, para que os objetivos anuais de produção sejam atingidos. Também, a necessidade energética do processo é expressiva, se tornando um recurso fundamental para as operações unitárias realizadas.

Os funcionários serão de extrema importância para a melhor execução dos processos, sejam eles administrativos ou produtivos, pois estes serão responsáveis por executar atividades que garantam o bom funcionamento da planta, assim como acompanhar possíveis problemas para que sejam resolvidos. Ter pessoas cada vez mais especializadas dentro do processo

produtivo é um recurso chave essencial para o andamento do negócio. Além disso, as atividades administrativas mantêm a empresa funcionando, em condições e regulamentações adequadas.

A matéria-prima correta é fundamental para o sucesso da produção. Mesmo sendo uma planta multi-óleos, deve-se selecionar com cautela os óleos utilizados, já que é necessário suprir as demandas dos clientes. Sabe-se que diferentes óleos possuem diferentes composições de ácidos graxos. Por outro lado, sabe-se que durante o ano os preços destes óleos variam, assim como sua disponibilidade. Deve-se sempre buscar por opções que reduzam os custos do processo, mas que supram os parâmetros de qualidade e que possibilitem obter as quantidades desejadas dos principais produtos de interesse.

3.4.1.7 Parcerias Chave

Descreve a rede de fornecedores e parceiros necessários ou altamente desejáveis para o negócio. As parcerias principais são extremamente importantes para um plano de negócios, principalmente se um dos parceiros for responsável por uma das atividades chave, como por exemplo, um fornecedor de matéria-prima (COUTINHO, 2020).

As principais parcerias do negócio serão: agricultores, transportadoras e fornecedores de matérias primas no geral.

O relacionamento com agricultores e transportadoras será de suma importância, visto que para a estratégia de desenvolver uma planta multi-óleos ser efetiva, torna-se necessário sempre acompanhar os preços e a disponibilidade dos diferentes óleos. Além disso, como parte do processo será operada em regime contínuo, o relacionamento com os transportadores e fornecedores auxiliará para que o estoque de matéria prima não atinja níveis muito baixos e que a planta não precise parar frequentemente.

3.4.1.8 Custos

Nesta parte, são descritos todos os custos envolvidos na operação para realizar o modelo de negócio. A organização pode ser direcionada pelo Custo, tratando de minimizar custos sempre que possível, ou direcionada pelo Valor, sendo menos preocupada com custo e mais com o valor gerado ao cliente (COUTINHO, 2020).

Um dos principais custos para viabilizar a operação do empreendimento proposto será a folha de pagamento dos funcionários, tendo em vista que serão necessários desde operadores para trabalhar diretamente na planta industrial como também pessoas relacionadas a áreas

administrativas, de gestão e de venda. Outro custo muito expressivo da planta é quanto à demanda energética de algumas etapas do processo, devido às altas temperaturas. Neste aspecto, pode-se buscar implementar cada vez mais ações de integração energética, reduzindo assim custos expressivos.

Além disso, os fornecedores representarão uma parcela significativa dos custos, visto que será necessária uma quantidade de matéria prima expressiva para o funcionamento da planta.

Por fim, serão considerados também os custos de manutenção da planta industrial e das áreas úteis da empresa e os gastos com a prospecção para atingir novas parcerias e novos clientes.

3.4.1.9 Fontes de Receita

Fontes de receita trata do dinheiro gerado a partir de cada Segmento de Clientes e como o pagamento por estes será realizado. De acordo com seu modelo de negócio adotado, pode-se ter mais de uma fonte de receita (COUTINHO, 2020).

As receitas do empreendimento proposto serão majoritariamente advindas da venda dos produtos para grandes e médias indústrias, que produzem cosméticos ou produtos de higiene e limpeza, visto que são as grandes consumidoras deste insumo para utilização em suas diversas linhas de produtos.

Além disso, mesmo não sendo o foco inicial do empreendimento, pode-se vender para indústrias de produtos automotivos, que levam ácidos graxos em suas composições, bem como pequenas e médias empresas que produzem cosméticos ou produtos de higiene manipulados.

Um coproduto do processo de hidrólise é o glicerol. No presente empreendimento o mesmo será purificado e assim será obtida a glicerina. A comercialização da glicerina obtida no processo será uma fonte de receita secundária, porém expressiva e relevante, já que é um produto amplamente utilizado no mercado, com bom valor agregado e que demanda apenas mais uma operação unitária no processo produtivo para que o mesmo seja obtido.

3.4.2 Missão, Visão e Valores (MVV)

Missão, visão e valores são o tripé que confere identidade e propósito para uma empresa. Missão é o propósito da empresa, o motivo pelo qual ela existe e trabalha todos os

dias; visão é a declaração de onde a empresa quer chegar, um grande objetivo a ser alcançado a longo prazo; e os valores são os princípios a serem seguidos em todas as ações da organização, devendo ser visíveis tanto interna quanto externamente. Sem esse tripé, é praticamente impossível construir um planejamento estratégico e guiar as decisões feitas dentro da empresa de modo a atingir os resultados esperados (ROVINA, 2020).

Entende-se então que a busca pela identidade da empresa é o passo inicial para a construção de sua estratégia e definições. Dito isso, buscou-se definir a missão, visão e valores da ACIBIO com base nas necessidades do mercado atual e tendências futuras, visando garantir a sustentabilidade do empreendimento a longo prazo.

A missão da ACIBIO, seu propósito central de existir, foi definida como: “Oferecer insumos químicos de origem vegetal, sustentável e de alta qualidade a nossos clientes”. Entende-se que a busca por ingredientes de origem vegetal e sustentável é uma forte tendência de mercado, especialmente no setor de bens de consumo e na área de cosméticos e higiene, um mercado chave para o produto do empreendimento. Além do diferencial de marca, entende-se que é a qualidade que fideliza o cliente e mantém a parceria, portanto esta deve ser contemplada como um propósito e ser incluída na missão.

A visão da empresa proposta é “Ser a maior fornecedora de ácidos graxos e glicerina de origem vegetal para a indústria de higiene e beleza até 2035”. Analisou-se que esse mercado é amplo e em tendência de crescimento, especialmente no Brasil, além de oferecer preços maiores para produtos vegetais, com certificação de origem e altos parâmetros de qualidade. E pretende-se que toda a linha de produtos da ACIBIO esteja apta para utilização em formulações cosméticas e possa atender a este mercado.

Por fim, os valores da empresa foram definidos como: Integridade nas relações, crescimento aliado à sustentabilidade e compromisso com a qualidade. Por integridade nas relações, entende-se que “Para atingir nossos objetivos, não pegamos atalhos. Nossas relações e nossos compromissos são baseados em princípios éticos e no respeito à nossa missão e aos nossos clientes”. Por crescimento aliado à sustentabilidade, entende-se que “A preocupação com o impacto ambiental e social de nossas atividades e produtos é o cerne do nosso negócio. Queremos fazer parte de uma sociedade consciente de seu impacto no meio ambiente e contribuir para a manutenção do nosso ecossistema”. E por fim, por compromisso com a qualidade entende-se que “Buscamos a excelência em todas as nossas frentes de atuação e principalmente em nossos produtos. Entendemos que a qualidade, aliada à integridade e

sustentabilidade, será responsável por conquistar nossos clientes e nos consolidar como referência no setor oleoquímico”.

Acredita-se que as definições acima propostas serão responsáveis por conferir identidade ao empreendimento proposto, guiando suas definições estratégicas e fortalecendo o relacionamento com fornecedores e clientes.

3.4.3 Matriz SWOT

Segundo Santaella (2020), a matriz SWOT é uma ferramenta simples e prática que pode ser usada em empresas de qualquer porte ou segmento de mercado para examinar o ambiente interno e externo destas buscando encontrar oportunidades de melhoria e otimização do desempenho.

Cada letra da sigla corresponde a um atributo analisado pela matriz: S, de *strengths* ou forças; W de *weaknesses* ou fraquezas; O de *opportunities* ou oportunidades e T de *threats* ou ameaças. As forças e fraquezas correspondem aos pontos fortes e fracos que a empresa apresenta em seu ambiente interno e as oportunidades e ameaças correspondem aos fatores externos que podem influenciar de forma positiva ou negativa, respectivamente, a empresa.

Exercitando a metodologia proposta pelo método SWOT para o empreendimento proposto, pode-se obter a matriz transposta no Quadro 3.

Quadro 3 – Forças, fraquezas, oportunidades e ameaças relacionadas ao empreendimento.

Forças	Fraquezas	Oportunidades	Ameaças
Inovação, qualidade e sustentabilidade em produtos e processos	Marca nova e desconhecida no mercado	Poucos competidores no mercado nacional	Competidor (Oxiten) forte já presente no mercado
Princípios alinhados com as tendências de mercado	Necessidade de captação de investimentos	Fomento à economia local e ao mercado nacional	Sazonalidade na oferta de matérias primas pelos pequenos agricultores
Versatilidade de produtos	Pouca flexibilidade do processo produtivo	Localização próxima ao consumidor final	Produtos importados com preço de mercado mais baixo
Versatilidade de matérias-primas	Alto gasto energético	Expansão e comercialização de produtos derivados de ácidos graxos	Competição por matéria-prima com o setor alimentício

Fonte: Autores (2022).

Nesta estão elencadas como principais vantagens do empreendimento proposto: a inovação, sustentabilidade e inovação do produto como diferenciais do mesmo no mercado; os princípios da empresa, alinhados com as mais recentes tendências do mercado consumidor e a versatilidade da matéria-prima utilizada e dos produtos comercializados, podendo atender até mesmo de forma personalizada às demandas dos clientes devido à adaptação da planta produtiva ao funcionamento com diferentes tipos de óleos vegetais.

Como principais fraquezas, tem-se o fato de o empreendimento ser uma marca nova no mercado, conseqüentemente tendo que conquistar o seu portfólio de clientes e de fornecedores e também de investidores, visto que a implantação de uma unidade industrial exige grandes investimentos. Além destes pontos, apesar de o empreendimento possuir flexibilidade para operar com diferentes matérias-primas, ele não tem tanta flexibilidade para operar com um volume de produção variável devido às características de equipamentos como as torres de fracionamento, que operam em regime contínuo. Por fim, o empreendimento acarreta em um alto custo energético, principalmente com o aquecimento de equipamentos, mas também com bombas e equipamentos que utilizem energia elétrica para o seu funcionamento.

Como oportunidades, tem-se a existência de poucos competidores no mercado nacional, em termos quantitativos, e a proposta do empreendimento de trabalhar com a produção da economia local e nacional, podendo utilizar matéria-prima não apropriada para outros setores da economia, como o alimentício. A localização do empreendimento também é próxima tanto de produtores (região norte-nordeste), quanto de consumidores (região sudeste), constituindo-se de uma vantagem para conquistar o mercado consumidor, oferecendo um menor custo de venda devido à economia com transporte. Por fim, os ácidos graxos são matéria-prima para diversos outros produtos do setor oleoquímico, como álcoois graxos, ésteres de ácidos graxos, ácidos graxos etoxilados e muitos com aplicação dentro do mercado de higiene e beleza também.

Como ameaças ao sucesso do empreendimento, tem-se a existência de um forte competidor com uma marca consolidada no mercado nacional, bem como competidores internacionais com um preço potencialmente menor devido à maior disponibilidade de matéria-prima e a um preço mais barato em seus países de origem. Além deste, o empreendimento também depende da disponibilidade de matéria-prima que, por ser de origem vegetal, é impactada por condições do plantio, clima, entre outros fatores que podem afetar a produção e

compete por matéria-prima com o setor alimentício, que também consegue fazer a compra do óleo com maior qualidade por preços de mercado maiores.

3.5 LOCALIZAÇÃO DA UNIDADE PRODUTIVA

Para definição estratégica do local onde a ACIBIO poderá ser instalada, primeiramente foram definidos os parâmetros a serem analisados visando obter uma localização que contribuísse com o bom funcionamento do negócio a longo prazo. Os parâmetros selecionados foram aqueles com o maior impacto no negócio, como: proximidade do público alvo, escoamento da produção no mercado interno e externo, mão de obra qualificada disponível, incentivos fiscais locais, infraestrutura, proximidade da matéria prima etc.

Analisando de forma geral o território brasileiro, optou-se por analisar mais especificamente a implementação em 4 cidades das regiões sul, nordeste e norte, estrategicamente mais compatíveis com o modelo de negócio. São elas: Camaçari (BA), Feira de Santana (BA), Salvaterra (PA) e Maringá (PR).

Definindo uma avaliação quantitativa variando de 1 a 5 para a adequação das localidades com os parâmetros de análise selecionados, pode-se fazer uma análise quantitativa do potencial de cada localidade para sediar o empreendimento, como pode-se observar na Tabela 8.

Tabela 8 – Pontuação das cidades pré-selecionadas como sede do empreendimento.

Pontos analisados	Cidades analisadas			
	Camaçari BA	Feira de Santana BA	Salvaterra PA	Maringá PR
Proximidade do mercado consumidor	4	4	2	5
Fornecimento de matéria prima gerais	4	4	3	4
Proximidade com produtores do óleo utilizado	4	4	3	2
Transporte para escoamento produção e matéria prima no mercado interno	4	3	2	5
Transporte para escoamento produção e matéria prima no mercado externo	5	4	5	4
Disponibilidade mão de obra	4	4	3	5
Disponibilidade de utilidades: água, combustível, energia elétrica	5	4	4	4
Disponibilidade de área adequada para instalação	5	5	5	4
Considerações da comunidade local (Saúde, educação, P&D,...)	4	4	3	4
Política, considerações econômicas e estratégica	4	4	5	3
Incentivos fiscais (Municipal, Estadual, Regional)	5	5	5	4
Soma total:	48	45	40	44

Fonte: Autores (2022)

A partir da análise, foi feita a seleção da cidade de Camaçari (BA) para sediar o empreendimento proposto. O mesmo deverá estar localizado no polo industrial de Camaçari, sendo este o maior complexo industrial integrado do Hemisfério Sul (IBGE, 2022), oferecendo diversas oportunidades de economia com logística e incentivos fiscais para indústrias nele

sediadas. A vista superior do terreno onde propõe-se a construção da unidade industrial pode ser observada na Figura 5.

Figura 5 – Vista superior do terreno onde a unidade industrial poderá ser instalada.



Fonte: Google Mapas (2022)

Além dos pontos anteriormente citados, vale destacar que a localização proposta favorece o escoamento do produto e a chegada de matéria prima através das rodovias BA-093, BA-535, ferrovias, além do porto e aeroporto localizado a 50 quilômetros na cidade de Salvador. Sua operação em Camaçari faz com que o produto esteja próximo de uma região industrializada (sudeste), onde se encontram boa parte dos nossos clientes, e também dos produtores de matéria-prima no norte e nordeste.

3.6 EXIGÊNCIAS LEGAIS

3.6.1 Licenciamento Ambiental

Os empreendimentos são obrigados a possuir o licenciamento ambiental, garantindo que suas atividades não serão agentes de degradação ambiental. Segundo a Resolução CONAMA nº 01 de 23 de janeiro de 1986, considera-se impacto ambiental qualquer alteração das propriedades físicas, químicas e biológicas do meio ambiente, causada por qualquer forma de matéria ou energia resultante das atividades humanas que, direta ou indiretamente, afetam: a saúde, a segurança e o bem-estar da população; as atividades sociais e econômicas; a biota; as condições estéticas e sanitárias do meio ambiente; a qualidade dos recursos ambientais.

O órgão responsável pelo licenciamento ambiental no Brasil é o Instituto Brasileiro do Meio Ambiente e dos Recursos Naturais Renováveis (IBAMA), porém quando as atividades não possuem atuação em escala nacional o licenciamento deve ser concedido pelo órgão estadual responsável. O licenciamento ambiental é um documento que estabelece restrições e

medidas de controle, com o intuito de garantir a preservação ambiental, bem como a redução de riscos e acidentes relacionados a líquidos poluentes, emissões de gases, resíduos sólidos, explosões, incêndios e ruídos. Existem três tipos de licenças, cada uma delas é necessária em estágios diferentes da abertura de um empreendimento.

A primeira licença requerida é a Licença Prévia (LP). Sua função é atestar a viabilidade ambiental do projeto. Para isso, ocorre a avaliação da adequação do local para o processo produtivo do empreendimento, são definidas as medidas básicas de proteção. Pode ser feito de forma complementar o estudo do impacto ambiental e também o relatório de controle ambiental, exigências instituídas pela Resolução CONAMA 001/86

Após isso, torna-se necessário obter a Licença de Instalação (LI). Essa por sua vez, libera o início da construção do empreendimento, bem como garante a possibilidade de instalação dos equipamentos da planta. A execução do projeto deve seguir estritamente o que foi estabelecido na licença prévia. Alterações no projeto devem ser informadas e aprovadas pelo órgão responsável, para que não acarrete em complicações no andamento do projeto ou gere multas.

Com isso, após a construção do empreendimento, torna-se necessária a Licença de Operação (LO). Esse documento autoriza formalmente o funcionamento do empreendimento em questão, por um período de tempo que pode variar a depender de cada projeto. A LO estabelece as condições de operação e também as medidas de controle necessárias no empreendimento. Ela só é aprovada após a finalização da construção e validação da conformidade com as licenças anteriores.

3.6.2 Licenciamento Sanitário

A Licença de Vigilância Sanitária é o registro dos dados de identificação de empresas e equipamentos. Ela regulamenta as instalações nas quais existam a fabricação de produtos ou insumos para indústrias como de alimentos, cosméticos, medicamentos, itens para a saúde e outros.

3.6.3 Alvará de Funcionamento

Para que seja possível realizar as atividades da unidade nas suas instalações é necessária a obtenção do Alvará de Funcionamento. Os Licenciamentos Ambiental e Sanitário são

necessários para a solicitação do Alvará, bem como o Auto de Vistoria do Corpo de Bombeiros e o Registro de Produtos Químicos Controlados.

3.6.4 Comissão Interna de Prevenção de Acidentes

Como a unidade contará com aproximadamente 31 colaboradores, torna-se necessária a existência de uma Comissão Interna de Prevenção de Acidentes, como determina a Norma Regulamentadora 5 do Ministério do Trabalho. A CIPA é necessária em empresas que possuem mais de 20 trabalhadores, ela garante que existam os cuidados necessários e que sejam respeitadas as demais Normas Regulamentadoras, para garantir a segurança e a saúde dos trabalhadores.

3.6.5 Embalagem e Rotulagem

Como o produto comercializado é um químico, é fundamental que seja disponibilizada a Ficha de Informação de Segurança do Produto Químico (FISPQ), assegurada pela ABNT NBR 14725-4 e normatizado pela ANVISA, de acordo com o Sistema Globalmente Harmonizado de Classificação e Rotulagem de Produtos Químicos (GHS). A ficha reúne informações sobre diversos tipos de perigos e como proceder em meio a eles, além de normatizar o produto. Ela é fundamental para garantir a boa comunicação entre empresa e mercado consumidor, evitando falhas de uso, armazenamento ou transporte inadequados do produto comercializado.

Os tópicos presentes na Ficha de Informação de Segurança do Produto Químico são:

- a) Identificação do produto e da empresa;
- b) Identificação de perigos;
- c) Composição e informações sobre os ingredientes;
- d) Medidas de primeiros-socorros;
- e) Medidas de combate a incêndio;
- f) Medidas de controle para derramamento ou vazamento;
- g) Manuseio e armazenamento;

- h) Controle de exposição e proteção individual;
- i) Propriedades físicas e químicas;
- j) Estabilidade e reatividade;
- k) Informações toxicológicas;
- l) Informações ecológicas;
- m) Considerações sobre tratamento e disposição;
- n) Informações sobre transporte;
- o) Regulamentações;
- p) Outras informações.

A FISPQ normatiza as informações que devem estar presentes nos rótulos e embalagens. Dessa forma, todas as informações contidas na ficha devem estar presentes nas embalagens dos produtos químicos.

4. DEFINIÇÃO DO PROCESSO

A definição do processo engloba de forma geral a pesquisa e análise das tecnologias disponíveis para a produção do produto desejado a partir da matéria-prima selecionada, seguida da seleção das tecnologias mais adequadas, pensando no sucesso e no impacto do empreendimento no mercado consumidor e na sociedade como um todo.

Para a definição do processo produtivo do presente empreendimento, foram utilizadas patentes de processo e artigos científicos, contendo pesquisas e tecnologias mais atuais, e também materiais de referência sobre o assunto, como livros, artigos científicos e materiais de empresas contendo o conhecimento mais consolidado para a produção. A partir da análise, buscou-se mesclar tecnologias mais recentes com os processos mais consolidados, visando trazer um diferencial para o empreendimento, e ao mesmo tempo garantindo a qualidade do produto e da produção.

A seleção da rota tecnológica e a discussão do processo produtivo elaborado para a unidade industrial estão contidas nos próximos tópicos.

4.1 SELEÇÃO DA ROTA TECNOLÓGICA

A obtenção de ácidos graxos tem como processo principal a hidrólise de triglicerídeos, melhor descrita na revisão bibliográfica deste trabalho. Este processo de hidrólise apresenta duas principais rotas tecnológicas a serem seguidas: a rota química e a rota enzimática. Segundo Cervajio (2019), a rota química pode ser também dividida em três métodos – Twitchell, autoclave-batelada e contínuo - totalizando 4 rotas possíveis para a hidrólise de triglicerídeos e obtenção de ácidos graxos.

O processo Twitchell é o mais antigo registrado e utilizado para a obtenção de ácidos graxos (*U.S. Patente* 601,603, 1898). É um processo que ocorre em batelada, com temperaturas na ordem de 100 °C e com o reagente Twitchell, uma mistura de ácidos graxos e naftaleno, como catalisador. A mistura é borbulhada com vapor por períodos de 36 a 48h e o processo se repete entre 2 a 3 vezes, eliminando-se o excesso de água e glicerina entre cada repetição. Devido ao alto consumo de vapor, alto período reacional e baixa qualidade dos ácidos graxos produzidos, cuja característica mais marcante é a descoloração, este não é considerado um processo viável atualmente, sendo sua tecnologia substituída por processos mais modernos (SOARES, CRISÓSTOMO, 2019).

O processo autoclave batelada (LASCARAY, 1952; PATIL et al., 1988) surge como uma alternativa ao processo Twitchell, substituindo o reagente Twitchell por óxidos metálicos como catalisadores e utiliza-se do aumento de pressão no sistema para favorecer a conversão da reação, operando geralmente entre 10 a 30 bar de pressão e entre 180 a 230 °C de temperatura (SOARES, CRISÓSTOMO, 2019). A reação de hidrólise requer temperaturas relativamente altas e pressão alta para manter a reação em fase líquida. A temperatura além de favorecer a taxa de reação aumenta a taxa de difusão da água e do glicerol na fase oleosa. Quanto maior a temperatura de reação, maior a taxa de difusão da água no óleo e mais rapidamente a reação ocorrerá (WANG et al., 2012). Devido a estes fatores, o processo apresenta grandes vantagens comerciais frente ao processo Twitchell, atingindo altas taxas de conversão, na ordem 95%, com um tempo de reação variando de 6 a 10h. Ainda assim, a operação em autoclaves limita a escala do empreendimento, exige injeção de altas quantidades de vapor, e conta com desvantagens como a formação de sabão devido aos catalisadores empregados. Atualmente, as autoclaves são usualmente aplicadas em operações em pequena escala, enquanto os reatores contínuos são empregados em operações de grande escala (SATYARTHY et al., 2011).

O processo Colgate-Ermery (U.S. Patente 4671959, 1953), ou processo de hidrólise contínuo em contra-corrente e alta pressão, é o método mais utilizado atualmente para a produção em larga escala de ácidos graxos. Segundo Cervajio, 2019, as principais vantagens do método são a alta pressão (50 bar), temperatura (250 a 260 °C) e fluxo contra-corrente do óleo e da água, o que permite alcançar alta conversão (acima de 98%) sem a necessidade de catalisadores e em um curto tempo (2 a 3 h). De um modo geral, a hidrólise térmica, isto é, não-catalítica, requer o uso de grandes quantidades de vapor superaquecido e de grandes reatores feitos de materiais resistentes à corrosão, que demandam, muitas vezes, elevados investimentos financeiros (NGAOSUWAN et al., 2009). O processo Colgate-Ermery requer um custo ainda mais elevado em termos de infraestrutura devido à escala dos reatores, que podem chegar a 25m de altura, e permite pouca flexibilidade na escala de produção e na utilização de matérias-primas, como características de um processo contínuo.

Como alternativas a estes processos, tem-se desenvolvido estudos quanto à eficiência de catalisadores em processos batelada e condições menos críticas, como os apresentados por Crisóstomo (2018) e Soares e Crisóstomo (2019). O destaque nestes estudos reside na utilização da gama-alumina (λ -Al₂O₃) e de metais como níquel e estanho suportados em λ -Al₂O₃ para aumentar as taxas de conversão e desenvolver sub-processos como a hidrogenação para alterar a composição inicial de ácidos graxos, resultando em um produto com maior valor agregado.

Em especial no processo de conversão catalítica de óleos vegetais registrado pela patente BR 102018004275-0 A2, foi possível alcançar conversão de 90% em um tempo de reação de 3h, utilizando-se temperaturas variando entre 190 e 260 °C e pressões entre 5 a 35 bar.

A hidrólise enzimática tem sido estudada nos últimos anos como uma alternativa mais sustentável à rota química, dispensando a necessidade de altas pressões, temperaturas e catalisadores químicos em troca da utilização de enzimas lipolíticas extraídas de algumas variedades de microrganismos. Segundo Cervajio (2019), foram atingidas conversões de até 98%, com temperatura do processo inferior a 50 °C e um tempo de reação não inferior a 48h. Devido ao alto tempo de processo, custo das enzimas e falta de estudos mais, o processo ainda não pode ser comercialmente escalonado.

Analisando-se as tecnologias disponíveis citadas anteriormente, optou-se pelo processo de hidrólise batelada com a utilização da λ -Al₂O₃ como catalisador devido aos seus parâmetros de processo, pressão e temperatura, comparativamente mais baixos e tempo de reação e conversão competitivos. A flexibilidade do processo batelada também permite que o empreendimento trabalhe com diferentes matérias-primas e possa ter um portfólio variado e maior adaptabilidade ao mercado, não comprometendo de forma significativa a escala da produção. Devido à tecnologia empregada, também espera-se obter, pelo menos na área destinada à reação, um custo em infraestrutura menor comparativamente aos processos contínuo e autoclave batelada.

O processo de hidrólise enzimática também foi considerado devido ao seu grande diferencial tecnológico, sendo um processo novo e ambientalmente mais sustentável, mas pela ainda falta de parâmetros e dados científicos que suportassem o seu escalonamento, bem como tempos de reação pouco competitivos, optou-se pela rota química.

Em adição ao processo de hidrólise, segue-se o processo de purificação e fracionamento do produto. O processo de purificação consiste na separação das fases orgânica (mistura de ácidos graxos) e aquosa (glicerol e água) formadas após o processo de hidrólise e destilação das mesmas visando eliminar água, triglicerídeos não reagidos e demais componentes advindos da composição do óleo bruto. Como a rota tecnológica selecionada prevê a utilização de um catalisador heterogêneo, na etapa de purificação são adicionados processos para a retirada e retorno do catalisador ao processo. Soares e Crisóstomo (2019) sugerem a filtração a vácuo e centrifugação para a remoção do catalisador do produto antes da etapa de separação das frações aquosa e orgânica através do processo de decantação.

Pensando na economia e simplicidade do processo produtivo, optou-se por substituir o filtro a vácuo por um filtro de placas. Dentre as diversas vantagens de se utilizar filtro prensa, pode-se citar o baixo custo de manutenção e menor consumo de energia. Além disso, o equipamento é capaz de produzir torta seca, proporcionando fácil manuseio e transporte, vida útil longa e redução na geração de resíduo (RUBIM, 2012). Este último aspecto é ainda mais interessante quando se objetiva a recuperação do catalisador.

Após a decantação segue-se o processo de purificação de ambas as fases. Segundo Cervajio (2019), o método amplamente utilizado para a purificação de ácidos graxos é a destilação. Através deste processo, é possível separar os triglicerídeos e outros componentes voláteis e não-voláteis remanescentes do processo de hidrólise. Levando-se em conta a sensibilidade dos ácidos graxos à longa exposição a altas temperaturas e pressão, busca-se no projeto das unidades de destilação obter a menor pressão, e conseqüentemente a menor temperatura, e o menor tempo de residência possível. A destilação também é amplamente utilizada para a purificação do glicerol.

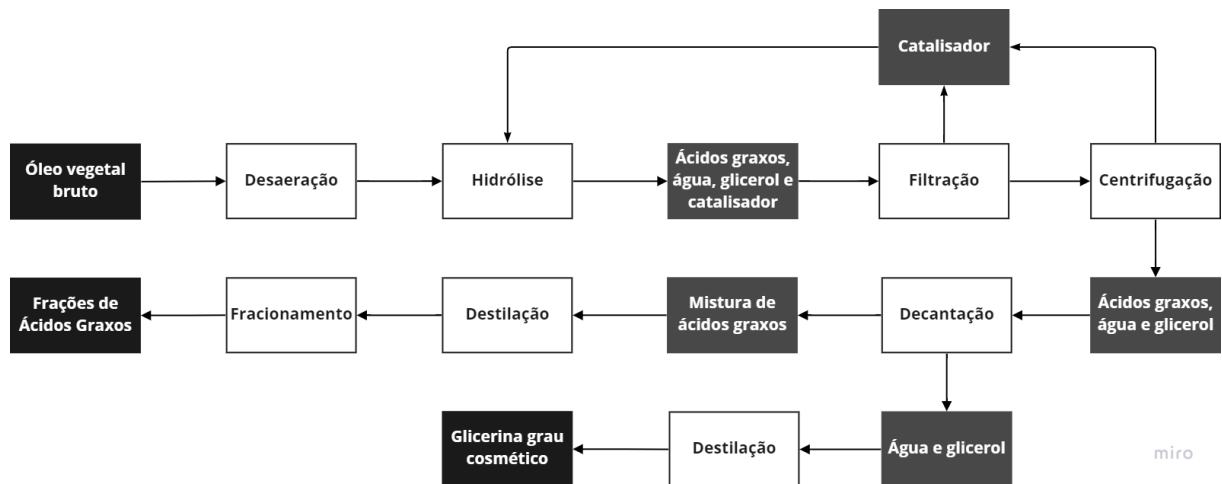
Após a destilação, os ácidos seguem para a etapa de fracionamento. Todos os processos de fracionamento comercialmente viáveis possuem uma estrutura base semelhante, composta por um desaerador, fonte de calor, colunas de fracionamento, sistema de condensado e fonte de vácuo. Os projetos variam de acordo com o interior das colunas, com o método de evaporação e condensação e com o arranjo de tubulação para melhor aproveitamento energético, mas todos podem fornecer resultados igualmente bons (CERVAJIO, 2019).

Pensando na simplicidade e viabilidade do processo, optou-se por adaptar a base fornecida, retirando o desaerador, visto que o mesmo já foi inserido ao início do processo. Ademais, o aquecimento das colunas foi projetado para ser feito através de óleo térmico em oposição ao vapor devido às altas temperaturas requeridas (superiores a 300 °C) e à alta complexidade e custo do sistema de geração de vapor para atingir tais temperaturas.

4.2 TECNOLOGIA E FLUXOGRAMA DO PROCESSO

Após a seleção das tecnologias e adaptação das sugestões encontradas na literatura para atender às exigências do empreendimento proposto, construiu-se o diagrama de blocos representado na Figura 6, contendo todos os processos pelo qual passa a matéria-prima até a obtenção dos produtos e com a indicação dos intermediários do processo.

Figura 6 –Diagrama de blocos simplificado do processo.



Fonte: Autores (2022).

4.2.1 Desaeração

Para a utilização na reação, o óleo passa por um processo de preparação conhecido como desaeração. Esse processo visa retirar todos os gases dissolvidos no óleo e impedir a ocorrência de sub reações indesejadas tais como a oxidação no meio reacional, o que poderia prejudicar a qualidade do produto final.

Os principais mecanismos conhecidos para a oxidação de óleos vegetais são a termoxidação, a autooxidação e a fotoxidação, que variam também conforme o agente promotor da reação.

Na termoxidação, ocorre o rompimento de ligações C-H e C-C presentes na cadeia carbônica dos ácidos graxos pela presença de oxigênio e de temperaturas superiores a 180°C, formando produtos como peróxidos, álcoois, aldeídos, cetonas, dentre outros (MACHADO, 2014).

A autooxidação, segundo Serqueira (2014), é favorecida através de sucessivas reações radicalares dos ácidos graxos em contato com o oxigênio, sendo o principal mecanismo de oxidação de óleos e gorduras.

Por fim, segundo Machado (2014), a fotoxidação ocorre através da exposição do óleo à radiação ultravioleta e da presença de substâncias como clorofila e mioglobina, naturalmente presentes nos óleos vegetais, conhecidas como fotossensibilizadores.

De forma geral, pode-se definir como os fatores de risco para a oxidação de óleos vegetais a exposição à luz solar e a altas temperaturas na presença de oxigênio. Saídas para evitar a oxidação do óleo seriam então a utilização de antioxidantes, como descrito por Machado (2014), em especial quando o maior risco de oxidação vier do processo de autooxidação, e a desaeração do óleo, visando remover o oxigênio, principal reagente das reações de oxidação.

Dado o elevado risco de termoxidação a que o óleo estará exposto na reação de hidrólise e fracionamento, a remoção do oxigênio torna-se a melhor opção, visto que também contribui para a não ocorrência dos outros tipos de oxidação citados.

O desaerador é o equipamento que possui a função de remover o oxigênio dissolvido e a umidade residual do produto. Existem diversos tipos de desaeradores no mercado com mecanismos de funcionamento distintos, no entanto, considerando os fatores de risco para a oxidação do óleo já apresentados, normalmente os desaeradores de óleo atuam a uma temperatura aproximada de 80°C e sob alto vácuo (ZANGARINI, 2019). A aplicação de vácuo no sistema permite remover o gás dissolvido no líquido, seguindo os princípios da lei de Henry, e ao mesmo tempo preservar as propriedades do óleo, ao permitir um aquecimento moderado.

4.2.2 Hidrólise

A hidrólise é a reação responsável pela formação dos ácidos graxos a partir da quebra das moléculas de triglicerídeos constituintes do óleo através do contato com água, como discutido no tópico 2.3 deste trabalho.

Se tratando se uma reação reversível, ou seja, com uma taxa de conversão limitada pelas velocidades das reações direta e inversa, existem alguns métodos para aumentar a taxa de conversão da reação, tais como a remoção dos produtos da reação e o aumento da temperatura e da pressão do sistema (CERVAGIO, 2005).

Óleo e água, substâncias naturalmente imiscíveis devido a suas diferenças de polaridade, sendo os reagentes, a temperatura e a pressão exercem um papel muito grande na taxa de conversão aumentando a solubilidade e o contato entre as fases. Apesar de catalisadores não influenciarem na conversão da reação, são geralmente empregados para aumentar a velocidade do processo.

Mais detalhes sobre as tecnologias empregadas para a realização da hidrólise são discutidos no tópico 4.1.

4.2.3 Filtração

Segundo Cremasco (2018), a filtração é uma operação unitária de separação que visa separar as fases particulada e fluida de uma suspensão através de um meio poroso permeável à última e retentor da primeira. A filtração ocorre em equipamentos chamados filtros, que podem ser classificados, resumidamente, entre filtros simples e filtros a vácuo. No processo de produção de ácidos graxos, o filtro é utilizado para remover o catalisador sólido utilizado no processo.

O exemplo mais utilizado de filtro simples é o filtro prensa, o qual opera em batelada. Neste exemplo, a suspensão é bombeada à prensa para o equipamento constituído de placas intercaladas pelo meio filtrante. Conforme a suspensão percorre o equipamento, o sólido se acumula no meio filtrante entre as placas e o fluido é recolhido ao final. Assim que o meio filtrante estiver completamente cheio de partículas, o equipamento é desligado, o filtro é lavado, e a “torta”, agrupamento de partículas retiradas no processo, é separada. Além de poderem suportar grandes produções ocupando área inferior a métodos naturais de tratamento, os filtros prensa podem ser automatizados e resultam em tortas com baixo teor de umidade e líquidos límpidos ao final do processo.

Com relação aos filtros a vácuo, como o próprio nome indica, estes operam a uma pressão inferior à atmosférica, favorecendo a separação entre as fases. O exemplo mais comum deste filtro é o filtro contínuo rotativo a vácuo, utilizado em larga escala na indústria sucroalcooleira. Apesar do maior controle oferecido pelo equipamento, os custos com energia para manter a baixa pressão e a necessidade de lavagem constante são parâmetros de atenção.

Conforme discutido no tópico 4.1, fez-se a seleção de um filtro prensa para o processo devido principalmente ao menor custo de processo atrelado.

4.2.4 Centrifugação

Após a saída do filtro prensa, a mistura é encaminhada para uma centrífuga, onde as partículas de catalisador remanescentes são retiradas.

A centrifugação pode ser vista como uma operação de separação mecânica que visa acelerar o processo de decantação submetendo uma suspensão a um movimento de rotação (Cremasco, 2018). Na centrífuga, equipamento onde ocorre a centrifugação, a mistura é rotacionada em torno de um eixo, criando uma força centrífuga que afasta as partículas em suspensão, geralmente mais densas, radialmente do eixo de rotação.

O modelo de centrífuga e o regime sob o qual ela opera, batelada ou contínuo, definem como será realizada a coleta das partículas que são separadas pelo processo.

4.2.5 Decantação

A decantação é um método de separação física, dependente da ação da gravidade e da diferença de densidade entre os componentes da mistura. A decantação permite separar misturas homogêneas (líquido-líquido imiscíveis), e um grande fator do processo é o tempo de separação entre as fases, otimizado, entre outros fatores, pela ausência de agitação na mistura (LENZI, 2004).

Os decantadores são os equipamentos responsáveis por promover a separação entre as fases. No caso da separação entre misturas imiscíveis, a estrutura de um decantador é bastante simplificada, uma vez que o fator primordial para o processo é o repouso da mistura. Trata-se um tanque que armazena a mistura, permite o seu repouso pelo tempo necessário até a separação das fases, e direciona cada fase após a separação para o local de destino. Esta última etapa é realizada pela abertura de válvulas cuja localização é calculada para coincidir com o ponto vertical mais baixo onde determinada fase estará localizada após a decantação. Equipamentos de laboratório com o funcionamento semelhante aos decantadores são os funis de bromo.

Como, após a saída do reator, a mistura reacional é formada por substâncias com polaridades distintas, os ácidos graxos e triglicérides são majoritariamente apolares, enquanto água e glicerol são polares, o decantador se torna a opção mais viável para a realizar a separação entre ácidos graxos e glicerina e encaminhá-los para sua posterior purificação.

4.2.6 Destilação

Segundo Mayer (2020), a finalidade da destilação é separar uma mistura de líquidos em uma ou mais fases de acordo com a diferença entre seus pontos de ebulição. Este processo

envolve, entre outros fatores, a injeção de temperatura para volatilizar a mistura, e a inserção de dispositivos no destilador, como pratos e bandejas, para permitir um maior contato entre a fase líquida e vapor, assim aproximando-as do equilíbrio e favorecendo a separação dos componentes. Os equipamentos que realizam esse processo são conhecidos como destiladores ou colunas de destilação.

A coluna de destilação é composta por uma série de estágios, um condensador e um refulvedor. A carga líquida desce da coluna junto com o líquido que está vindo do topo e, ao longo da descida, encontra com o vapor que está subindo do fundo, ocasionando o fenômeno da transferência de massa entre essas correntes. Considerar ambos, tanto condensador, quanto refulvedor, totais significa que todo o vapor que entra no condensador é transformado em líquido, e no refulvedor todo o líquido que entra transforma-se em vapor. Dessa forma, no condensador terão duas correntes de saída, o líquido saturado, que volta para a coluna, e o produto líquido de topo, que é o destilado. Da mesma maneira, no refulvedor também existirão duas correntes de saída, o vapor saturado, que volta para a coluna, e o produto líquido saturado de fundo, que será o produto de fundo, o qual sempre será líquido saturado. (MCCABE, 2005).

Segundo Gervagio (2005) a destilação aplicada à mistura de ácidos graxos de propõe a eliminar impurezas tanto de fundo (triglicerídeos não reagidos e outros componentes não voláteis advindos do óleo de palma bruto), quanto de topo (componentes voláteis responsáveis por colorir e odorizar, indesejadamente, os ácidos graxos). Sendo assim, após a eliminação das impurezas de fundo no destilador, o a fração de topo, contendo a mistura de ácidos graxos e impurezas voláteis é submetida a um processo conhecido como vaporização instantânea ou flasheamento.

Vapor flash é um nome dado para o vapor formado a partir do condensado quente no momento em que sua pressão for reduzida. No caso apresentado, o flasheamento consiste na alteração da pressão e temperatura para condensar a parte menos volátil da fração de topo do destilador anterior, mistura de ácidos graxos, eliminando a fração mais volátil, impurezas de topo que tendem a prejudicar o odor e as características do produto final se não forem removidas.

Segundo Usberco e Salvador (2000), o processo de flasheamento pode ser térmico ou mecânico. No flash térmico, a vaporização ocorrerá por uma variação de temperatura ocasionada por um dispositivo de geração, ou remoção, de calor. Já no flash mecânico, a válvula

de entrada será responsável por ocasionar uma variação de pressão dentro do sistema, assim promovendo a separação da fase mais volátil.

4.2.7 Fracionamento

O processo de fracionamento segue o mesmo princípio da destilação anteriormente abordada, baseando-se na transferência de massa entre uma fase líquida e uma fase vapor em contato para a separação de componentes com distintos pontos de ebulição. No entanto, a etapa de fracionamento exige a separação de diversas frações de composição específica, tornando o processo mais complexo e custoso, uma vez que geralmente exige múltiplas colunas para a separação de múltiplas frações, ou uma coluna maior e mais complexa.

Via de regra, o número de colunas necessário para separar n frações da mistura é igual a $n-1$. Para o fracionamento, os princípios utilizados para o projeto do destilador também se aplicam, como a necessidade de desaeração da mistura de alimentação e a aplicação de vácuo na coluna para diminuição do ponto de ebulição.

É importante ressaltar que a altura da coluna, bem como a quantidade de internos (pratos, bandejas, recheio...) são fundamentais para a eficiência da separação entre os componentes. Sendo assim, quanto mais difícil for a separação dos componentes e quanto maior a pureza desejada em cada fração, maior deve ser a coluna. Sendo assim, tanto as características desejadas nas frações finais em termos de composição e pureza quanto a viabilidade da coluna devem ser consideradas para o projeto de um sistema de fracionamento.

4.3 DESCRIÇÃO DO PROCESSO EMPREGADO

Para melhor descrever o processo em termos de variáveis e equipamentos e também construir o fluxograma da produção, optou-se por dividir o processo em áreas produtivas conforme as macro etapas identificadas no processo. Na área 100 ocorre a preparação e hidrólise do óleo e a recuperação do catalisador da mistura reacional. Na área 200 ocorre a separação da mistura reacional em fase orgânica e aquosa e o encaminhamento da fase aquosa para purificação e produção da glicerina, armazenamento e distribuição. Por fim, na área 300

ocorre a purificação da fase orgânica, gerando uma mistura de ácidos graxos encaminhada ao fracionamento, dando origem às frações finais destinadas ao armazenamento e expedição.

O fluxograma do processo é dividido em áreas e apresentado em sequência, desde a área 100 até a 300. Os equipamentos seguem a nomenclatura "XX-NMM", em que "XX" refere-se à sigla descritiva do equipamento, cuja legenda encontra-se na Tabela 9, "N" representa a área em que o equipamento ou corrente está localizado e "MM" corresponde à contagem sequencial do equipamento conforme a teoria descrita no Anexo A.

Tabela 9 – Legenda dos equipamentos no fluxograma de processo.

Sigla	Equipamento
A	Elevador
C	Centrífuga
DL	Desaerador
FC	Válvula
FL	Decantador
E	Trocador de Calor
J	Filtro de Placas
P	Bomba
R	Reator
T	Coluna de Fracionamento
TT	Tanque

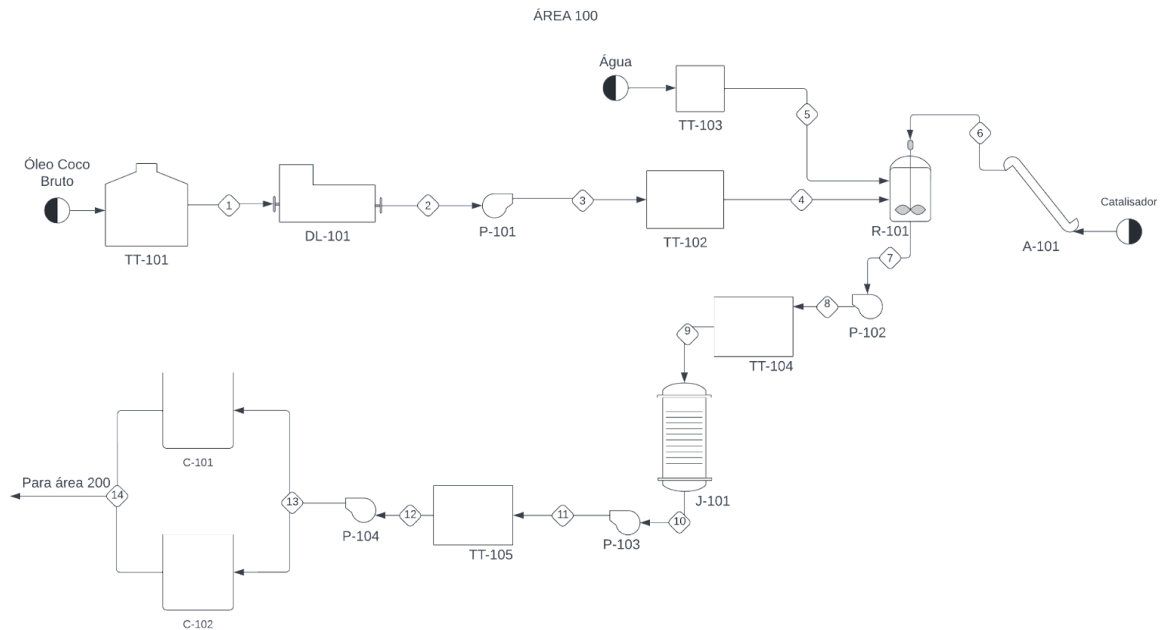
Fonte: Autores (2022).

As correntes do processo, por sua vez, são numeradas sequencialmente, começando por 01, sendo esta a corrente entre o TT-101 e DL-101, e percorrendo todo o processo até os tanques de armazenamento de produto.

4.3.1 Área 100

Na área 100 ocorre a preparação e hidrólise do óleo e a separação do catalisador da mistura reacional, o fluxograma do processo pode ser observado na Figura 7. Em seguida será discutido mais detalhadamente sobre as etapas deste processo.

Figura 7 – Fluxograma Área 100: Hidrólise e separação do catalisador.



Fonte: Autores (2022).

Primeiramente o óleo bruto armazenado no tanque (TT-101) é levado ao desaerador (DL-101), como mostra a corrente 1. O desaerador processa em torno de 800 litros de óleo por hora. Assim, após desaerado, o óleo é bombeado (P-101) até em um tanque pulmão (TT-102). De TT-102, o óleo segue para carregamento no reator batelada (R-101), juntamente como a água, em proporção 1:5 de óleo/água, e com o catalisador, sendo sua massa igual a 2% da massa de óleo. O óleo é carregado no reator pela parte superior, aproveitando-se da posição elevada do TT-102 (exatamente acima do reator), assim como a água, cujo reservatório encontra-se ao lado do prédio da produção e elevado a 5m do solo. O catalisador sólido será alimentado no reator pela parte superior do mesmo, tarefa feita pelo encarregado de operações da área 100 da indústria com o auxílio de um elevador hidráulico (A-101).

Após alimentado, o reator é pressurizado a 13 bar com gás inerte e aquecido pelo sistema de aquecimento com óleo térmico até que se atinja a temperatura de 190 °C. A mistura reacional

também é agitada pelo sistema de agitação do reator definido em 600 rpm e o tempo de reação considerado é de 165 minutos para que seja atingida a conversão de 89%, segundo Soares e Crisóstomo, 2019. O tempo da batelada, considerando carga e descarga, foi calculado como 205 minutos.

Após atingido o tempo de reação, nas condições especificadas, todo o conteúdo do reator é descarregado, com o auxílio da bomba P-102, e armazenado em um tanque pulmão (TT-104). Do tanque pulmão, o conteúdo segue para o filtro de placas, com o objetivo de remover 90% do catalisador empregado na reação. Para bombear o conteúdo para o filtro e encaminhar o filtrado para a próxima etapa, é utilizada a bomba P-103. A corrente filtrada é então armazenada no tanque pulmão seguinte (TT-105) e a torta formada nas placas contendo o catalisador filtrado é removida pelo encarregado de operações da área, colocada em um transportador e destinada posteriormente para uma etapa de moagem seguida pela recuperação do catalisador.

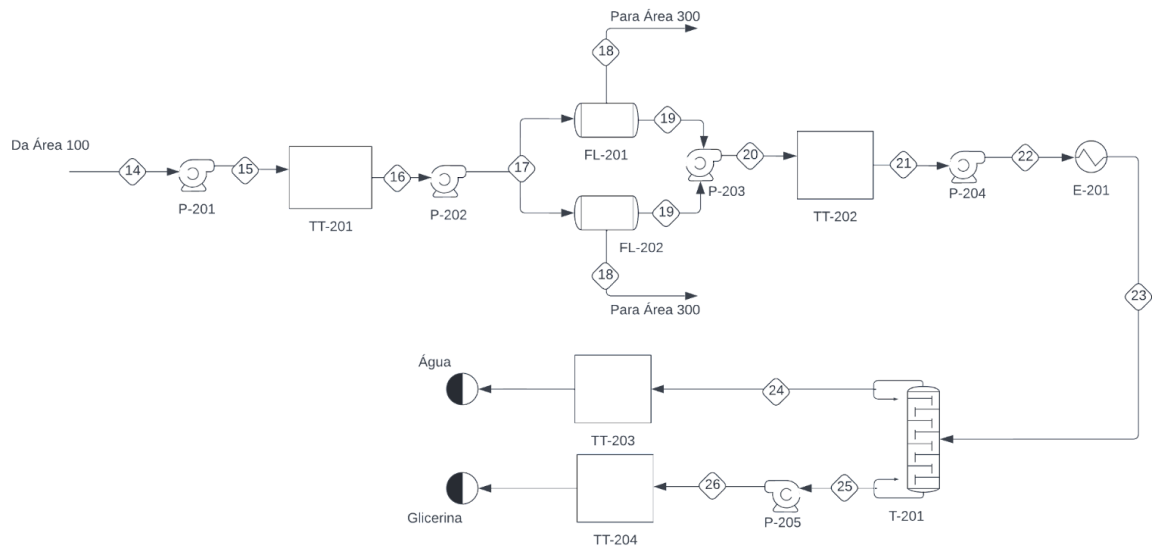
Para a remoção do restante do catalisador ainda presente na mistura, cerca de 10% do total inicial, esta segue para as centrífugas (C-101 e C-102) com o auxílio da bomba P-104. As centrífugas são idênticas e operam com ciclos de 15 minutos a 4.000 rpm. O catalisador centrifugado é acumulado no equipamento e também é retirado pelo encarregado de operações da área 100 periodicamente e destinado para o processo de recuperação. A existência de duas centrífugas é justificada para dividir o volume de produção e aumentar a agilidade do processo de centrifugação. Após o carregamento completo de uma centrífuga, uma válvula é aberta e direciona o conteúdo do tanque anterior para a mesma até que esta seja completamente carregada e assim sucessivamente.

Após o descarregamento das centrífugas, a mistura, agora livre de sólidos, é encaminhada para a área 200.

4.3.2 Área 200

Na área 200 ocorre a separação da mistura reacional em fase orgânica e aquosa e o encaminhamento da fase aquosa para purificação e produção da glicerina. O fluxograma do processo pode ser observado na Figura 8.

Figura 8 – Fluxograma Área 200: Separação da mistura e produção da glicerina.



Fonte: Autores (2022).

Após a saída das centrífugas, a bomba P-201 encaminha a mistura para o tanque pulmão TT-201. Do tanque pulmão, a mistura segue para os decantadores (FL-201 e FL-202) com o auxílio da bomba P-202. Nos decantadores ocorre a separação da fase aquosa, contendo glicerol e água, da fase orgânica, contendo ácidos graxos e triglicerídeos não reagidos. Para que ocorra a separação total das fases, a mistura deve permanecer no equipamento por 360 minutos. Dessa forma, o tempo de permanência superior ao tempo de batelada justifica a existência de dois decantadores. Com essa configuração, o conteúdo da batelada armazenado no tanque pulmão (TT-201) pode ser encaminhado para a decantação imediatamente, uma vez que a alimentação e funcionamento das centrífugas se alternam, diminuindo, de forma geral, o tempo de permanência da mistura no processo.

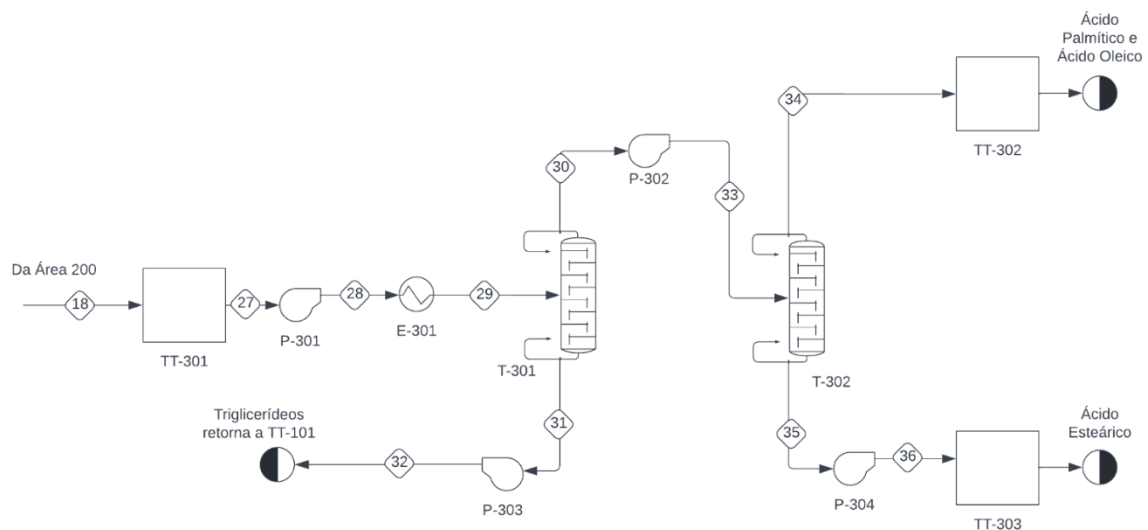
Após a separação das fases, a fase orgânica (superior) é encaminhada para a área 300, e a fase aquosa (inferior) é encaminhada com o auxílio da bomba P-203 para o tanque pulmão TT-202. Do tanque, a mistura de água e glicerol segue, com o auxílio da bomba P-204, para o trocador de calor E-201, onde realiza a troca térmica com óleo térmico a 210 °C, sendo aquecido até a temperatura de 100 °C. Após a saída do trocador, a mistura segue para a coluna de destilação T-201. A T-201 é composta por 5 estágios, opera a 1 atm, com temperatura de topo de 99,96 °C e de fundo de 119,8 °C, e realiza a separação entre glicerol e água até que se obtenha a glicerina com um teor (em massa) de 99,75% de glicerol. A glicerina purificada concentrada no fundo da torre segue com o auxílio da bomba P-205 para o tanque de armazenamento TT-

204. De lá, aguarda descarregamento e transporte até um dos clientes do empreendimento. A água vaporizada da mistura deixa a torre pelo topo e é encaminhada para o tanque TT-203, onde aguarda o seu posterior descarte.

4.3.3 Área 300

Na área 300 ocorre a purificação da fase orgânica, gerando uma mistura de ácidos graxos encaminhada ao fracionamento, dando origem às frações finais de ácidos graxos destinadas ao armazenamento e expedição. O fluxograma do processo pode ser observado na Figura 9.

Figura 9 – Fluxograma Área 300: Purificação e fracionamento dos ácidos graxos.



Fonte: Autores (2022).

A fase orgânica (superior) segue, por ação da gravidade, dos decantadores (FL-201 e FL-202) até o tanque pulmão TT-301. Do tanque, a mistura é encaminhada, com o auxílio da bomba P-301, para o trocador de calor E-301 onde realiza a troca térmica com óleo térmico a 230 °C, sendo aquecida até a temperatura de 200 °C. Após a troca térmica, a mistura aquecida segue até a coluna de fracionamento T-301. A T-301 é composta por 4 estágios e opera a 0,01 atm, com temperatura de fundo de 273,1 °C e de topo de 210,6 °C. Nesta coluna são removidos os triglicerídeos não reagidos, os quais são encaminhados, com o auxílio da bomba P-303, ao tanque de armazenamento de óleo (TT-101) para reaproveitamento no processo. A mistura de

ácidos graxos é retirada pelo topo da torre e direcionada para a torre seguinte (T-302) com o auxílio da bomba P-302.

A segunda torre de fracionamento (T-302) é composta por 35 estágios e opera a 0,01 atm, com temperatura de topo igual a 209,9 °C e de fundo igual a 226,2 °C. Da T-302 serão gerados os produtos principais do empreendimento, ACID001 (Ácido Esteárico) e ACID002 (Ácido Palmítico e Oleico). O ACID001 é retirado no fundo da torre, com a utilização da bomba P-304, e armazenado em um tanque (TT-304) para que seja posteriormente carregado nos caminhões e fornecido aos clientes. Já o ACID002 é obtido no topo da torre e direcionado até o tanque de armazenamento TT-303, onde também aguarda o descarregamento e transporte.

5 PROJETO DO PROCESSO

Uma vez feita a seleção da rota tecnológica, parte-se para a construção dos balanços de massa e energia e para o dimensionamento de equipamentos e utilidades.

Para a realização dos cálculos, foram consideradas as características de cada processo e da produção desejada e utilizaram-se ferramentas como planilhas e softwares de simulação a depender do nível de complexidade exigido para o dimensionamento.

5.1 BALANÇO DE MASSA E ENERGIA

Para a construção dos balanços de massa e energia, foram utilizadas planilhas eletrônicas e dados obtidos a partir das definições do empreendimento, dos equipamentos utilizados e de um software de simulação de processos. As fórmulas e considerações aplicadas aos cálculos estão melhor detalhadas juntamente com as planilhas de balanço nos Apêndices A e B.

5.2 DIMENSIONAMENTO DE EQUIPAMENTOS

Neste tópico são apresentados os equipamentos utilizados na produção, bem como os resultados de seu dimensionamento, que embasaram a construção do layout do empreendimento contido no Apêndice G, o cálculo do consumo energético do processo e o levantamento de custos de implantação.

5.2.1 Des aerador

O primeiro equipamento da área 100 é o desaerador, utilizado para retirada de gases do óleo vegetal que será utilizado no processo. A definição do modelo e dimensões deste equipamento se deu a partir de opções oferecidas no mercado, por diferentes fabricantes. Para a seleção considerou-se a capacidade dos modelos encontrados e a vazão volumétrica necessária de óleo desaerado na planta. O dimensionamento foi baseado no catálogo da empresa PerMix Tec Co. e está presente no Apêndice G.1. Na Tabela 10 é possível verificar o dimensionamento do desaerador.

Tabela 10 – Resultados do dimensionamento do desaerador da área 100.

Equipamento	A (m)	L (m)	C (m)	Capacidade (L/h)	Energia (kW)	Energia (kWh)
DL - 101	2,2	0,9	2,2	1600,0	8,9	133,5

Fonte: Autores (2022).

5.2.2 Reator

A produção dos ácidos graxos é possibilitada a partir da hidrólise dos triglicerídeos do óleo vegetal. Essa reação ocorrerá em um reator batelada, posicionado na área 100 da planta. O dimensionamento do reator batelada baseou-se na estimativa da capacidade de operação do mesmo e no número de bateladas realizadas em um intervalo de tempo, para que a produção desejada seja atingida, neste mesmo período de tempo definido. Os cálculos realizados estão expostos no Apêndice G.2. A energia necessária para o aquecimento dos reagentes foi considerada nos cálculos do sistema de aquecimento com óleo térmico, presente no Apêndice E. O consumo de energia e as rotações, expostos na Tabela 11 a seguir, contendo o dimensionamento do reator, são referentes ao seu impelidor, utilizado para promover maior contato entre os reagentes e garantir boas conversões para a reação.

Tabela 11 – Resultados do dimensionamento do reator da área 100.

Equipamento	N (bateladas/dia)	D (m)	h (m)	V (m³)	RPM	Energia (kW)	Energia (kWh)
R - 101	7	1,9	1,9	5,3	1200,0	23,3	448,5

Fonte: Autores (2022).

5.2.3 Filtro de placas

Com o intuito de separar o catalisador e reutilizá-lo no processo, empregou-se um filtro de placas na área 100 responsável por filtrar a corrente que sai do reator. Considerou-se uma eficiência de 90% na remoção do catalisador pelo equipamento. Para a definição do modelo e dimensões do equipamento, foi feita a análise das opções oferecidas no mercado por diferentes fabricantes, considerando a capacidade dos modelos encontrados e a vazão volumétrica a ser

filtrada. O dimensionamento foi baseado no catálogo da empresa Scientech Ambiental presente no Anexo B e os cálculos estão apresentados no Apêndice G.3. Na Tabela 12 é possível verificar os principais resultados obtidos do dimensionamento do filtro.

Tabela 12 – Resultados do dimensionamento do filtro de placas da área 100.

Equipamento	Nº de Placas	Área das Placas (m²)	Área de Filtragem (m²)	V (L)	A (m)	L (m)	C (m)
J - 101	5	0,16	1,3	16,0	1,2	1,8	1,1

Fonte: Autores (2022).

5.2.4 Centrífugas

Na área 100, com o intuito de remover completamente o catalisador da corrente, foram previstas duas centrífugas. A definição do modelo e dimensões destes equipamentos se deu a partir da análise de opções ofertadas no mercado por diferentes fabricantes, considerando-se a rotação necessária para o processo, a capacidade de processamento dos equipamentos e o volume de material a ser centrifugado. Segundo o processo conduzido por Soares e Crisóstomo (2018), é necessário submeter o material advindo do reator a uma rotação de pelo menos 2500 rpm para que a separação do catalisador ocorra em um tempo de 15 a 45 minutos. A alocação de duas centrífugas para o processo ocorreu após consideração do tempo de processamento das mesmas e do tempo de batelada, visando equilibrá-los para que o processo não seja engargalado.

Na Tabela 13 é possível verificar o resultado do dimensionamento das centrífugas empregadas. Os cálculos realizados estão apresentados no Apêndice G.4.

Tabela 13 – Resultados do dimensionamento das centrífugas da área 100.

Equipamentos	D (m)	V (L)	Frequência (rpm)	t (min)	Potência (kW)	Energia (kWh)
C-101 e C-102	1,5	316,0	4000,0	15,0	14,7	158,1

Fonte: Autores (2022).

5.2.5 Decantador

Antes dos ácidos graxos serem destilados e fracionados, torna-se necessária a separação da água e da glicerina presente na mistura. Para isso, é empregado um equipamento denominado

decantador no início na área 200. O decantador é um tanque no qual a mistura ficará em repouso e ocorrerá a sua separação em duas fases devido à imiscibilidade e à diferença de densidade de seus componentes.

Para o dimensionamento do equipamento, considerou-se o tempo de decantação indicado pela patente de referência adotada de Soares e Crisóstomo (2018), bem como o volume a ser decantado e o tempo de cada batelada. Os cálculos realizados estão expostos no Apêndice G.5. Após a realização dos mesmos, pode-se constatar também a necessidade de dois decantadores com as mesmas dimensões para a realização do processo em um tempo compatível com o tempo de processamento dos demais equipamentos da produção. Na Tabela 14 é possível verificar o resultado do dimensionamento dos decantadores.

Tabela 14 - Resultados do dimensionamento dos decantadores da área 200.

Equipamentos	D (m)	h (m)	V (m³)	Altura da válvula (m)
FL-201 e FL-202	1,3	3,0	4,1	0,3

Fonte: Autores (2022).

5.2.6 Trocadores de Calor

A fim de simplificar os cálculos das trocas térmicas e do consumo de energia ao longo do processo, desconsiderou-se a perda de calor das correntes para o meio nas etapas do processo entre o reator e o decantador.

Entretanto, visando minimizar os erros de projeto, foi prevista a inclusão de dois trocadores de calor na área 300, logo após os decantadores. Estes trocadores têm a função de aquecer as correntes para a manutenção da alta temperatura advinda do meio reacional e pré-aquecer as mesmas para entrada nas torres de destilação e fracionamento, T-201 e T-301.

Ambos os trocadores são do tipo casco e tubos, operam em contracorrente, e a corrente quente é composta por óleo térmico, que circula na planta com a função primária de aquecer as torres de fracionamento. Os cálculos de dimensionamento realizados estão expostos no Apêndice G.6, e a energia requerida nos equipamentos foi considerada nos cálculos do sistema de aquecimento com óleo térmico, presente no Apêndice E.

Na Tabela 15 é possível verificar o resultado do dimensionamento destes trocadores de calor.

Tabela 15 - Resultados do dimensionamento dos trocadores de calor da área 200 e 300.

Trocadores	Área de troca térmica (m²)	Largura (m)	Comprimento (m)
E-201	2,58	0,28	1,75
E-301	10,40	0,43	1,85

Fonte: Autores (2022).

5.2.7 Torres de fracionamento

Para purificar a mistura de glicerol e água e purificar e fracionar a mistura de ácidos, dando origem aos produtos finais da produção, foram projetadas torres de destilação e fracionamento localizadas nas áreas 200 e 300, com a função de separar os componentes da mistura através das diferenças entre seus pontos de ebulição.

O cálculo do dimensionamento foi feito em um simulador de processos considerando principalmente as características da alimentação e a composição final dos produtos desejados, bem como visando o menor consumo de energia de infraestrutura possível pelo equipamento. Levando estas características em consideração, projetou-se um destilador onde o condensador e o refeedor a uma pressão de 1 atm.

O tipo de coluna para a T-201 será do tipo recheio com pratos perfurados e também downcomers, ideal para evitar o acúmulo de sólidos. Já o tipo de coluna para a T-301 foi definido como tipo recheio com *palls ring* metálicos e para a T-302 como tipo pratos *Sieve* com *downcomer* convencional.

Os resultados obtidos através do simulador para as torres T-201, T-301 e T-302 estão apresentados nas Tabelas 16, 17 e 18 respectivamente. A metodologia do dimensionamento está contida no Apêndice G.7.

Tabela 16 - Resultados do dimensionamento da torre de destilação T-201 da área 200.

Configurações da coluna T-201	Valor
Número de estágios	5
Estágio de alimentação da corrente X	4
Razão de refluxo	0,1
Temperatura de fundo (°C)	119,8
Temperatura de topo (°C)	99,96
Fração mássica de água no topo (%)	99,99
Fração mássica de glicerol no fundo (%)	99,74
Altura da torre (m)	3,6
Diâmetro da torre (m)	0,58
Taxa de calor no refeedor (MJ/h)	5,78
Taxa de calor no condensador (MJ/h)	-108,33

Fonte: Autores (2022).

Tabela 17 - Resultados do dimensionamento da torre de fracionamento T-301 da área 300.

Configurações da coluna T-301	Valor
Número de estágios	4
Estágio de alimentação da corrente X	2
Razão de refluxo	1
Temperatura de fundo (°C)	273,08
Temperatura de topo (°C)	210,59
Fração mássica de ácidos graxos livres no topo (%)	99,88%
Fração mássica de triglicérides no fundo (%)	98,85%
Altura da torre (m)	1,20
Diâmetro da torre (m)	0,62
Taxa de calor no refeedor (MJ/h)	273,07
Taxa de calor no condensador (MJ/h)	-489,62

Fonte: Autores (2022).

Tabela 18 - Resultados do dimensionamento da torre de fracionamento T-302 da área 300.

Configurações da coluna T-302	Valor
Número de estágios	35
Estágio de alimentação da corrente X	17
Taxa de refluxo	9
Temperatura de fundo (°C)	226,23
Temperatura de topo (°C)	209,92
Fração mássica de ácido palmítico e oleico no topo (%)	91,50%
Fração mássica de ácido esteárico no fundo (%)	95,04%
Altura da torre (m)	20,12
Diâmetro da torre (m)	3
Taxa de calor no refeedor (MJ/h)	2433,25
Taxa de calor no condensador (MJ/h)	-2.432,82

Fonte: Autores (2022).

5.2.8 Tanques

Ao analisar a planta industrial e o dimensionamento dos equipamentos exposto anteriormente, pode-se observar a existência de equipamentos com diferentes formas de operação e tempos de ciclo variados, sendo parte dos equipamentos da planta de operação contínua e parte de operação em bateladas.

Dessa forma, para garantir a eficiente integração entre as etapas e evitar paradas desnecessárias da planta ou de alguns equipamentos, torna-se necessária a instalação de tanques pulmão ao longo do processo bem como de tanques para o armazenamento de matéria-prima e produtos. O cálculo do dimensionamento dos tanques está descrito no Apêndice G.8 e os resultados estão apresentados na Tabela 19.

Tabela 19 - Resultados do dimensionamento dos tanques das áreas 100, 200 e 300.

(continua)

Equipamento	D (m)	h (m)	V (m³)
TT-101	4,7	9,4	165,4

Tabela 19 - Resultados do dimensionamento dos tanques das áreas 100, 200 e 300.

(conclusão)

Equipamento	D (m)	h (m)	V (m³)
TT-102	1,3	2,7	3,8
TT-103	2,0	4,1	12,0
TT-104	1,4	2,8	4,2
TT-105	1,4	2,8	4,2
TT-201	1,4	2,8	4,2
TT-202	0,7	1,4	0,5
TT-203	1,0	1,9	1,4
TT-204	1,7	5,0	10,7
TT-301	1,4	2,8	4,5
TT-302	3,7	14,8	159,5
TT-303	1,8	3,5	8,5

Fonte: Autores (2022).

5.3 DIMENSIONAMENTO DE UTILIDADES DO PROCESSO

Para o presente empreendimento, está prevista a necessidade de água potável, óleo térmico, gás inerte e eletricidade como principais utilidades de processo. A seguir é apresentada a descrição de cada uma das utilidades, bem como os resultados dos dimensionamentos de utilização para cada uma.

5.3.1 Água Potável

Está prevista na planta industrial projetada a demanda de água potável fria tanto para a área industrial quanto para a área administrativa. Água potável quente e gelada também são demandadas para a área administrativa.

Optou-se pela escolha de equipamentos individuais que realizam o aquecimento ou resfriamento da água direto no ponto de utilização através de energia elétrica, como chuveiros e bebedouros elétricos. Sendo assim, dispensou-se o uso de aquecedores e chillers para o

aquecimento e resfriamento da água, bem como tubulações especificamente projetadas para as linhas de água quente e gelada.

Sendo assim, foi projetado apenas o consumo e distribuição de água fria ao longo da planta. O consumo de água diário total e por equipamento foi estimado a partir das considerações detalhadas no Apêndice D e está resumido na Tabela 20 a seguir.

Tabela 20 – Consumo de água potável fria total e por equipamento.

Equipamento	Quantidade	Consumo diário (L)
Chuveiros	2	2760
Pias	2	513
Sanitários	2	2907
Bebedouros	2	26,4
Torneiras	3	2160
Reator	1	2237
Total	-	10603

Fonte: Autores (2022).

5.3.2 Óleo Térmico

O sistema de aquecimento com óleo térmico tornou-se necessário devido às condições de processo da torre de fracionamento e torres de destilação. Como os ácidos graxos e triglicerídeos possuem um alto ponto de ebulição, as torres precisarão trabalhar em temperaturas mais elevadas, não sendo indicado então o uso de aquecimento com vapor. Além disso, pode-se analisar se a corrente de óleo térmico poderia aquecer outros equipamentos da planta, após o aquecimento das colunas. Com isso, buscou-se validar a possibilidade de realizar o aquecimento de todos os equipamentos com o óleo, não sendo necessário assim possuir dois sistemas, um de óleo e outro de vapor.

Este tipo de sistema se dá pela recirculação do óleo, em um sistema fechado. Assim o óleo é aquecido por combustão de um gás, troca calor com os equipamentos do processo e volta ao seu sistema de aquecimento para ser reaquecido e recirculado continuamente. O sistema de aquecimento do óleo térmico pode ser observado no Anexo C. O objetivo do dimensionamento do sistema de óleo térmico é a definição da massa de óleo requerida para este sistema e,

consequentemente, o seu custo. Para o dimensionamento do sistema, identificou-se quais equipamentos necessitarão de aquecimento e quais as temperaturas de operação dos mesmos.

Os equipamentos que necessitam de aquecimento e suas respectivas temperaturas de processo podem ser observados na Tabela 21, a seguir.

Tabela 21 – Temperatura máxima de operação por equipamento.

Equipamento	Temperatura Máxima de Operação (°C)
T-201	119,8
T-301	273,1
T-302	226,2
R-101	190,0
E-201	100,0
E-301	200,0

Fonte: Autores (2022).

Devido às condições de operação, os óleos em oferta são sintéticos. Para a escolha, foram analisados alguns catálogos onde o escolhido foi o Therminol VP-1 do Anexo D. Sua temperatura máxima de alcance pode chegar a 400 °C. Sua escolha foi principalmente devido ao alto alcance térmico que este fluido consegue proporcionar e as condições de pressão necessárias para a sua operação. Segundo especificações do fabricante, uma análise do óleo deve ser feita a cada seis meses de operação e, caso necessário, uma troca de 10% do óleo deve ser realizada. Apesar da operação trabalhar com temperaturas máximas de 310°C para o óleo de palma, reitera-se que a planta dimensionada é multi-óleos. Dessa forma, se operada com outro tipo de óleo para uma campanha específica ao mercado, na etapa de fracionamento existe a possibilidade de operação em temperaturas mais altas exigindo uma performance maior do óleo térmico.

Após a seleção do óleo, pode-se então estabelecer a temperatura inicial do mesmo, ou seja, a temperatura que sairia do sistema de aquecimento de óleo e que chegaria até o primeiro equipamento. A perda de calor do óleo térmico para o meio foi desconsiderada, ou seja, a única forma considerada de transferência de energia do óleo foi na troca térmica em cada equipamento que integra o sistema de aquecimento. Além disso, estabeleceu-se uma queda de temperatura padrão da corrente de óleo, após o aquecimento de cada equipamento. Essa consideração se

tornou necessária para que se obtivesse apenas uma variável na equação fundamental da calorimetria.

Com isso, obteve-se a configuração do sistema. O óleo sai a 310 °C e passa inicialmente pelo refeedor da torre T-301, reduzindo sua temperatura a 290°C, que possui maior temperatura de operação. Após isso o óleo passa pelo refeedor da torre T-302 e reduz sua temperatura a 270°C, partindo então para o reator, onde reduz novamente sua temperatura até 250°C. O óleo térmico chega ao refeedor da torre T-201 a 250°C e sai a 230°C. Por fim, o óleo térmico realiza o aquecimento dos dois trocadores de calor. Primeiramente, o óleo fornece o calor requerido do trocador E-301 e atinge uma temperatura de 210°C. Na sequência o óleo passa pelo trocador E-201, atingindo a temperatura de 190°C e retornando ao sistema de aquecimento.

Após a definição da configuração do sistema, realizou-se o cálculo estimado de massa de óleo térmico necessária. Estima-se que a massa necessária de óleo térmico será de 855,95kg. Os cálculos realizados para a obtenção deste valor podem ser conferidos no Apêndice E.

5.3.3 Gás Inerte

Para a pressurização do reator até a pressão necessária para a reação, de 13 bar, será utilizado gás inerte. Os cálculos realizados para a estimativa da quantidade de gás necessária podem ser visualizados no Apêndice F. Optou-se pelo nitrogênio pela adequação ao processo e custo favorável, em relação a outras opções.

Além disso, a planta precisará operar a 156,6 kg por dia de consumo de gás inerte. Utilizará nitrogênio líquido pela facilidade da compra e da logística em questão de transporte do produto. Segundo o The Physics Factbook (2007), o custo do nitrogênio líquido é em torno de US\$2 por galão, o que equivale a 3,79 kg. Dessa forma, o custo diário por N₂ será de US\$ 82,64. A Tabela 22 mostra a quantidade projetada de gás inerte utilizado por batelada do reator e por dia, na planta.

Tabela 22 - Demanda de gás inerte no reator R-101.

Utilidade	Consumo (kg/batelada)	Consumo (kg/dia)	Custo (kg/dia)
Gás Inerte	22,4	156,6	US\$82,64

Fonte: Autores, 2022.

O gás utilizado, antes de ser descartado, precisará passar por um processo de tratamento para remoção de componentes orgânicos.

5.3.4 Eletricidade

A demanda de energia por equipamento está exposta na Tabela 23 abaixo, a qual apresenta o consumo de energia elétrica diária. Dessa maneira, temos um consumo mensal de energia igual a 13.006,8 kWh e o custo mensal igual a US\$ 30.522,76.

Tabela 23 – Demanda de energia elétrica por equipamento.

Equipamento	W (kWh)	Preço (US\$/hora)	Preço (US\$/ano)
DL-101	8,9	\$0,98	\$7.518,72
R-101	6,80	\$0,75	\$5.741,12
A-101	0,7	\$0,08	\$591,36
C-201	14,71	\$1,62	\$12.427,01
C-202	14,71	\$1,62	\$12.427,01
P-101	27,66	\$3,04	\$23.371,30
P-102	90,21	\$9,92	\$76.209,82
P-103	17,31	\$1,90	\$14.620,57
P-104	14,83	\$1,63	\$12.526,57
P-201	17,20	\$1,89	\$14.529,90
P-202	152,90	\$16,82	\$129.170,72
P-203	15,58	\$1,71	\$13.159,26
P-204	0,56	\$0,06	\$470,17
P-205	1,03	\$0,11	\$867,40
P-301	1,91	\$0,21	\$1.609,48
P-302	23,87	\$2,63	\$20.166,71
P-304	22,79	\$2,51	\$19.249,10
P-305	1,91	\$0,21	\$1.616,92
Total	433,56	\$47,69	\$366.273,13

Fonte: Autores (2022).

5.3.5 Tratamento de efluentes

Para que não haja desperdício no processo de produção de ácidos graxos, considera-se um ciclo fechado para a água, a qual sai da TT-203 e é retornada ao R-101. Dessa maneira, aproveita-se a atividade do pH ácido.

Os resíduos líquidos advindos dos pontos de limpeza (esterilização de equipamentos, lavanderia e refeitório) e de utilidades administrativas (banheiros, escritórios e refeitório) serão direcionados para a estação de tratamento de efluentes (ETE). A ETE será planejada e construída pela empresa terceirizada, a qual deve seguir a legislação brasileira ambiental, havendo um controle rigoroso sobre o tratamento de efluentes.

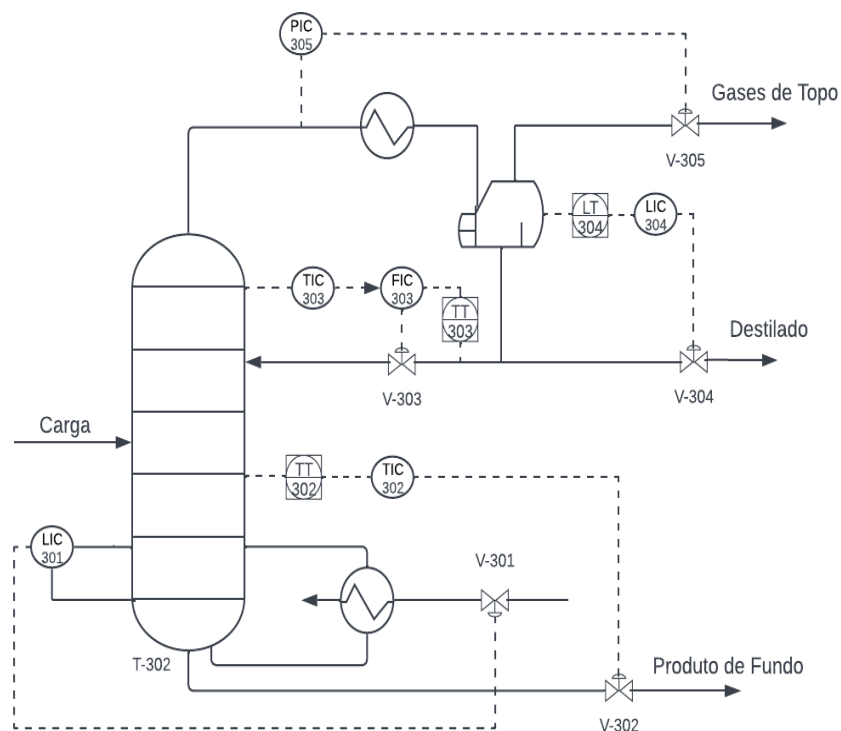
Além disso, para a empresa terceirizada a ser contratada, será considerado 1% do custo operacional.

6 CONTROLE DO PROCESSO

Para a representação do controle de processos empregado no empreendimento, selecionou-se a coluna de fracionamento T-302 por se tratar de um equipamento chave para a purificação dos produtos do empreendimento, permitindo que os mesmos estejam dentro dos limites previstos para a presença de triglicerídeos e componentes não-glicerídeos e voláteis e garantindo a qualidade da produção.

A Figura 10 demonstra a estratégia de controle e instrumentação descrita em maiores detalhes posteriormente.

Figura 10 – Controle e instrumentação da torre de fracionamento T-302.



Fonte: Autores (2022).

O controle de qualidade dos produtos tem duas alternativas, o primeiro é a instalação de analisadores que meçam a composição de topo e de fundo, cujos sinais vão aos controladores PID e controlam a vazão de refluxo e a vazão do fluido quente do refervedor, considerando o sistema de compensação de tempo morto. A segunda alternativa é na instalação de inferências

para estimar a composição e a qualidade dos produtos, as quais medem as temperaturas no prato de fundo e no prato de topo, independentemente do valor da pressão por ser constante no sistema, desde que o perfil de temperatura da torre tenha uma variação expressiva maior que 0,1 °C ao longo dos pratos.

Dessa maneira, opta-se o uso de inferências pela sua simplicidade em controlar indiretamente a composição através da temperatura, e pelo perfil de temperatura indicado para esse caso, conforme Campos e Teixeira (2006).

Instala-se o controlador indicador de nível (LIC-301) no fundo da coluna instalado no prato número 18, por tratar de uma diferença significativa de temperatura em relação ao seu anterior (1,52 °C), e passa a manipular o refeedor (V-301), a fim de vaporizar todo o refluxo interno da coluna naquele instante.

Ademais, o medidor transmissor de temperatura (TT-302) é instalado no determinado prato de fundo da coluna, o qual envia sinais elétricos a um controlador indicador de temperatura (TIC-302). Com o elevado valor de refluxo interno da torre, o controlador é responsável em controlar na válvula de regulagem (V-302) a vazão de retirada de produto, que é manipulada para garantir a composição da corrente.

Da mesma forma, no determinado prato de topo da coluna é instalado o segundo medidor transmissor de temperatura (TT-303). Sabendo que a vazão do refluxo é muito maior que a do destilado, manipula-se lentamente este refluxo através de um controlador indicador de temperatura (TIC-303) no topo da torre, conectado do controlador indicador de vazão (FIC-303). Assim, o FIC-303 controla a válvula da vazão do refluxo (V-303).

No tambor, o medidor transmissor de nível (LT-304) irá sinalizar ao controlador de indicador de nível (LIC-304) a vazão de destilado pela válvula que regula a vazão de destilado (V-304).

Contudo, a pressão no topo da torre é controlada através do controlador indicador de pressão (PIC-305) na vazão de alívio dos gases (V-305). Levando em consideração a influência dos gases não condensáveis na pressão da coluna, que permanecem solúveis, é importante que a pressão se mantenha constante durante todo o processo de fracionamento.

As malhas de controle para a coluna T-301 foram aproximadas e não abordadas nessa seção.

7 PROJETO DAS INSTALAÇÕES INDUSTRIAIS

Para o presente empreendimento, estima-se a instalação de tubulações para o fluxo de correntes do processo, de água potável e de óleo térmico. Os resultados do dimensionamento das redes de tubulação da planta são apresentados neste tópico.

7.1 INSTALAÇÕES DO PROCESSO

As instalações do processo correspondem às tubulações, utilidades e acessórios empregados no transporte dos fluidos principais do processo, iniciando-se com a matéria-prima, passando por todos os intermediários e finalizando com os produtos e subprodutos da produção.

7.1.1 Tubulações do processo

O dimensionamento realizado pode ser observado no Apêndice C e os respectivos diâmetros, vazões e comprimentos das tubulações, em cada trecho do processo, podem ser observados na Tabela 24 a seguir.

Tabela 24 – Resultados do dimensionamento das tubulações de processo.

(continua)

Trecho	Bitola (pol)	Velocidade (m/s)	Ltotal (m)
1	1,00	1,48	5,50
2	1,00	1,48	1,72
3	1,00	1,48	1,72
4	2,50	1,98	0,48
5	1,00	2,63	6,75
7	2,00	2,65	0,70
8	2,00	2,65	0,70
9	1,25	1,37	1,50
10	1,25	1,37	0,71
11	1,25	1,37	0,71
12	1,25	1,37	1,26
13.A	1,25	1,37	2,72
13.B	1,25	1,37	6,22

Tabela 24 – Resultados do dimensionamento das tubulações de processo.

(conclusão)

Trecho	Bitola (pol)	Velocidade (m/s)	Ltotal (m)
14.A	1,25	1,37	4,00
14.B	2,00	2,89	0,50
15	1,25	1,37	2,27
16	2,00	2,89	1,55
17.A	1,25	1,37	2,23
17.B	2,00	2,89	5,06
18.A	3,00	2,46	13,63
18.B	3,00	2,46	10,79
19.A	1,25	1,37	6,19
19.B	1,25	1,37	3,36
20	1,25	1,37	2,14
21	0,75	0,19	0,75
22	0,75	0,19	0,75
23	0,75	0,19	1,50
24	0,75	0,04	1,50
25	0,75	0,19	2,95
26	0,75	0,19	2,95
27	1,00	0,49	0,75
28	1,00	0,49	0,75
29	1,00	0,49	1,48
30	1,00	0,49	0,75
31	1,00	0,49	6,54

Fonte: Autores (2022).

7.1.2 Bombas do processo

No dimensionamento das bombas são consideradas as vazões necessárias, o comprimento e a variação de altura para cada trecho do processo, assim como a viscosidade do fluido e a velocidade máxima desejável na tubulação. Para os cálculos, considerou-se também a velocidade de recalque igual à velocidade de sucção e uma eficiência de 80%. Além disso,

estimou-se uma perda de carga localizada (representada por KI na Tabela 25) igual a 25% do comprimento do trecho, já que não foram selecionados e definidos todos os acessórios presentes em cada trecho.

As bombas requeridas no processo, assim como suas respectivas potências, podem ser observadas na Tabela 25 a seguir. A seleção dos modelos de bombas está detalhada no Apêndice G.9 e o cálculo das potências no Apêndice B.2.

Tabela 25 – Resultados do dimensionamento das bombas de processo.

Bomba	D (pol)	Ltotal (m)	KI (m)	Vazão (m³/h)	Potência (kW)	Potência (hp)
P-101	1	6,6	8,3	1,48	44,2	33,0
P-102	2	2,8	3,5	19,3	90,2	67,3
P-103	1,25	2,8	3,5	3,9	17,3	12,9
P-104	1,25	8,7	10,9	3,9	14,8	11,1
P-201	1,25	7,7	9,6	3,9	17,2	12,8
P-202	2	8,9	11,1	21,1	152,9	114,0
P-203	1,25	9,3	11,7	3,9	15,6	11,6
P-204	0,75	3,7	4,6	0,2	0,6	0,4
P-205	0,75	7,1	8,9	0,2	1,0	0,8
P-301	1	3,7	4,6	0,9	1,9	1,4
P-302	1	10,4	13,0	0,9	23,9	17,8
P-303	1	20,9	26,1	0,9	22,8	17,0
P-304	0,75	4,5	5,6	0,2	1,9	1,4

Fonte: Autores (2022).

7.1.3 Acessórios de tubulação do processo

Considerando o trecho 0 o centro de carga e descarga, obtém-se 31 válvulas, 17 cotovelos e 6 tês, conforme apresentado na Tabela 26. Além disso, as válvulas a serem utilizadas em fluidos viscosos são do tipo globo (CHEIS, 2013).

Tabela 26 - Acessórios de tubulação de processo.

Trecho	Válvula	Cotovelo	Tê
0-1	1		
1-2	1		
2-3	1		
3-4	1	1	1
4-5	1		
5-6	1		
6-7	1		
7-9	4	4	2
9-11	4	3	3
11-12	1		
12-13	1		
13-14	1	1	
13-15	1		
15-0	1	1	
11-16	1	1	
16-17	1		
17-18	1		
18-19	1		
19-20	2	2	
19-21	1		
21-22	1		
21-23	1	2	
22-0	1	1	
23-0	1	1	

Fonte: Autores (2022).

7.2 INSTALAÇÕES DE ÁGUA POTÁVEL

Analisando a demanda de água potável apresentada no tópico 5.3.1, foi possível fazer o dimensionamento dos reservatórios de água da planta. Definiu-se a existência de dois reservatórios: um superior e outro inferior. O reservatório inferior destina-se a armazenar a água

advinda da fonte necessária para suprir a demanda de toda a unidade industrial e um adicional a mais para o sistema de contenção de incêndios, foi dimensionado em 25.000 L. O reservatório superior se destina a armazenar água necessária para suprir a demanda da unidade industrial e distribuí-la através da rede de tubulações até os pontos de utilização e foi dimensionado em 12.000 L.

Analisando-se a altura do reservatório inferior e dos pontos de utilização de água, optou-se por posicionar o reservatório superior, através de uma estrutura metálica, a pelo menos 5 metros acima do reservatório inferior. Nesta altura, a água pode ser distribuída a qualquer um dos pontos de utilização da unidade sem a necessidade de bombas, aproveitando-se da força gravitacional e da pressão causada pela coluna de líquido. Apenas uma bomba foi dimensionada para a tubulação para conectar o reservatório inferior ao superior.

O material selecionado para as tubulações de água fria foi o PVC, devido ao baixo valor e alta durabilidade, sendo a escolha ideal para tubulações de água. A configuração da rede de tubulação de água pode ser observada no recorte do layout industrial no Apêndice J.

8 ANÁLISE ECONÔMICA

Esta etapa tem como objetivo analisar a viabilidade econômica da planta através do levantamento e contabilização do investimento total, por meio dos custos e despesas, a elaboração do fluxo de caixa acumulado e também a mensuração de indicadores econômicos que possibilitem eventuais conclusões importantes na tomada de decisão como valor presente líquido (VPL), taxa interna de retorno (TIR) e o tempo de retorno do investimento (PB).

8.1 ESTIMATIVAS

O Investimento Total (I_{total} \$) corresponde ao total de recursos empatados e arriscados no empreendimento. É constituído do Investimento Fixo (I_{fixo}), do Capital de Giro (I_{giro}) e do Investimento para a Partida ($I_{partida}$). O Investimento Fixo (I_{fixo}) corresponde aos recursos necessários à construção do processo, incluindo o Investimento Direto (I_{direto}) e o Investimento Indireto ($I_{indireto}$). O Investimento Direto (I_{direto}) inclui os recursos para o material necessário para a montagem das instalações, incluindo investimentos em ISBL e em OSBL. O Capital de Giro (I_{giro}) corresponde aos recursos necessários para manter a empresa em funcionamento durante as interrupções ocasionais da produção. O Investimento para a Partida ($I_{partida}$) serve para cobrir custos que ocorrem antes e durante a partida do processo, como contratação antecipada de certo tipo de pessoal e a operação ineficiente do processo durante essa fase inicial (PERLINGEIRO, 2005).

Segundo Perlingeiro (2005), o ISBL é aquele utilizado para aquisição, transporte e instalação de equipamentos que estão envolvidos diretamente no processo. Para obtenção do valor final deve obter o preço de compra dos equipamentos, através da configuração obtida nos seus respectivos dimensionamentos, multiplicando por 3 fatores experimentais, sendo eles:

- a) Fator de Lang: este fator leva em consideração outros itens indispensáveis para a operação de um equipamento (isolamento térmico, tubulações...). Para o tipo de processo da ACIBIO, foi definido um fator de 4,8;
- b) Fator de atualização dos preços: é utilizado para atualizar os preços para o ano atual;
- c) Fator de transferência de região: deve ser incluído levando em consideração onde foi estimado o preço e onde será erguida a instalação.

8.1.1 Investimento em equipamentos

O custeio dos equipamentos foi realizado através do método de cálculo das regras de potência (Towler e Sinnott, 2013) de acordo com os direcionamentos para cada equipamento, contidos nos Anexos T e U.

A Tabela 27 apresenta os custos de aquisição corrigidos, levando em conta os fatores de pressão, de material e de temperatura, e o custo de instalação de cada equipamento. Para a abordagem orçamento e cotação (OC), fez-se utilização dos valores encontrados nos catálogos.

Tabela 27 – Custos de Equipamentos.

(continua)

Código	Tipo de Equipamento	Unidades	Material	Valor	Unidade	Abordagem	Custo de aquisição corrigido (US\$)	Custo de instalação (US\$)
TT-101	Tanque	1	Aço carbono	165,39	m ³	RPI	\$47.655,58	\$190.622,33
TT-102	Tanque	1	Aço inoxidável 304	3,77	m ³	RPI	\$21.897,37	\$87.589,47
TT-104	Tanque	1	Aço inoxidável 304	4,17	m ³	RPI	\$23.192,89	\$92.771,57
TT-105	Tanque	1	Aço inoxidável 304	4,16	m ³	RPI	\$23.161,17	\$92.644,69
TT-201	Tanque	1	Aço inoxidável 304	4,16	m ³	RPI	\$23.161,17	\$92.644,69
TT-202	Tanque	1	Aço inoxidável 304	0,51	m ³	RPI	\$7.001,52	\$28.006,08
TT-203	Tanque	1	Aço inoxidável 304	1,38	m ³	RPI	\$12.348,34	\$49.393,34
TT-204	Tanque	1	Aço inoxidável 304	10,73	m ³	RPI	\$39.748,36	\$158.993,43
TT-301	Tanque	1	Aço inoxidável 304	4,48	m ³	RPI	\$31.408,64	\$125.634,57
TT-302	Tanque	1	Aço carbono	159,52	m ³	RPI	\$60.777,00	\$243.108,00
TT-303	Tanque	1	Aço inoxidável 304	8,50	m ³	RPI	\$45.246,97	\$180.987,87
DL-101	Desaerador	1	Aço inoxidável 304			OC	\$28.600,00	\$114.400,00
R-101	Reator com misturador	1	Aço carbono	6,14	m ³	RPI	\$16.882,38	\$67.529,53
J-101	Filtro de Placas	1	Aço inoxidável 304	0,13	m ³	RPII	\$140.213,32	\$560.853,29
A-101	Elevador	1	Aço carbono	10,00	m	RPII	\$37.719,67	\$150.878,68
E-201	Trocador de Calor	1	Aço carbono	4,93	m ²	RPI	\$5.117,86	\$20.471,45

Tabela 27 – Custos de Equipamentos.

(conclusão)

Código	Tipo de Equipamento	Unidades	Material	Valor	Unidade	Abordagem	Custo de aquisição corrigido (US\$)	Custo de instalação (US\$)
E-301	Trocador de Calor	1	Aço carbono	27,85	m ²	RPI	\$10.382,79	\$41.531,15
C-201 a C-202	Centrífuga	2	Aço inoxidável 304			OC	\$57.200,00	\$228.800,00
FL-201 e FL-202	Decantador	2	Aço inoxidável 304			OC	\$182.000,00	\$728.000,00
T-201	Casco vazio	1	Aço inoxidável 304	981,32	kg	RPII	\$35.661,08	\$142.644,34
T-301	Casco vazio	1	Aço inoxidável 304	349,67	kg	RPII	\$13.199,15	\$52.796,61
T-302	Casco vazio	1	Aço inoxidável 304	28.368,13	kg	RPII	\$353.262,98	\$1.413.051,91
T-201	Recheio estruturado	1	Aço inoxidável 304	0,58	m	RPI	\$19.536,85	\$78.147,41
T-301	Sieve	1	Aço carbono	0,62	m	RPI	\$16.562,57	\$66.250,28
T-302	Sieve	1	Aço carbono	3,00	m	RPI	\$69.539,51	\$278.158,03
P-301	Bomba de vácuo	1	Aço carbono	2,98	kW	RPI	\$8.377,95	\$33.511,82
P-302	Bomba de vácuo	1	Aço carbono	2,98	kW	RPI	\$8.377,95	\$33.511,82
P-304	Bomba	1	Alumínio			OC	\$1.023,77	\$1.330,90
P-305	Bomba	1	Aço inoxidável 304			OC	\$318,61	\$350,47
							TOTAL (ISBL)	\$5.354.613,74

Fonte: Autores (2022).

8.1.2 Estimativa do custo de investimento

Segundo Perlingeiro (2005), o outside battery limits (OSBL) é relacionado ao investimento com itens relacionados ao processo, porém fora da área onde acontece o processamento dos produtos da empresa.

A inclusão dos tipos de investimentos vai desde edificações auxiliares até acondicionamento e armazenamento do produto. Por definição, considera-se o OSBL como 45% do custo ISBL (TOWLER & SINNOTT, 2013).

Para obtenção de um valor de investimento mais realista, tem-se que considerar também os custos indiretos necessários a ACIBIO como o custo com algumas pessoas especialistas, pagamento de horas extras. Esse montante de custos para o processo de obtenção de ácidos graxos foi considerado 20% dos custos diretos da operação.

Também, é necessário considerar o capital de giro, valor este suficiente para manter estoques, de matéria prima ou de produto, dinheiro em caixa para eventuais pagamentos etc. O capital de giro da operação foi definido sendo 15% do investimento total na ACIBIO. Por fim, o investimento para partida foi definido como sendo 10% do investimento fixo do projeto, sendo este necessário para custos relacionados ao start da operação. Os resultados da estimativa de custos de capital encontram-se na Tabela 28.

Tabela 28 – Cálculo dos custos de capital.

Custos	Descrição	Valor (US\$)
ISBL	Aquisição e instalação dos equipamentos	\$5.354.613,74
OSBL	45% ISBL	\$2.409.576,18
I direto	ISBL + OSBL	\$7.764.189,92
I indireto	20 % I direto	\$1.552.837,98
I fixo	I direto + I indireto	\$9.317.027,91
I giro	15% I fixo	\$1.304.383,91
I partida	10% I fixo	\$931.702,79
I total (I fixo, I giro e I partida)		\$11.553.114,61

Fonte: Autores (2022).

8.1.3 Financiamento

Considerou-se 35% do capital de investimento total de um grupo de sócios investidores. E a outra parte do montante, 65% do capital de investimento total, será solicitada através de financiamento do Banco Nacional de Desenvolvimento (BNDES), o qual aplicou-se uma taxa de juros de 11,86% a.a.

O financiamento será utilizado o Sistema de Amortização Constante (SAC), considerando uma quitação em 10 anos, o prazo máximo estabelecido pelo banco, sendo o primeiro ano a construção da indústria, então não haverá pagamento da parcela e de carência neste ano. Os resultados do cálculo da amortização do financiamento estão descritos na Tabela 29.

Tabela 29 – Cálculo da Amortização.

Ano	Parcela (US\$)	Juros (US\$)	Amortização (US\$)	Saldo Devedor (US\$)
0	\$0,00	\$0,00	\$0,00	\$7.509.524,49
1	\$0,00	\$0,00	\$0,00	\$7.509.524,49
2	\$1.725.021,22	\$890.629,60	\$834.391,61	\$6.675.132,88
3	\$1.626.062,37	\$791.670,76	\$834.391,61	\$5.840.741,27
4	\$1.527.103,53	\$692.711,91	\$834.391,61	\$5.006.349,66
5	\$1.428.144,68	\$593.753,07	\$834.391,61	\$4.171.958,05
6	\$1.329.185,84	\$494.794,22	\$834.391,61	\$3.337.566,44
7	\$1.230.226,99	\$395.835,38	\$834.391,61	\$2.503.174,83
8	\$1.131.268,15	\$296.876,53	\$834.391,61	\$1.668.783,22
9	\$1.032.309,30	\$197.917,69	\$834.391,61	\$834.391,61
10	\$933.350,46	\$98.958,84	\$834.391,61	\$0,00
Total		\$4.453.148,02	\$7.509.524,49	

Fonte: Autores (2022).

8.1.4 Custos Diretos

Custos diretos são custos diretamente proporcionais relacionados à produção, matéria-prima, utilidade e manutenção. O custo de manutenção corresponde a 4% do investimento fixo (PERLINGEIRO, 2005). O custo anual de manutenção é de US\$372.773,75 para 100% de capacidade. Os preços das matérias-primas para produção anual de 5858,58 toneladas de ácidos graxos livres dimensionada para a unidade industrial são expostos na Tabela 30.

Tabela 30 – Custos com matéria-prima.

Matéria-Prima	Quantidade (t/ano)	Preço (US\$/ano)	Referência
Óleo de Palma	7.229,66	\$6.110.649,02	Comex Sat (2022)
Catalisador	140,25	\$1.332,38	Dalian Start International (2022)
Água	3.392,96	\$5.070,44	Camaçari (2022)
Total	10.762,87	\$6.117.051,83	

Fonte: Autores (2022).

Para utilidades foram necessários gás natural para aquecer o fluido térmico, energia elétrica para os equipamentos industriais e uso comercial, gás nitrogênio e troca de óleo térmico. O custo estimado com o uso de energia elétrica foi calculado com a tarifa B3 (Classe Industrial), fornecida pela concessionária de energia na Bahia, Companhia de Eletricidade do Estado da Bahia, com valor de US\$ 0,11 (COELBA, 2022). O valor do gás considerado foi de US\$0,71/m³. Os demais custos de utilidades estão expostos na Tabela 31.

Tabela 31 - Custos com utilidades industriais.

Utilidades	Quantidade	Preço (US\$/ano)	Referência
Gás Natural (m ³)	2,31	\$108.338,86	Bahia Gás (2022)
Gás Nitrogênio (kg/dia)	156,60	\$26.444,80	Karen Fan (2007)
Óleo térmico (troca)	135,26 (litros/ano)	\$766,52	-
Energia Elétrica (kWh)	433,56	\$366.273,13	COELBA (2022)
Total		\$501.823,31	

Fonte: Autores (2022).

8.1.5 Custos Fixos

Os custos fixos englobam a mão de obra na planta e o pagamento. Foi considerado um total de 31 funcionários para a planta industrial. A Tabela 32 apresenta o cargo dos colaboradores, o salário de cada colaborador e o salário anual total.

Torna-se necessário salientar que foi adicionado um acréscimo de 70% em cima do salário base encontrado no Glassdoor para a respectiva função visando considerar os encargos sociais inerentes à contratação de cada colaborador.

Tabela 32 – Custos com funcionários.

(continua)				
Cargo	Nº de funcionários	Custo mensal por funcionário (US\$)*	Encargos sociais	Custo Anual (US\$)
Diretor Geral	1	\$2.064,93	\$1.445,45	\$42.124,48
Gerente administrativo	1	\$850,93	\$595,65	\$17.359,03

Tabela 32 – Custos com funcionários.

Cargo	Nº de funcionários	Custo mensal por funcionário (US\$)*	Encargos sociais	(conclusão)
				Custo Anual (US\$)
Gerente de operações	1	\$1.665,30	\$1.165,71	\$33.972,09
Gerente de produção	1	\$2.085,63	\$1.459,94	\$42.546,94
Assistente de vendas	1	\$594,22	\$415,95	\$12.122,01
Assistente de compras	1	\$494,40	\$346,08	\$10.085,82
Assistente de RH	1	\$466,42	\$326,49	\$9.514,93
Supervisor de operações	3	\$710,26	\$497,18	\$43.467,99
Encarregado de serviços gerais - Área 100	2	\$296,64	\$207,65	\$12.102,99
Encarregado de operações - Área 200	2	\$590,67	\$413,47	\$24.099,40
Encarregado de operações - Área 300	3	\$590,67	\$413,47	\$36.149,10
Técnico da sala de operações	3	\$744,78	\$521,34	\$45.580,30
Operador do sistema de aquecimento	3	\$461,57	\$323,10	\$28.247,91
Auxiliar de limpeza	2	\$274,07	\$191,85	\$11.181,94
Segurança	3	\$313,99	\$219,79	\$19.216,34
Analista de manutenções	3	\$412,87	\$289,01	\$25.267,84
Total	31	\$12.617,35	\$8.832,15	\$413.039,10

Fonte: Autores (2022).

8.2 RECEITAS

As receitas do projeto referem-se à venda da produção na planta industrial da ACIBIO. Conforme abordado na Tabela 6, o preço de comercialização de ácido esteárico é de 1,39 US\$/kg. Para os ácidos palmítico e oleico foi considerado o preço de comercialização a 1,67 US\$/kg. E para a glicerina, o valor do preço de comercialização é igual a 1,92 US\$/kg.

Na Tabela 33 estão descritas as receitas totais do empreendimento através da venda dos produtos.

Tabela 33 – Receitas do empreendimento.

Produto	Preço/tonelada (US\$)	Produção anual (ton)	Receita anual (US\$)
GLIC001	\$2.367,13	330,92	\$783.327,04
ACID001	\$1.832,70	303,56	\$556.334,41
ACID002	\$2.131,55	5.565,58	\$11.863.312,05
Total		6.200,06	\$13.202.973,50

Fonte: Autores (2022).

8.3 VIABILIDADE DO EMPREENDIMENTO'

Após os levantamentos de custos e estimativas de receitas, estimou-se a Taxa Interna de Retorno (TIR) e o Valor Presente Líquido (VPL). Na elaboração do fluxo de caixa, exposto na Tabela 33, foi considerado um desconto de 15% de imposto de renda e deduções relacionadas a outros impostos de 15%.

Tabela 34 - Fluxo de caixa do empreendimento.

(continua)

Ano	Receita Bruta	Custos de produção	Dedução de impostos	Financiamento	Deduções	Lucro líquido
0	-	-	-	-	-	-\$7.509.524,49
1	\$7.921.784,10	\$4.542.557,40	\$1.188.267,61	\$0,00	\$328.643,86	\$1.862.315,22
2	\$9.242.081,45	\$5.165.229,70	\$1.386.312,22	\$1.725.021,22	\$144.827,75	\$820.690,57
3	\$10.562.378,80	\$5.787.902,01	\$1.584.356,82	\$1.626.062,37	\$234.608,64	\$1.329.448,96
4	\$12.542.824,82	\$6.721.910,47	\$1.881.423,72	\$1.527.103,53	\$361.858,07	\$2.050.529,04
5	\$12.542.824,82	\$6.721.910,47	\$1.881.423,72	\$1.428.144,68	\$376.701,89	\$2.134.644,06
6	\$13.202.973,50	\$7.033.246,62	\$1.980.446,02	\$1.329.185,84	\$429.014,25	\$2.431.080,76

Tabela 34 - Fluxo de caixa do empreendimento.

(conclusão)						
Ano	Receita Bruta	Custos de produção	Dedução de impostos	Financiamento	Deduções	Lucro líquido
7	\$13.202.973,50	\$7.033.246,62	\$1.980.446,02	\$1.230.226,99	\$443.858,08	\$2.515.195,78
8	\$13.202.973,50	\$7.033.246,62	\$1.980.446,02	\$1.131.268,15	\$458.701,91	\$2.599.310,80
9	\$13.202.973,50	\$7.033.246,62	\$1.980.446,02	\$1.032.309,30	\$473.545,73	\$2.683.425,82
10	\$13.202.973,50	\$7.033.246,62	\$1.980.446,02	\$933.350,46	\$488.389,56	\$2.767.540,84
11	\$13.202.973,50	\$7.033.246,62	\$1.980.446,02		\$628.392,13	\$3.560.888,72
12	\$13.202.973,50	\$7.033.246,62	\$1.980.446,02		\$628.392,13	\$3.560.888,72
13	\$13.202.973,50	\$7.033.246,62	\$1.980.446,02		\$628.392,13	\$3.560.888,72
14	\$13.202.973,50	\$7.033.246,62	\$1.980.446,02		\$628.392,13	\$3.560.888,72
15	\$13.202.973,50	\$7.033.246,62	\$1.980.446,02		\$628.392,13	\$3.560.888,72
16	\$13.202.973,50	\$7.033.246,62	\$1.980.446,02		\$628.392,13	\$3.560.888,72
17	\$13.202.973,50	\$7.033.246,62	\$1.980.446,02		\$628.392,13	\$3.560.888,72
18	\$13.202.973,50	\$7.033.246,62	\$1.980.446,02		\$628.392,13	\$3.560.888,72
19	\$13.202.973,50	\$7.033.246,62	\$1.980.446,02		\$628.392,13	\$3.560.888,72
20	\$13.202.973,50	\$7.033.246,62	\$1.980.446,02		\$628.392,13	\$3.560.888,72
21	\$13.202.973,50	\$7.033.246,62	\$1.980.446,02		\$628.392,13	\$3.560.888,72
22	\$13.202.973,50	\$7.033.246,62	\$1.980.446,02		\$628.392,13	\$3.560.888,72
23	\$13.202.973,50	\$7.033.246,62	\$1.980.446,02		\$628.392,13	\$3.560.888,72
24	\$13.202.973,50	\$7.033.246,62	\$1.980.446,02		\$628.392,13	\$3.560.888,72
25	\$13.202.973,50	\$7.033.246,62	\$1.980.446,02		\$628.392,13	\$3.560.888,72

Fonte: Autores (2022).

Os valores de receita bruta da Tabela 34 divergem daqueles abordados nas estimativas de receitas visto que em seu primeiro, segundo e terceiro ano de produção a empresa irá atuar, respectivamente, com 60, 70 e 80% da sua capacidade plena de operação.

Após, a empresa irá atuar com 95% da sua capacidade até o quinto ano pensando em perdas relacionadas a eficiência e por fim sua capacidade plena de produção será executada a partir do 6º ano.

8.4 INDICADORES ECONÔMICOS

Os indicadores de Valor Presente Líquido (VPL) e Taxa Interna de Retorno (TIR) são fundamentais para determinar a viabilidade econômica do projeto da ACIBIO, os quais foram calculados através da plataforma Excel. Além disso, a Taxa Mínima de Atratividade (TMA) foi

obtida pelo boletim Focus, sendo igual a 7,5% ao ano, e determinados a vida útil do projeto em 25 anos.

Determina-se o VPL a partir de uma série de pagamentos futuros em que se desconta uma taxa de juros, a TMA. A TIR é obtida, em porcentagem, pela razão entre Valor Presente Líquido e investimento total do projeto. Os valores de VPL são obtidos na Tabela 35, representando o fluxo de caixa gerado pela empresa ACIBIO.

Payback é o fluxo de caixa descontado, o qual determina o tempo necessário para recuperar os investimentos e descontado-se no fluxo de caixa gerado pela companhia. Sendo assim, a Figura 11 ilustra o fluxo de caixa acumulado descontado.

Contudo, a viabilidade econômica somente dar-se-á se, e somente se, o TIR for maior que TMA e se o VPL for maior que zero.

Tabela 35 – Fluxo de caixa do empreendimento considerando VPL.

(continua)

Ano	Fluxo de caixa projetado	Valor Presente	Valor Presente Acumulado
0	-11.553.114,61	-\$11.553.114,61	-11.553.114,61
1	1.862.315,22	\$1.732.386,25	-9.820.728,35
2	820.690,57	\$710.170,31	-9.110.558,04
3	1.329.448,96	\$1.070.153,99	-8.040.404,05
4	2.050.529,04	\$1.535.437,23	-6.504.966,82
5	2.134.644,06	\$1.486.904,75	-5.018.062,07
6	2.431.080,76	\$1.575.246,78	-3.442.815,29
7	2.515.195,78	\$1.516.046,58	-1.926.768,71
8	2.599.310,80	\$1.457.439,37	-469.329,34
9	2.683.425,82	\$1.399.630,56	930.301,22
10	2.767.540,84	\$1.342.794,01	2.273.095,23
11	3.560.888,72	\$1.607.182,87	3.880.278,10
12	3.560.888,72	\$1.495.053,83	5.375.331,94
13	3.560.888,72	\$1.390.747,75	6.766.079,69
14	3.560.888,72	\$1.293.718,84	8.059.798,53
15	3.560.888,72	\$1.203.459,39	9.263.257,92
16	3.560.888,72	\$1.119.497,10	10.382.755,02
17	3.560.888,72	\$1.041.392,65	11.424.147,68
18	3.560.888,72	\$968.737,35	12.392.885,03
19	3.560.888,72	\$901.151,03	13.294.036,06
20	3.560.888,72	\$838.280,02	14.132.316,08

Tabela 35 – Fluxo de caixa do empreendimento considerando VPL.

(conclusão)

Ano	Fluxo de caixa projetado	Valor Presente	Valor Presente Acumulado
21	3.560.888,72	\$779.795,37	14.912.111,45
22	3.560.888,72	\$725.391,04	15.637.502,49
23	3.560.888,72	\$674.782,37	16.312.284,86
24	3.560.888,72	\$627.704,53	16.939.989,39
25	3.560.888,72	\$583.911,19	17.523.900,57

Fonte: Autores (2022).

O valor presente líquido encontrado foi positivo sendo de US\$ 5.970.785,97, evidenciando que a ACIBIO ao longo de sua vida útil conseguirá retornar com o investimento realizado levando em conta todos os custos de operação e os seus ganhos sendo trazidos para o mesmo intervalo de tempo.

Além disso, sabendo-se que a taxa mínima de atratividade de 7,5%, de acordo com o boletim Focus para o ano de 2025 e o TIR estimado é de 18,5%, tem-se que o investimento é atrativo para investimentos com ganhos acima da taxa SELIC, tornando-o atrativo é passível de investimento com as saídas e receitas atuais.

Figura 11 – Fluxo de caixa acumulado descontado.



Fonte: Autores (2022).

Analisando o gráfico da Figura 11, pode-se verificar que o retorno do investimento realizado na ACIBIO se dará entre o fim do oitavo e o início do nono ano.

A partir dos três indicadores analisados, infere-se que a ACIBIO é economicamente viável visto que a empresa paga o seu investimento inicial e traz lucros nos seus 25 anos de operação considerados retornos financeiros maiores que a taxa de juros SELIC.

Para ganhos maiores, um dos pontos a serem analisados, tendo em vista que a planta construída é multi-óleos, é a utilização de uma matéria prima vegetal com valores mais atrativos para a ACIBIO. Por ser um custo proporcionalmente direto ligado à produção, suas saídas anuais ao longo dos 25 anos possuem forte impacto nos indicadores econômicos analisados.

9 CONCLUSÃO

A produção de ácidos graxos a partir de multi-óleos é uma grande aposta para indústrias farmacêuticas e alimentícias. Os produtos com maior valor comercial a serem comercializados pela ACIBIO com suas respectivas purezas foram o ácido esteárico com 95,04%, a composta de ácido palmítico e de ácido oleico com 91,50%, e seu subproduto glicerina com 99,74%.

O projeto propôs uma rota tecnológica conhecida que proporciona vantagens comerciais em frente aos outros competidores, obtendo uma maior pureza de cada ácido graxo livre com uma infraestrutura menor. A rota proposta pela ACIBIO é através de uma reação de hidrólise dos triglicerídeos, diglicerídeos e monoglicerídeos presentes nos óleos. Após isso, passa pela etapa de separação de glicerina e água dos ácidos graxos livres e novamente a separação para obter a glicerina pura com e tornar atrativo comercialmente. Além disso, há duas etapas de destilação fracionada dos ácidos graxos livres e dos triglicerídeos não hidrolisados. Sendo a primeira etapa com 99,88% como destilado no topo, na segunda etapa obtém-se 91,50% de ácido palmítico e ácido oleico como destilado no topo e 95,04% de ácido esteárico no produto de fundo. Visando à diminuição do impacto ambiental, ao aumento de oferta de ácidos graxos livres no mercado interno brasileiro e ao fomento da economia local.

No trabalho foram empregados análises, cálculos e simuladores para avaliação de mercado, dimensionamentos da planta e avaliação econômica a fim de produzir 303,56 kt/ano de ácido esteárico, 5123,04 kt/ano de ácido palmítico e oleico, e 649,46 kt/ano de glicerina. Para determinar o custo por quilo, foram considerados as proporções de produção de cada produto. Dessa forma, o custo por quilo de produção para ácido esteárico é de 1,15 US\$/kg. Para os ácidos palmítico e oleico é considerado o custo de 1,15 US\$/kg. E para a glicerina, o custo por quilo de produção é igual a 1,19 US\$/kg.

A análise econômica evidencia a viabilidade financeira do projeto para uma vida útil de 25 anos, através dos critérios econômicos: valor presente líquido de US\$1.392.837,23, taxa mínima de atratividade de 7,5% e o *payback* descontado a partir do 11º ano. Além disso, considera-se a depreciação a uma taxa de 7% por ano, a qual consiste em uma parcela deduzida para ressarcir o valor investido nas instalações físicas que se deterioram durante a vida útil do projeto.

Por fim, leva-se em consideração o alto valor das matérias-primas no mercado atual. Para tornar o TIR mais atrativo, há possibilidade de negociação com produtores rurais e locais para compra em grandes volumes. Além disso, o tamanho da escala industrial é proporcional

aos custos fixos, necessitando uma expansão a longo prazo, em outras palavras, aumento do quadro dos colaboradores e número de equipamentos para melhoria de processo.

REFERÊNCIAS

- NELSON, D. L.; COX, M. M. **Princípios de Bioquímica de Lehninger**. 7.ed. Porto Alegre: Artmed, 2019. p. 361 a 366
- REDA, S. Y.; CARNEIRO, P. I. B. Óleos e Gorduras: Aplicações e Implicações. **Revista Analytica**, Brasil, n. 27, p. 60-67, Fev/Mar, 2007. Disponível em: <<https://cursos.unipampa.edu.br/cursos/engenhariadealimentos/disciplinas/files/2008/04/art07.pdf>>. Acesso em: 15 ago. 2021.
- AHMAD, M. U. **Fatty Acids: Chemistry, Synthesis, and Applications**. 1.ed. Amsterdam: Elsevier, 2017.
- GAUTO, M. A., ROSA, G. R., **Processos e operações unitárias da indústria química**. Rio de Janeiro: Editora Ciência Moderna Ltda., 2011.
- CERVAJIO, G. C. Fatty Acids and Derivatives from Coconut Oil. In: BAILEY, A. E.; SHAHIDI, F. **Bailey's Industrial Oil & Fat Products**. 6.ed. Hoboken: John Wiley & Sons, 2005.
- LOURENÇO, T.; GÓES, R.; SILVA, I.; SILVA, G.; CONCEIÇÃO, C.; CASTRO, D.; RIBEIRO, H.; MACHADO, N. **Caracterização Físico-química do Óleo de Palma Bruto (Elaeis Guineensis, Jacq)**. Disponível em: <<http://www.abq.org.br/cbq/2017/trabalhos/1/11524-23649.html>>. Acesso em: 03 ago. 2021.
- SILVA, A. E. **Fracionamento e Desacidificação do Óleo de Palma**. 2007. p. 24 a 28. Dissertação (Mestrado Engenharia Química) - Universidade Federal do Pará, Belém, PA, 2007. Disponível em: <<https://ppgcta.proesp.ufpa.br/ARQUIVOS/dissertacoes/2007/Alessandra%20Eluan.pdf>>. Acesso em: 03 ago. 2022.
- ORGANIZAÇÃO DAS NAÇÕES UNIDAS PARA A ALIMENTAÇÃO E A AGRICULTURA. **Small-Scale Palm Oil Processing in Africa**. Disponível em: <<https://www.fao.org/3/y4355e/y4355e04.htm#bm04.1>>. Acesso em: 31 maio 2022.
- RICHIE, H.; ROSER, M. **Palm Oil**. Disponível em: < <https://ourworldindata.org/palm-oil> >. Acesso em: 31 maio 2022.
- VIJAY, V.; PIMM, S. L.; JENKINS, C.N.; SMITH, S.J. The Impacts of Oil Palm on Recent Deforestation and Biodiversity Loss. **Revista Plos One**, Jul, 2016. Disponível em: < <https://journals.plos.org/plosone/article?id=10.1371/journal.pone.0159668> >. Acesso em: 31 maio 2022.

DISLICH, C. A review of the ecosystem functions in oil palm plantations, using forests as a reference system. **Biological Reviews**, Cambridge, v.92, n. 3, p. 1539-1569, Ago, 2016. Disponível em: <<https://onlinelibrary.wiley.com/doi/10.1111/brv.12295>>. Acesso em: 31 maio 2022.

MARKETING WEEK. **How Greenpeace's campaign helped make palm oil as toxic as plastic**. Disponível em: <<https://www.marketingweek.com/how-greenpeaces-campaign-helped-make-palm-oil-as-toxic-as-plastic/>>. Acesso em: 31 maio 2022.

ISTO É DINHEIRO. **Proibição de exportação de óleo de palma da Indonésia deixa compradores sem plano B**. Disponível em: <<https://www.istoedinheiro.com.br/proibicao-de-exportacao-de/>>. Acesso em: 31 maio 2022.

MAPA, MINISTÉRIO DA AGRICULTURA, PECUÁRIA E DESENVOLVIMENTO. **Diagnóstico da Produção Sustentável da Palma de Óleo**. 1.ed. Brasília: Mapa/ACE, 2018. Disponível em: <http://www.abrapalma.org/pt/wp-content/uploads/2014/12/DIAGNOSTICO_PALMA.pdf>. Acesso em: 31 maio 2022.

CANAL AGRO ESTADÃO. **Óleo de palma sustentável do Brasil se destaca no mundo**. Disponível em: <<https://summitagro-estadao-com-br.cdn.ampproject.org/c/s/summitagro.estadao.com.br/sustentabilidade/oleo-de-palma-sustentavel-do-brasil-se-destaca-no-mundo/amp/>>. Acesso em: 31 maio 2022.

REIS, H. F. A. F.; LIMA, L. P. de; PEREZ, R. Palma no Brasil Viabilidade da produção de óleo ou biodiesel?. **Embrapa**, Brasil, 2017. Disponível em: <<https://www.embrapa.br/busca-de-publicacoes/-/publicacao/1080345/palma-no-brasil-viabilidade-da-producao-de-oleo-ou-biodiesel>>. Acesso em: 31 maio 2022.

SOARES, Ricardo Reis; CRISÓSTOMO, Camilo Aurélio Brandão. **Processo de Conversão Catalítica de Óleos Vegetais e Gorduras**. Depositante: Universidade Federal de Uberlândia. BR 102018004275-0 A2. Depósito: 02 mar. 2018.

BARROS, C. **Óleos vegetais em cosméticos**. Brasil, 2021. Disponível em: <<https://www.cleberbarros.com.br/oleos-vegetais-em-cosmeticos/>>. Acesso em: 15 jun. 2022.

BELL CHEM. **Triple-Pressed Stearic Acid**. Disponível em: <<https://www.bellchem.com/news/triple-pressed-stearic-acid>>. Acesso em: 15 jun. 2022.

THE DERM REVIEW. **Sodium Palmitate: Everything You Need to Know About Sodium Palmitate?**. Disponível em: <<https://thederreview.com/what-is-sodium-palmitate/#:~:text=Sodium%20palmitate%20is%20a%20skincare,and%20fats%20to%20create%20soap.>>. Acesso em: 15 jun. 2022.

THE DERM REVIEW. **Linoleic Acid**. Disponível em: <<https://thederreview.com/linoleic-acid/#:~:text=In%20cosmetics%20and%20personal%20care%20products%2C%20linoleic%2>>

Oacid%20functions%20as,applied%20topically%20on%20the%20skin.>. Acesso em: 15 jun. 2022.

BEATRIZ, A.; ARAÚJO, Y. J. K.; LIMA, D. P de. Glicerol: um breve histórico e aplicação em sínteses estereosseletivas. **Revista Química Nova**, Brasil, v. 24, n. 2, Mar, 2011. Disponível em: < <https://www.scielo.br/j/qn/a/NqSy7HhrLpMWnMpcHHXR5Js/?lang=pt>>. Acesso em: 15 ago. 2021.

MARCHIORE, E. B. A.; CAVALCANTI, R.; SILVA, R.R. **Extração e Purificação da Glicerina Proveniente da Produção de Biodiesel**. 2016. 25 p. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Química) - Universidade São Francisco, Campinas, SP, 2016.

MINISTÉRIO DA ECONOMIA. **Exportação de Óleo de Palma**. Disponível em: <<http://comexstat.mdic.gov.br/pt/geral/63430>>. Acesso em: 12 jul. 2022.

MINISTÉRIO DA ECONOMIA. **Importação dos Ácidos Graxos Provenientes do Óleo de Palma e Glicerol**. Disponível em: <<http://comexstat.mdic.gov.br/pt/geral/63431>>. Acesso em: 12 jul. 2022.

RECEITA FEDERAL. **Simulador do Tratamento Tributário e Administrativo das Importações**. Disponível em: <<http://www4.receita.fazenda.gov.br/simulador/>>. Acesso em: 12 jul. 2022.

ABIHPEC. **Anuário 2019**. Disponível em: <<https://abihpec.org.br/anuario2019/mobile/index.html#p=1>>. Acesso em: 01 Fev 2021.

FORBES BRASIL. Brasil é o quarto maior mercado de beleza do mundo. Disponível em: <<https://forbes.com.br/principal/2020/07/brasil-e-o-quarto-maior-mercado-de-beleza-e-cuidados-pessoais-do-mundo/>>. Acesso em: 28 Jan 2021.

FAIRBANKS, M. **Oleoquímica – Faltam materiais graxos no país para desenvolver produção competitiva**. 2014. Disponível em: < <https://www.quimica.com.br/oleoquimica-faltam-materiais-graxos/3/>>. Acesso em: 04 abr. 2022.

ULTRAPAR. **Relatório Anual**. 2012. Disponível em: < <http://siteempresas.bovespa.com.br/DWL/FormDetalheDownload.asp?site=C&prot=385180>>. Acesso em: 04 abr. 2022.

PACHIONE, R. **Escassez de matérias-primas reduz oferta de oleoquímicos**. 2020. Disponível em: < <https://www.quimica.com.br/escassez-de-materias-primas-reduz-oferta-de-oleoquimicos-acidos-graxos/3/>>. Acesso em: 04 abr. 2022.

SEBRAE. **O que são estratégias empresariais**. 2022. Disponível em: < <https://www.sebrae.com.br/sites/PortalSebrae/artigos/o-que-sao-estrategias-empresariais,e4df6d461ed47510VgnVCM1000004c00210aRCRD>>. Acesso em: 15 jun. 2022.

GOULART, N. **Modelo de Negócio: O que é e quais os principais tipos?**. 2021. Disponível em: < <https://dnc.group/blog/negocios/modelo-de-negocio/#:~:text=Resumindo%20em%20poucas%20palavras%3A%20O,os%20elementos%20de%20um%20neg%C3%B3cio>>. Acesso em: 15 jun. 2022.

COUTINHO, T. **O que é Canvas e como utilizá-lo com exemplos**. 2020. Disponível em: < <https://www.voitto.com.br/blog/artigo/o-que-e-o-canvas>>. Acesso em: 15 jun. 2022.

ROVINA, J. **Desvendando missão, visão e valores: aprenda o que é e como construir na sua empresa**. 2020. Disponível em: < <https://www.euax.com.br/2020/03/missao-visao-e-valores/>>. Acesso em: 15 jun. 2022.

SANTAELLA, J. **TUDO sobre MATRIZ SWOT: o que é, passo a passo e dicas para aplicar no planejamento estratégico**. 2020. Disponível em: < https://www.euax.com.br/2020/03/matriz-swot/?origin=siteeuax_fleeg_link_estrategia-de-vendas&utm_source=Fleeg&utm_medium=link&utm_campaign=estrategia%20de%20vendas>. Acesso em: 15 jun. 2022.

LASCARAY, L. Industrial fat splitting. **Journal of the American Oil Chemist' Society**, v. 29, n. 9, p. 362–366, 1952. Disponível em: <<https://doi.org/10.1007/BF02631459>>. Acesso em: 15 ago. 2021.

WANG, W. C.; TURNER, T. L.; STIKELEATHER, L. F.; ROBERTS, W. L. Exploration of process parameters for continuous hydrolysis of canola oil, camelina oil and algal oil. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**, v. 57–58, p. 51–58, 2012. Disponível em: < <https://doi.org/10.1016/j.cep.2012.04.001>>. Acesso em: 15 ago. 2021.

SATYARTHI, J. K.; SRINIVAS, D.; RATNASAMY, P. Hydrolysis of vegetable oils and fats to fatty acids over solid acid catalysts. **Applied Catalysis A: General**, v. 391, n. 1–2, p. 427–435, 2011. Disponível em: < <https://doi.org/10.1016/j.apcata.2010.03.047>>. Acesso em: 15 ago. 2021.

NGAOSUWAN, K; LOTERO, E. SUWANNAKARN, K; GOODWIN, J. G; PRASERTHDAM, P. Hydrolysis of triglycerides using solid acid catalysts. **Industrial and Engineering Chemistry Research**, v. 48, n. 10, p. 4757–4767, 2009. Disponível em: < <https://doi.org/10.1021/ie8013988>>. Acesso em: 15 ago. 2021.

RUBIM, C. **Vantagens dos filtros prensas**. TAE, Santo André, n. 8, ago./set. 2012. Disponível em: <<http://www.revistatae.com.br/artigos.asp?id=96&fase=c>>. Acessado em: 19 ago. 2021.

MACHADO, Y. L. **Avaliação da estabilidade oxidativa e determinação da cinética de oxidação de óleos vegetais, ácido oleico e biodiesel utilizando o método PetroOXY (ASTM D7545)**. 2014. p. 15 a 17. Dissertação (Doutorado Engenharia Química) - Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal, RN, 2014. Disponível em: <https://repositorio.ufrn.br/bitstream/123456789/21671/1/YguatyaraDeLunaMachado_TESE.pdf>. Acesso em: 03 ago. 2021.

SERQUEIRA, D. S. **Avaliação da estabilidade oxidativa de misturas binárias de biodieséis metílicos obtidos a partir de óleo de soja, algodão, canola, girassol, milho e residual**. 2014. p. 25 a 26. Dissertação (Mestrado Engenharia Química) - Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia, MG, 2014. Disponível em: <<https://repositorio.ufu.br/bitstream/123456789/17401/1/AvaliacaoEstabilidadeOxidativa.pdf>>. Acesso em: 03 ago. 2021.

ZANGARINI, G. R. **Desodorização de Óleos Vegetais**. 2021. Disponível em: <<https://www.linkedin.com/pulse/desodorização-de-óleos-vegetais-guilherme-rossi-zangarini/?originalSubdomain=pt>>. Acesso em: 15 jun. 2022.

CREMASCO, M. A. **Operações Unitárias em Sistemas Particulados e Fluidomecânicos e outros trabalhos**. 3.ed. São Paulo: Blucher, 2018. p. 356 a 360.

LENZI, E., FAVERO, L. O. B., TANAKA, A. S. **Química Geral Experimental**. Freitas Barros: Rio de Janeiro. 1ed. 2004.

MAYER, F. D. **Operações Unitárias com Transferência de Calor e Massa II**: polígrafo. Santa Maria: Centro de Tecnologia, 2020.

McCABE, W. L.; SMITH, J. C.; HARRIOTT, P. **Unit Operations of Chemical Engineering**. 7ª ed. Boston: McGraw-Hill, 2005.

BRASIL. **Decreto nº 7.172 de 07 de maio de 2010**. Aprova o zoneamento agroecológico da cultura da palma de óleo e dispõe sobre o estabelecimento pelo conselho monetário nacional de normas referentes às operações de financiamento ao segmento da palma de óleo, nos termos do zoneamento. Disponível em: <<https://legislacao.presidencia.gov.br/atos/?tipo=DEC&numero=7172&ano=2010&ato=960QTQU5EMVpWTa73>>. Acesso em: 14 maio 2022.

USBERCO, J.; SALVADOR, E. **Química 3 – Química Orgânica. Volume 3**. 6. ed. reform. São Paulo: Saraiva, 2000.

THE PHYSICS FACTBOOK. **Price of Liquid Nitrogen**. 2007. Disponível em: <<https://hypertextbook.com/facts/2007/KarenFan.shtml#:~:text=In%20addition%2C%20when%20delivered%20in,will%20still%20be%20relatively%20cheap>>. Acesso em: 15 jul 2022.

CAMPOS, M. C.; TEIXEIRA H. C. **Controles típicos de equipamentos e processos industriais**. 1. ed. São Paulo: Blucher, 2006.

PERLINGEIRO, C. A. G. **Engenharia de processos: análise, simulação, otimização e síntese de processos químicos**. 1 ed. São Paulo: Blucher, 2005.

TOWLER, G. SINNOTT, R. **Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design**. 2 ed. Elsevier, 2013.

COELBA. **Tabela de Tarifas de Energia Elétrica Grupo B**. 2020. Disponível em: <<https://servicos.coelba.com.br/residencial-rural/Documents/tarifa->

2020/COELBA_TARIFAS_DE_ENERGIA_ELETRICA_JULHO_2020_REH_N_2.675_Grupo_B.pdf>. Acesso em: 15 jul. 2022.

HIMMELBLAU, D. M.; RIGGS, J. B. **Engenharia Química: princípios e cálculos**. 7 ed. Rio de Janeiro: LTC, 2006.

ÇENGEL, Y. A.; BOLES, M. A. **Termodinâmica**. 7 ed. Rio Grande do Sul: AMGH, 2017.

MACINTYRE, A. J. **Instalações Hidráulicas – Prediais e Industriais**. 3. ed. Rio de Janeiro: LTC, 1996.

CALDAS, J. N.; LACERDA, A. I.; VELOSO, E.; PASCHOAL, L. C. M. **Internos de Torres: pratos e recheios**. 2 ed. Rio de Janeiro: Interciência: Petrobras, 2007.

FONTANA, M. **Avaliação dos parâmetros operacionais de uma torre de destilação de propeno**. 2018. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Química) – Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Francisco Beltrão, PR, 2018.

CEGÁS. **Equivalência Energética**. 2022. Disponível em: <<https://www.cegás.com.br/gas-natural/equivalencia-energetica/>>. Acesso em: 13 jul. 2022.

BAHIA GÁS. **Tabela Tarifária Cativo**. 2022. Disponível em: <<https://www.bahiagas.com.br/gas-natural/tabela-tarifaria>>. Acesso em: 13 jul. 2022.

BOJORGE, P. N. **Simbologia e Nomenclatura de Instrumentação e Controle**. 2014. 17p. Disponível em: <https://www.professores.uff.br/ninoska/wp-content/uploads/sites/57/2017/08/Aula02_Instrumen_Nomenclat_2sem2014.pdf>. Acesso em: 13 maio 2022.

SCIENTECH AMBIENTAL. **Filtro Prensa**. 2022. Disponível em: <<https://tratamentodeagua.com.br/produto/filtro-prensa-2/>>. Acesso em: 14 maio 2022.

TENGE INDUSTRIAL S/A. **Aquecedores de Fluido Térmico**. 2022. Disponível em: <<https://www.tenge.ind.br/equipamentos/aquecedores-de-fluido-termico>>. Acesso em: 17 jun. 2022.

THERMINOL. **Selection Guide**. 2022. Disponível em: <<https://www.therminol.com/sites/therminol/files/documents/TF8691.pdf>>. Acesso em: 17 jun. 2022.

ASME ANSI B 36.10. **Norma Técnica**. 2019. Disponível em: <<https://pt.scribd.com/document/366954656/ASME-ANSI-B-36-10>>. Acesso em: 13 maio 2022.

PERMIX TEC CO., LTDA. **Horizontal Deaerator Machine for Air Degassing of Paint Dispersions and Oils**. 2022. Disponível em: <<https://industrial-equip.en.made-in>>

china.com/product/zbsnPmLyCCrK/China-Horizontal-Deaerator-Machine-for-Air-Degassing-of-Paint-Dispersions-and-Oils.html>. Acesso em: 12 jun. 2022.

SCHNEIDER MOTOBOMBAS. **Produtos**. 2022. Disponível em: <<https://schneider.ind.br/produtos/#produtos>>. Acesso em: 02 maio 2022.

INDIA MART. **Mild Steel Automatic Bucket Elevator**. 2022. Disponível em: <<https://www.indiamart.com/proddetail/automatic-bucket-elevator-18970882497.html>>. Acesso em: 01 ago. 2022.

ISSUU. **Catálogo de Produtos Gratt**. 2013. Disponível em: <https://issuu.com/rubensfreddo/docs/catalogo_gratt>. Acesso em: 01 maio 2022.

KARINA BEBEDOUROS. **Modelo K40i**. 2022. Disponível em: <<https://www.karinabebedouros.com.br/index.php/produtos/linha-pressao/modelo-k40i>>. Acesso em: 02 jun. 2022.

NBR 5626. **Norma Técnica**. 2022. Disponível em: <<https://ecivilufes.files.wordpress.com/2013/06/nbr-05626-1998-instalac3a7c3a3o-predial-de-c3a1gua-fria.pdf>>. Acesso em: 02 jun. 2022.

CAIXA FORTE. **Caixa D'Água**. 2022. Disponível em: <<http://caixaforte.ind.br/caixadagua/>>. Acesso em: 02 jun. 2022.

BERMO. **Trocadores de Calor Casco e Tubo Helicoidais – BCTH**. 2022. Disponível em: <https://bermo.com.br/arquivos/filemanager/downloads/catalogo/Folder_Trocador-Calor-Casco-Tubo-Helicoidal_BCTH_Bermo.pdf>. Acesso em: 03 maio 2022.

APÊNDICE A – BALANÇO DE MASSA

Corrente (kg/Dia)	1 a 4	5	6	7 a 9	9A	10 a 13	13A	13B	14 a 17	18 e 27 a 29	19 a 23	24	25 a 26	30 e 33	31 a 32	34	35 e 36
Triglicerídeo	21914,9	-	-	2410,6	-	2410,6	-	-	2410,6	2410,6	-	-	-	22,4	2383,0	27,7	-
Água	-	2229,9	-	1039,1	-	1039,1	-	-	1039,1	-	1039,1	1034,0	5,1	-	-	-	-
Glicerol	-	-	-	2029,5	-	2029,5	-	-	2029,5	-	2029,5	-	2029,6	-	-	-	-
Catalisador	-	-	438,3	438,3	394,5	43,8	21,9	21,9	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ácido Láurico	-	-	-	53,0	-	53,0	-	-	53,0	53,0	-	-	-	53,0	-	53,0	-
Ácido Mirístico	-	-	-	135,9	-	135,9	-	-	135,9	135,9	-	-	-	135,8	-	135,9	-
Ácido Palmítico	338,9	-	-	8272,5	-	8272,5	-	-	8272,5	8272,5	-	-	-	8263,7	5,3	8267,2	-
Ácido Palmitoleico	-	-	-	33,6	-	33,6	-	-	33,6	33,6	-	-	-	33,5	1,5	-	32,2
Ácido Esteárico	-	-	-	959,3	-	959,3	-	-	959,3	959,3	-	-	-	957,4	5,7	5,0	948,6
Ácido Oleico	338,9	-	-	7754,0	-	7754,0	-	-	7754,0	7754,0	-	-	-	7744,5	11,5	7742,3	0,2
Ácido Linoleico	-	-	-	1112,7	-	1112,7	-	-	1112,7	1112,7	-	-	-	1111,0	3,4	1099,2	10,2
Ácido Linolenico	-	-	-	92,1	-	92,1	-	-	92,1	92,1	-	-	-	92,0	0,2	85,0	6,8
Ácido Araquídico	-	-	-	82,6	-	82,6	-	-	82,6	82,6	-	-	-	82,5	0,1	82,4	0,1
Total	22592,7	2229,9	438,3	24413,4	394,5	24018,9	21,9	21,9	23975,1	20906,4	3068,7	1034,0	2034,7	18495,8	2410,7	17497,6	998,2

APÊNDICE B – BALANÇO DE ENERGIA

B.1 - DEFINIÇÃO DE BALANÇO DE ENERGIA

A partir da definição de balanço de energia, por Himmelblau e Riggs (2006), o acúmulo de energia de um sistema - ou volume de controle - em um intervalo de tempo, é a diferença entre a energia que entrou e saiu deste sistema, somado à energia gerada dentro do sistema é diminuída a energia consumida pelo sistema, neste intervalo de tempo definido.

Para o balanço de energia, parte-se da Equação B.1.

$$\frac{dE}{dt} = \Delta H + \Delta E_p + \Delta E_k + W' + Q + \text{perdas} \quad (\text{B.1})$$

Sendo:

$\frac{dE}{dt}$ o acúmulo de energia no sistema;

ΔH a variação de entalpia;

ΔE_p a variação de energia potencial;

ΔE_k a variação de energia cinética;

W' o trabalho;

Q o calor trocado.

A fim de simplificações nos cálculos, foram desconsideradas as energias potencial e cinética, assim como as perdas do processo.

O balanço de energia só é realizado nos equipamentos quando se torna necessário obter alguma informação quanto a variação de energia naquele volume de controle. Essa necessidade pode ser para o próprio dimensionamento do equipamento, para a definição de alguma variável de processo ou então para a consideração de algum custo envolvido.

Assim, os balanços de energia foram realizados nas bombas, para obtenção das suas potências de trabalho, nos trocadores de calor, no reator e no sistema de aquecimento com óleo térmico. Nas bombas a energia trocada é exclusivamente mecânica, já nos demais equipamentos citados é considerada apenas a energia térmica para os cálculos.

B.2 CÁLCULO DA POTÊNCIA DAS BOMBAS

Para o cálculo da potência das bombas torna-se necessário estimar o trabalho realizado por cada uma delas. Além disso, a potência depende da vazão mássica da corrente que é bombeada e da eficiência da bomba. A Equação B.2 expressa o cálculo da potência das bombas.

A vazão mássica é obtida a partir do balanço de massa e a eficiência das bombas foi considerada como sendo de 80%.

$$P = \frac{W \cdot \dot{m}}{\eta} \quad (\text{B.2})$$

Sendo:

P a potência da bomba (kW);

W o trabalho realizado pela bomba (J/kg);

\dot{m} a vazão mássica da corrente bombeada (kg/s);

η a eficiência da bomba.

Uma bomba transfere energia mecânica para um fluido elevando sua pressão. O trabalho de escoamento é expresso em termos de propriedades do fluido. Assim, a energia mecânica de um fluido em escoamento pode ser expressa por unidade de massa, como na Equação B.3 a seguir, segundo Çengel e Boles (2017).

$$\frac{e_{mec}}{m} = \frac{P}{\rho} + \frac{v^2}{2} + g \cdot z \quad (\text{B.3})$$

Sendo:

e_{mec} a energia mecânica (J/kg);

m a massa (kg);

P a pressão (N/m²);

ρ a densidade do fluido (kg/m³);

v a velocidade na tubulação (m/s)

g a aceleração da gravidade (m/s²);

z a altura (m).

Os termos da equação são: a energia de pressão $\left(\frac{P}{\rho}\right)$, a energia cinética $\left(\frac{v^2}{2}\right)$ e a energia potencial do fluido $(g \cdot z)$, todas por unidade de massa. Assim, a variação da energia mecânica pode ser expressa pela Equação B.4 e pela Equação B.5, equivalentes entre si.

$$\Delta e_{mec} = \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2} + g \cdot (z_2 - z_1) \quad (\text{B.4})$$

$$\Delta e_{mec} = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2} + g \cdot (z_2 - z_1) \quad (\text{B.5})$$

Segundo Çengel e Boles (2017), na ausência de alguma perda irreversível, a variação da energia mecânica representa o trabalho mecânico fornecido ao fluido. Assim a Equação B.6 será utilizada para estimar o trabalho realizado pelas bombas. A partir do balanço de energia, pode-se então chegar à Equação B.7. Para isso, foi considerada a perda de carga localizada.

Além disso, tem-se que a velocidade de recalque e sucção são iguais e que a pressão não varia no trecho da tubulação, assim a variação de velocidade e de pressão são nulas e a equação pode ser simplificada, como expressa a seguir.

$$g \cdot \Delta z - \frac{\Delta P_f}{\rho} - W = 0 \quad (\text{B.6})$$

$$W = g \cdot \Delta z - \frac{\Delta P_f}{\rho} \quad (\text{B.7})$$

Sendo:

W o trabalho realizado (J/kg);

Δz a diferença de elevação (m);

ΔP a diferença de pressão (N/m²);

ΔP_f a perda de carga distribuída (N/m²).

Para o cálculo da perda de carga em um tubo, utiliza-se a equação de Darcy-Weisbach. A mesma pode ser observada através da Equação B.8. Na sequência, aplicou-se a equação da continuidade, que pode ser verificada na Equação B.9.

$$\Delta P_f = f \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v^2}{2g} \quad (\text{B.8})$$

$$v = \frac{v}{A} \quad (\text{B.9})$$

Sendo:

ΔP_f a perda de carga distribuída (m);

f o fator de atrito de Darcy;

L o comprimento total da tubulação (m);

D o diâmetro da tubulação (m);

v a velocidade na tubulação (m/s)

g a aceleração da gravidade (m/s²);

v a vazão volumétrica na tubulação (m³/s);

A a área da seção transversal tubulação (m²).

O fator de atrito de Darcy (f) pode ser obtido de duas formas distintas. No regime laminar, ou seja, com o número de Reynolds inferior a 2000, o valor de f é calculado, como mostra a Equação B.10.

Para valores de Reynolds superiores a 2000, o valor de f é obtido através do diagrama de Moody ilustrado no Anexo S. São necessários os valores de Reynolds e da rugosidade relativa para que seja possível se obter o fator de atrito de Darcy pelo diagrama.

As Equações B.11 e B.12 expressam os cálculos do número de Reynolds e da rugosidade relativa, respectivamente.

$$f = \frac{64}{Re} \quad (\text{B.10})$$

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} \quad (\text{B.11})$$

$$\text{Rugosidade Relativa} = \frac{\epsilon}{D} \quad (\text{B.12})$$

Sendo:

f o fator de atrito de Darcy;

Re o número de Reynolds;

ϵ a rugosidade do material (m);

D o diâmetro da tubulação (m).

Após todos os cálculos expostos anteriormente e considerações citadas no decorrer do equacionamento, pode-se por fim obter as potências das bombas empregadas no processo. Os resultados obtidos estão apresentados na Tabela 25.

B.3 - BALANÇO DE ENERGIA DO REATOR

No reator, tornou-se necessário calcular o calor requerido para o aquecimento dos reagentes a fim de atingir a temperatura de reação. O aquecimento do reator será feito com o óleo térmico.

Partindo da Equação B.1 de balanço de energia e das considerações expostas anteriormente no Apêndice B.1, e por se tratar de uma reação isobárica, pode-se obter a Equação B.13 a seguir, conforme Çengel e Boles (2017).

$$Q - W = H_{prod} - H_{reag} \quad (\text{B.13})$$

Sendo:

Q o calor trocado;

ΔH a variação de entalpia.

Assim, foi desconsiderado o trabalho e buscou-se calcular a variação da entalpia, sendo descrita pela Equação B.14 a seguir, conforme Çengel e Boles (2017).

$$\Delta H = \Delta H_{final} - \Delta H_{inicial} + \Delta H_R \quad (\text{B.14})$$

Sendo:

ΔH a variação de entalpia;

ΔH_{final} a variação de entalpia na condição final da reação;

$\Delta H_{inicial}$ a variação de entalpia na condição inicial da reação;

ΔH_R a variação da entalpia da reação.

Para os cálculos das variações, utiliza-se valores de entalpia das espécies envolvidas na reação, assim como sua estequiometria. Como a reação ocorre em fase líquida, para os cálculos

considerou-se como fluido incompressível. Assim a entalpia terá influência apenas da temperatura.

Os valores de entalpia em diferentes temperaturas são tabelados para alguns compostos e podem-se obtidos a partir de estudos para outras espécies químicas. A variação se dá a partir da diferença entre a entalpia da espécie na temperatura desejada e na temperatura de referência (25°C), como mostra a Equação B.15. Além disso, como a temperatura inicial é de aproximadamente 25°C, ou seja, igual a temperatura de referência, a variação de entalpia na condição inicial se mostrou nula.

$$\Delta H_{final} = H_{Tfinal} - H_{Tref(25^{\circ}C)} \quad (B.15)$$

Sendo:

ΔH_{final} a variação de entalpia na condição final da reação;

H_{Tfinal} a entalpia da espécie na temperatura final;

$H_{Tref(25^{\circ}C)}$ a entalpia da espécie na temperatura de referência, de 25°C.

Já para o cálculo da variação da entalpia de reação, utiliza-se valores tabelados de entalpia de formação das espécies envolvidas na reação, assim como sua estequiometria. As Equações B.16 e B.17, conforme Çengel e Boles (2017), expressam os cálculos realizados.

$$\Delta H_R = H_{prod} - H_{reag} \quad (B.16)$$

$$\Delta H_R = \Sigma b \cdot H_{fB} - \Sigma a \cdot H_{fA} \quad (B.17)$$

Sendo:

ΔH_R a variação da entalpia da reação;

$\Sigma b \cdot H_{fB}$ o somatório das entalpias de formação dos produtos, multiplicados pelos seus coeficientes estequiométricos;

$\Sigma a \cdot H_{fA}$ o somatório das entalpias de formação dos reagentes, multiplicados pelos seus coeficientes estequiométricos.

A partir das equações expostas anteriormente, pode-se calcular o calor requerido no reator, como sendo de aproximadamente 8.354.598,6 kJ por batelada.

APÊNDICE C –TUBULAÇÕES DE PROCESSO

Os diâmetros das tubulações do processo foram obtidos a partir do catálogo utilizado para a seleção de bombas, com exceção das tubulações 4, 5, 18, 24 e 34, que terão escoamento por ação da gravidade. Com isso, obteve-se para cada modelo de bomba um diâmetro de sucção e recalque.

Para as tubulações com escoamento por ação da gravidade, analisou-se a vazão necessária para a etapa do processo. Fixou-se a velocidade na tubulação como sendo 2,5 m/s, assim pode-se calcular uma estimativa de diâmetro da tubulação. Após isso, realizou-se o cálculo da velocidade de escoamento com as bitolas comerciais imediatamente inferior e superior, segundo a norma ANSI B.36.10 e 36.19 (ANEXO E). Por fim, optou-se pela bitola na qual a velocidade não ultrapassa 3 m/s (MACINTYRE, 1996).

Para os cálculos utilizou-se as Equações C.1 e C.2.

$$A = \frac{v}{v} \quad (\text{C.1})$$

$$A = \pi \cdot \left(\frac{D}{2}\right)^2 \quad (\text{C.2})$$

Sendo:

A a área da seção transversal da tubulação (m²);

v a vazão volumétrica na tubulação (m³/s);

v a velocidade na tubulação (m/s)

D o diâmetro da tubulação (m);

Os resultados dos cálculos estão apresentados na Tabela 24.

APÊNDICE D – INSTALAÇÕES DE ÁGUA POTÁVEL

D.1 DEMANDA DE ÁGUA POTÁVEL QUENTE

Para a instalação da planta industrial, a água quente está prevista para ser utilizada apenas nos chuveiros dos banheiros da área administrativa. Sendo assim, optou-se por fazer uso de chuveiros elétricos, devido à simplicidade de instalação e operação, sendo o único custo previsto com a energia elétrica. A água quente utilizada na instalação será pontualmente aquecida pelos resistores dos chuveiros a partir de água fria a 20°C.

Para os banheiros, a NR-24 prevê a instalação de 1 chuveiro para cada 20 funcionários que necessitem de higienização após a jornada de trabalho nas condições descritas no item 23.4.5b. Para o cálculo, foram excluídos então os trabalhadores de escritório, totalizando no máximo 9 funcionários aptos a utilizarem os chuveiros da instalação após o encerramento de cada turno.

Sendo assim, a unidade contará com 2 chuveiros, sendo 1 disposto no banheiro masculino e 1 no banheiro feminino. A norma NBR 5626 prevê vazão mínima de 12L/min para chuveiros em instalações prediais. Considerando então um banho de 10 min de duração, acrescido de uma margem de 15% de segurança, e até 4 turnos de trabalho diários, estima-se a utilização de 3174 L/dia de água.

Devido ao aquecimento ser realizado no próprio aparelho através da utilização de energia elétrica, a demanda de água potável quente pode ser considerada, para fins de projeto de tubulação, como uma demanda de água potável fria e, portanto, será incluída no item D.3.

D.2 DEMANDA DE ÁGUA POTÁVEL GELADA

Para o estabelecimento em questão, prevê-se a utilização de água gelada somente para consumo humano em bebedouros. Segundo a NR-24 item 24.9, o local de trabalho deverá fornecer aos trabalhadores água potável, sendo proibido o uso de copos coletivos, através de bebedouros na proporção mínima de 1 a cada 50 trabalhadores. Macintyre (1996) define o consumo de água gelada em indústrias leves em 0,8 L por pessoa por dia de trabalho. Sendo assim, prevê-se a instalação de pelo menos 2 bebedouros na indústria com um consumo total de água gelada de 43,2 L/dia.

Optou-se pelo modelo de bebedouro de pressão inox contido no Anexo V devido a sua simplicidade de operação, presença de filtro interno e vazão nominal de 40L/h, o que corresponde às necessidades da instalação. Devido ao resfriamento ser realizado no próprio aparelho através da utilização de energia elétrica, a demanda de água potável gelada pode ser considerada, para fins de projeto de tubulação, como uma demanda de água potável fria e, portanto, será incluída no item D.3.

D.3 DEMANDA DE ÁGUA POTÁVEL FRIA

A utilização de água potável fria está prevista nos banheiros, na área social e na área de processo.

Segundo trecho extraído da NBR - 5626, contido no Anexo W, definiu-se para o projeto as vazões estimadas para os pontos de pias e descargas como sendo 9 L/min e 102 L/min, respectivamente. Quanto à utilização, estimou-se 3 usos diários por cada um dos 38 funcionários, em cada um dos pontos, ou seja, 3 acionamentos de descarga e 3 acionamentos da torneira da pia, ao dia. Para estimar o consumo de água nos pontos, considerou-se que o tempo de cada acionamento de descarga seria de 15 segundos e de 30 segundos para cada acionamento de torneira. Com isso, obteve-se um consumo de 2907 L/dia para as descargas e 513 L/dia para as pias, totalizando 3420 L/dia. Considerando, segundo Macintyre no Anexo X, uma instalação industrial com até 15 funcionários trabalhando por turno, prevê-se a instalação de 2 vasos sanitários e 2 lavatórios.

Tanto na área social, quanto na sala do aquecedor e na área produtiva principal são previstos pontos de tomada de água, para uso geral. Assim, optou-se por prever no projeto 1 ponto de torneira em cada um deles, sendo possível a utilização de mangueiras e similares. Segundo a NBR - 5626, no Anexo W, definiu-se para o projeto as vazões estimadas para os 3 pontos de torneira como sendo 12 L/min. Quanto à utilização, estimou-se 1h de uso diário, em cada torneira, considerando todas as aberturas durante o turno de trabalho. Com isso, obteve-se um consumo previsto de 2160 L/dia, somando o consumo dos três pontos.

Na área industrial, a água fria é requerida no processo para a alimentação do reator, sendo utilizados 2237 L/dia.

Os resultados contendo as demandas de água potável fria para o empreendimento podem ser observadas na Tabela 20.

D.4 RESERVATÓRIOS DE ÁGUA

Para suprir a demanda de água potável para a indústria, dimensionaram-se dois reservatórios: um inferior e outro superior. O reservatório superior servirá como um regulador de distribuição e, seguindo as recomendações da NBR 5626, será dimensionado visando suprir pelo menos a demanda diária de água potável das instalações. O reservatório inferior será conectado ao poço artesiano de onde é retirada a água potável para abastecimento e deverá comportar, além do volume para atingir as necessidades diárias da planta, volume de água para abastecer o sistema de incêndio. Segundo Macintyre (1996), a capacidade do reservatório inferior deve ser 1,5 vezes maior do que a do superior.

Tendo que a demanda total de água fria da planta, que servirá também para alimentar as linhas de água quente e gelada, é de 11021 L/dia, o volume do reservatório de água superior será de 12000 L. Considerando também um volume de 10000 L destinado ao combate a incêndios, o volume do reservatório de água inferior será de 25000 L.

Os modelos e as especificações dos reservatórios superior e inferior, respectivamente, estão descritas nos Anexos Y e Z.

APÊNDICE E – INSTALAÇÕES DE ÓLEO TÉRMICO

Estabeleceu-se que o calor requerido em cada equipamento será totalmente fornecido pelo óleo térmico e são desconsideradas perdas. Essa consideração é demonstrada na Equação E.1.

$$Q_{requerido} = Q_{transferido} \quad (E.1)$$

Assim, tornou-se necessário estimar o calor requerido em cada equipamento. A taxa de calor no refervedor das torres é fornecida pelo software utilizado para a simulação das mesmas. Já para os trocadores de calor, calculou-se o calor requerido durante o processo de dimensionamento da área de troca térmica. Os cálculos realizados podem ser verificados no Apêndice G.6. Já os cálculos do calor requerido no reator, podem ser observados no Apêndice B.3.

Neste processo, pode-se observar que o calor requerido no reator R-101 se mostrou muito mais expressivo que os valores obtidos para os demais equipamentos. Como o sistema é fechado, pode-se concluir que com a de vazão e temperatura do óleo, para fornecer o calor requerido pelo reator, pode-se fornecer o calor necessário em todos os demais equipamentos, considerando a redução de 20 °C na temperatura do óleo a cada equipamento do sistema.

Com a vazão de óleo estabelecida, realizou-se o teste de bitolas para que se fosse possível escolher a bitola mais adequada para as tubulações do sistema de aquecimento.

O teste de bitolas consiste basicamente em fixar uma velocidade de escoamento e com a o valor conhecido da vazão volumétrica necessária, obter um valor calculado de diâmetro para a tubulação.

Após isso, deve-se buscar por bitolas comerciais e identificar os dois valores oferecidos no mercado que mais se aproximam do valor calculado. Com os dois valores de diâmetro selecionados, sendo um maior e um menos que o diâmetro calculado, realiza-se o cálculo da velocidade de escoamento do fluido. Assim, verifica-se as velocidades obtidas e escolhe-se aquela que não ultrapassar a velocidade de 3 m/s, como indicado na NBR 5626 (1998).

Caso ambas as bitolas não atinjam a velocidade de 3 m/s opta-se pela que se mostrar mais adequada à configuração do sistema.

As equações utilizadas no teste de bitolas podem ser observadas a seguir, nas Equações E.2, E.3 e E.4.

$$v = v \cdot A \quad (E.2)$$

$$A = \pi \cdot \left(\frac{D}{2}\right)^2 \quad (\text{E.3})$$

$$D = 2 \cdot \sqrt{\frac{v}{\pi \cdot v}} \quad (\text{E.4})$$

Sendo:

v a velocidade na tubulação (m/s);

v a vazão volumétrica na tubulação (m³/s);

A a área da seção transversal tubulação (m²);

D o diâmetro da tubulação (m);

Como o sistema é fechado, toda a tubulação precisa estar preenchida com óleo térmico. Assim, para se estimar o volume de óleo necessário, calculou-se o volume total da tubulação. As fórmulas utilizadas podem ser observadas a seguir nas Equações E.5, E.6 e E.7.

$$V_{\text{óleo}} = V_{\text{tubulação}} \quad (\text{E.5})$$

$$V_{\text{tubulação}} = A \cdot L \quad (\text{E.6})$$

$$V_{\text{tubulação}} = \pi \cdot \left(\frac{D}{2}\right)^2 \cdot L \quad (\text{E.7})$$

Sendo:

$V_{\text{óleo}}$ o volume de óleo (m³);

$V_{\text{tubulação}}$ o volume da tubulação (m³);

A a área da seção transversal tubulação (m²);

L o comprimento total da tubulação (m);

D o diâmetro da tubulação (m).

Com o volume estimado de óleo e a densidade do mesmo, obtida em catálogo, contido no Anexo D, pode-se obter a massa de óleo necessária para o sistema de aquecimento com óleo térmico. A Equação E.8 expressa a seguir foi utilizada para o cálculo desta etapa.

$$m_{\text{óleo}} = V_{\text{óleo}} \cdot \rho_{\text{óleo}} \quad (\text{E.8})$$

Sendo:

$m_{\text{óleo}}$ a massa de óleo (kg);

$V_{\text{óleo}}$ o volume de óleo (m³);

$\rho_{\text{óleo}}$ a densidade do óleo (kg/m³).

APÊNDICE F – INSTALAÇÕES DE GÁS INERTE

Para a obtenção da quantidade de gás inerte necessária para a pressurização do reator, definiu-se inicialmente o gás que seria utilizado. Optou-se pelo nitrogênio pela ampla utilização, adequação ao processo e custo vantajoso, quando comparado com outras opções.

Com isso, buscou-se identificar a quantidade necessária de mols do gás. A Equação F.1 foi utilizada para o cálculo de número de mols.

$$n = \frac{V}{\bar{v}} \quad (\text{F.1})$$

Sendo:

n o número de mols;

V o volume ocupado pelo gás (m^3);

\bar{v} o volume específico do composto (m^3/mol).

O volume preenchido pelo gás é o volume vazio do reator, já o volume específico deve ser calculado para as condições do sistema no qual o gás está inserido.

Para isso, tornou-se necessário o cálculo a partir de equações derivadas da lei dos estados correspondentes, segundo Tester e Modell (1997) e Çengel e Boles (2007). Segundo Van der Waals, todos os gases puros manifestam os mesmos fatores de compressibilidade quando medidos nas mesmas condições reduzidas de pressão e temperatura. Assim, tem-se as Equações F.2 e F.3 para o cálculo da pressão e temperatura reduzidas.

$$P_r = \frac{P}{P_c} \quad (\text{F.2})$$

$$T_r = \frac{T}{T_c} \quad (\text{F.3})$$

Sendo:

P_r a pressão reduzida;

P a pressão do sistema;

P_c a pressão crítica do composto;

T_r a temperatura reduzida;

T a temperatura do sistema;

T_c a temperatura crítica do composto.

Os valores de pressão crítica e temperatura crítica foram consultados em tabelas de referência para o composto de interesse presentes em Çengel e Boles (2017). Na sequência, buscou-se obter o fator de compressibilidade (Z), segundo Terron, L. R. (2012), esse fator é definido como mostram as Equações F.4 e F.5. Para gases ideais o valor de Z é igual a 1.

O método selecionado para obter o valor de Z foi a utilização do gráfico generalizado do fator de compressibilidade, presente no Anexo F, a partir dos valores conhecidos de pressão reduzida e temperatura reduzida.

$$Z = \frac{P \cdot V}{\bar{v} \cdot T} \quad (\text{F.4})$$

$$\bar{v} = \frac{Z \cdot R \cdot T}{P} \quad (\text{F.5})$$

Sendo:

Z o fator de compressibilidade;

P a pressão do sistema;

\bar{v} o volume específico;

R a constante ideal dos gases;

T a temperatura do sistema.

Com isso, pode-se calcular o valor do volume específico, a partir do valor do fator de compressibilidade obtido do gráfico, a constante ideal dos gases e a temperatura e pressão do estado inicial do reator, antes do aquecimento. Os valores utilizados para os cálculos podem ser observados na Tabela 36 a seguir. Após calculado o volume específico, obteve-se o número de mols de nitrogênio. Por fim, para se obter a massa necessária de nitrogênio por batelada, utilizou-se a Equação F.6.

$$m = n \cdot \overline{MM} \quad (\text{F.6})$$

Sendo:

m a massa de nitrogênio por batelada (kg);

n o número de mols calculado;

\overline{MM} a massa molecular do nitrogênio (kg/mol).

Tabela 36 - Valores de fator de compressibilidade, constante ideal dos gases e condições iniciais de processo, para o cálculo do volume específico do nitrogênio.

z	R (m³.Pa/K.mol)	T (K)	P (Pa)
0,86	8,31	298,15	1300000,00

Fonte: Autores, 2022

Para fins de segurança e para garantir que o sistema não atingiria pressões muito elevadas após o aquecimento do reator, calculou-se a nova pressão do reator quando o mesmo atingisse a temperatura de reação.

Como o cálculo da nova pressão será apenas para fins de verificação, considerou-se o gás como ideal. Por fim, foi utilizada a Equação F.7 para obter a pressão de verificação.

$$P_2 = \frac{n \cdot R \cdot T_2}{V} \quad (\text{F.7})$$

Sendo:

P_2 a nova pressão do reator;

n o número de mols de gás empregado;

R a constante ideal dos gases;

T_2 a temperatura do reator após o aquecimento;

V o volume.

APÊNDICE G – DIMENSIONAMENTO E SELEÇÃO DE EQUIPAMENTOS

G.1 DESAERADOR

O desaerador foi selecionado a partir de modelos encontrados no mercado. Para a seleção, considerou-se o volume de óleo a ser desaerado por dia, sendo de aproximadamente 24.000 m³.

Uma variável encontrada nos catálogos para a escolha foi a viscosidade do fluido, variando entre baixa, média e alta. Assim, considerou-se a situação mais extrema, de alta viscosidade.

O modelo escolhido foi o Desaerador PDA - 125 da PerMix Tec Co., que processa 1.600 litros por hora. Assim, calculou-se que o desaerador precisaria trabalhar por 15 horas, diariamente. Os modelos de catálogo analisados podem ser observados no Anexo G.

Com as vazões dos modelos analisados, pode-se realizar o cálculo representado pela Equação G.1.

$$t = \frac{V}{F} \quad (\text{G.1})$$

Sendo:

t o tempo que o desaerador irá funcionar (h);

V o volume de óleo a ser desaerado por dia (L);

F a vazão do equipamento (L/h).

Dessa forma, para que o desaerador não se tornasse um gargalo do processo, o modelo selecionado deveria desaerar todo o volume de óleo, necessário para um dia produção, em menos de 24 horas.

Como o modelo PDA - 125 trabalharia em torno de 15 horas por dia, para suprir toda a demanda necessária, o modelo imediatamente inferior também foi considerado. Entretanto, esse modelo (PDA - 55) processa 800 litros por hora, precisando então funcionar por quase 30 horas para desaerar o óleo utilizado em um dia de produção. Com isso, o desaerador se tornaria um gargalo do processo, não suprimindo a demanda diária, e por esse motivo o modelo PDA - 55 não foi selecionado.

Como pode-se observar no catálogo do Anexo G é possível obter as dimensões de cada modelo. Com isso, obteve-se os valores de comprimento, largura e altura sendo respectivamente iguais a 2,165 m, 0,85 m e 2,17 m.

Nesta etapa do processo, não foi considerada perda de massa de óleo.

G.2 REATOR

Para iniciar o dimensionamento do reator, analisou-se a produção diária projetada, assim como o tempo de reação previsto na patente registrada por Soares e Crisóstomo (2018), para que fosse possível definir o número de bateladas diárias e o volume do reator. A cinética da reação, observada na presença do catalisador escolhido, demonstrou maior taxa de conversão dos reagentes em ácidos graxos livres a partir dos 180 minutos, entretanto ao atingir 150 minutos a reação já se mostra com uma conversão satisfatória, acima dos 87%. Dessa forma, não se mostrou muito vantajoso manter a reação por mais 30 minutos, para que fosse possível atingir 90% de conversão.

Obteve-se então um tempo de reação de 165 minutos para uma conversão de 89% e projetou-se um tempo de operação de 40 minutos, sendo carga e descarga de 15 minutos cada e injeção gás inerte calculada em 10 minutos. Com isso, soma-se 205 minutos para uma batelada completa. Considerou-se um tempo de trabalho diário do reator de 24 horas, ou seja, 1.440 minutos.

Assim, pode-se obter o número de bateladas ao dia através da Equação G.2 como sendo de 7 bateladas completas.

$$N_{bateladas} = \frac{t_{funcionamento\ diário\ do\ reator}}{t_{reação} + t_{operação}} \quad (G.2)$$

Sendo:

$N_{bateladas}$ o número de bateladas diárias;

$t_{funcionamento\ diário\ do\ reator}$ o tempo de funcionamento do reator por dia (min);

$t_{reação}$ o tempo da reação (min);

$t_{operação}$ o tempo de operação, soma dos tempos de carga, descarga e injeção de vapor (min).

Para projetar o volume da batelada, utilizou-se o volume total diário e o número de bateladas calculado anteriormente. O volume total diário processado é de 27,64 m³. Obteve-se então um volume da batelada igual a 3,95 m³. O cálculo utilizado está representado pela Equação G.3.

$$V_{batelada} = \frac{V_{total\ diário}}{N_{bateladas}} \quad (G.3)$$

Sendo:

$V_{batelada}$ o volume de uma batelada (m^3);

$V_{total\ diário}$ o volume total diários processado pela planta no reator (m^3);

$N_{bateladas}$ o número de bateladas diárias.

Com o volume da batelada, pode-se por fim dimensionar o volume do reator. Para isso, considerou-se que o reator seria preenchido apenas 75% do seu volume total em cada batelada. Com isso, obteve-se um volume de reator igual a 5,26 m^3 . O cálculo realizado para se obter o volume do reator está representado através da Equação G.4.

$$V_{reator} = \frac{V_{batelada}}{0,75} \quad (G.4)$$

Sendo:

V_{reator} o volume do reator a ser utilizado na planta (m^3);

$V_{batelada}$ o volume de uma batelada (m^3).

Por fim, definiu-se as dimensões principais do reator, ou seja, a altura e o diâmetro do mesmo, para que fosse possível o comportar o volume necessário. Para isso, projetou-se que o reator terá altura e diâmetro iguais. Com isso, obteve-se o valor 1,9 metros de altura e de diâmetro. O cálculo realizado pode ser observado na Equação G.5.

$$X = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{\pi}} \quad (G.5)$$

Sendo:

V o volume (m^3);

π o valor de pi, aproximado a 3,1415.

Para se obter a equação anterior, foi necessário manipular a equação do volume, e incluir a consideração utilizada para a relação entre a altura e o diâmetro, sendo a altura e o diâmetro iguais.

Por fim, segundo Soares e Crisóstomo (2018), necessita-se de um impelidor para o reator. O mesmo deve oferecer um número de rotações por minuto entre 600 e 1200. Assim, buscou-se estimar o consumo de energia pelo impelidor, considerando o maior consumo projetado, de 1200 rpm. O cálculo realizado pode ser observado através da Equação G.6.

$$E = \frac{0,105 \cdot T \cdot N}{1000} \quad (\text{G.6})$$

Sendo:

E o consumo de energia (kW);

T o torque fornecido pelo motor (Nm);

N as rotações necessárias (rpm).

No reator, foi considerada uma conversão de 89% para um tempo de reação de 165 minutos, e não foi considerada perda de massa. A composição considerada para os monoglicerídeos do óleo está expressa no item 3.1.1, na Tabela 3. Já a razão molar utilizada foi de 1:5 de óleo e água, dentro do limite indicado por Soares e Crisóstomo (2018).

Por fim, a quantidade empregada, em massa, de catalisador foi de 2% da massa de óleo, valor também indicado por Soares e Crisóstomo (2018). Para o balanço, o componente óleo vegetal foi segmentado em 3 diferentes componentes: triglicerídeos, ácido palmítico e ácido oleico. A proporção destes três componentes no óleo foi definida a partir da referência citada anteriormente no item 3.1.1 e na Tabela 2.

G.3 FILTRO

O filtro empregado no processo foi selecionado a partir de modelos encontrados no mercado. Para a seleção, considerou-se o volume da corrente que seria filtrada (corrente 4). O volume filtrado por batelada será de 3.865,6 litros.

A partir do entendimento do funcionamento do filtro pode-se perceber que duas grandezas serão variadas e analisadas nesta escolha: a vazão da corrente e o volume do filtro. A relação entre a vazão e o volume a ser filtrado fornece o tempo necessário para que a filtragem ocorra, sendo um bom parâmetro para que a etapa não se torne um gargalo do processo, já o volume do filtro mostra com que frequência o processo precisará ser pausado para que as tortas sejam retiradas, ou seja, para que seja feita a limpeza do filtro. Nas Equações G.7 e G.8 a seguir está representada essa relação.

$$t = \frac{V}{Q} \quad (\text{G.7})$$

$$N = \frac{V_c}{n \cdot V_f} \quad (\text{G.8})$$

Sendo:

t o tempo de filtração (h);

V o volume a ser filtrado (m^3);

Q a vazão fornecida pela bomba (m^3/h);

N o número de retiradas de torta;

V_c o volume de catalisador filtrado (m^3);

n o número de placas;

V_f o volume da câmara da placa (m^3).

No Anexo B é possível verificar a tabela com alguns modelos disponíveis, da marca Scientech Ambiental.

Para a aproximação do volume da torta, ou seja, a quantidade de catalisador filtrado que será acumulada em cada placa, buscou-se por valores de referência. Na imagem presente no Anexo H pode-se observar volumes de câmaras para diferentes modelos.

Para os cálculos, inicialmente utilizou-se o tamanho da placa de 400 x 400 mm e a espessura da torta de 32 mm, e o volume de catalisador acumulado em cada placa foi de 0,00512 m^3 . O volume de catalisador a ser filtrado por batelada do reator é de 0,0142 m^3 , ou seja, cerca de três vezes o volume que cada placa comporta. Dessa forma, optou-se por projetar o filtro com 5 placas. Com isso, obtém-se o número de retiradas de torta igual a 0,55, ou seja, é possível filtrar toda a corrente de uma batelada, sem que sejam feitas paradas para a retirada de torta. A limpeza do filtro será feita então a cada batelada do reator.

Com relação ao tempo, como o reator tem um tempo total de batelada igual a 190 minutos, não é necessário utilizar uma bomba com elevada vazão nesse processo, pode-se adotar então uma vazão menor, como 3,99 m^3/h , e fazer com que o filtro trabalhe por aproximadamente 1 hora após cada batelada.

Após a análise, o modelo selecionado, da marca Scientech Ambiental, foi o de 400 x 400, sendo necessárias apenas 5 placas, com um volume do filtro igual a 16 litros e uma área de filtração livre de 1,295 m^2 .

Por fim, definiu-se então as dimensões do filtro, usando como referência também a imagem mostrada no Anexo H. Os valores de altura e largura são observados diretamente pelo esquema, já o comprimento, torna-se necessário estimar para o uso de apenas 5 placas.

O primeiro valor considerado é de 1,135 m, correspondentes às extremidades do equipamento. Já para a largura do local onde se encontram as placas, pode-se notar que existe um valor fixo 0,43 m de largura e que a cada 10 placas adiciona-se 0,55 m. Assim, o valor adicionado para 5 placas deve ser de 0,275 m. Dessa forma, a largura total será a soma de 1,135 m das extremidades, 0,43m da parte fixa da região das placas e 0,275 correspondente às 5 placas que serão utilizadas.

Com isso, para o modelo escolhido, obteve-se então os valores de comprimento, largura e altura sendo, respectivamente, iguais a 1,84 m, 1,2 m e 1,085 m.

Nesta etapa do processo, foi considerado um fator de separação do catalisador de 0,9, ou seja, foi projetado que 90% do catalisador será retirado no filtro e o restante seguirá para a centrífuga onde será totalmente removido. Não foi considerada perna de massa de nenhum dos componentes das correntes nesta fase do processo.

G.4 CENTRÍFUGA

A corrente que passa pela centrífuga se divide em 2 novas correntes, uma contendo os ácidos graxos livres, a água e a glicerina e outra contendo o catalisador separado. Nesta etapa utilizou-se o fator de separação igual a 1, ou seja, considerou-se que todo o catalisador presente na corrente será separado na centrífuga.

Para a seleção de um modelo de centrífuga, o parâmetro analisado foi a rotação da mesma. Segundo Soares e Crisóstomo (2018), é necessário centrifugar a corrente a 2500 rpm por 15 a 45 minutos, para a remoção total do catalisador.

Com isso, buscou-se modelos de centrifugar que oferecessem a rotação requerida ou rotação superior e uma capacidade capaz de centrifugar, em 24 horas, o volume diário que passa por este equipamento.

O volume diário a ser centrifugado é de aproximadamente 27.000 L. Foram analisados modelos de centrífugas da marca Gratt. Esta empresa oferece centrífugas industriais com rotação a partir de 4.000 rpm. Com isso, pode-se estimar uma redução no tempo desta etapa, assim o tempo de centrifugação considerado foi de 15 minutos. Assim, o número de ciclos de centrifugação que pode-se fazer em um dia é de 96, considerando que a centrífuga trabalhe durante as 24 horas.

Após isso, buscou-se modelos com capacidade superior a 280 L. Dentre as opções escolheu-se o modelo GMT 355G, contido no Anexo R, com capacidade de 316 L, necessitando realizar 86 ciclos por dia. Para que seja considerado um tempo razoável de carga e descarga do equipamento, serão necessárias 2 centrífugas nestas especificações, ou similares, mas que ofereça as condições de trabalho necessárias para o processo. O modelo é indicado para os produtos trabalhados e deverá ser de aço inox. Nesta etapa do processo, não foi considerada perda de massa de nenhum componente.

G.5 DECANTADOR

Para o dimensionamento do decantador, tornou-se necessário analisar o volume da corrente que entraria no equipamento. Estima-se que o volume a ser comportado pelo decantador em cada batelada será de 3,88 m³, o volume necessário para o reator em cada batelada.

Após isso, definiu-se uma relação entre as variáveis utilizadas para o cálculo, altura e diâmetro. Optou-se por utilizar uma altura duas vezes maior que o valor do diâmetro, já que a fase que ficaria na parte inferior do equipamento se mostrou muito pequena, quando comparada com a fase superior. Estimou-se então que a altura do equipamento seria 2,1 vezes o valor do diâmetro.

Com isso, manipulou-se a equação do volume do cilindro até se obter o valor do diâmetro, cujo resultado está representado pela Equação G.9.

$$X = \sqrt[3]{\frac{V}{0,525 \cdot \pi}} \quad (\text{G.9})$$

Sendo:

V o volume do decantador (m³);

π o valor de pi, aproximado a 3,1415;

X o valor do diâmetro que se quer encontrar (m).

Após os cálculos obteve-se os valores do diâmetro e da altura sendo, respectivamente, iguais a 1,33 m e 2,79 m. Como não se trata de uma reação ou processo com aumento de volume das correntes, foi considerada apenas uma pequena margem de segurança na altura do equipamento, ficando ao final igual a 3 m.

Por fim, definiu-se a altura da válvula, pela qual será retirada do equipamento a fase superior desta separação, por ação da gravidade. Para isso, obteve-se a área da base do decantador e relacionou-a com o volume da fase inferior. O cálculo realizado pode ser observado nas Equações G.10 e G.11 a seguir.

$$A = \pi \cdot r^2 \quad (\text{G.10})$$

$$h_i = \frac{V_i}{A} \quad (\text{G.11})$$

Sendo:

A a área da base do decantador cilíndrico (m²);

π o valor de pi, aproximado a 3,1415;

r o raio do decantador (m);

h_i a altura da fase inferior (m);

V_i o volume da fase inferior (m³).

Com isso obteve-se uma altura da fase inferior de apenas 28 centímetros. Dessa forma, a válvula será posicionada a uma altura de 30 centímetros do fundo do decantador, com o intuito de que seja escoada apenas a fase superior. A retirada da fase se dará por ação da gravidade e não por uso de bombas, para que não ocorra agitação da interface e ocasione na mistura das mesmas.

O tempo de permanência da mistura no decantador, para que ocorra a separação, será definido com base na patente utilizada como referência. Segundo o estudo em questão, uma separação satisfatória das fases se dá em um intervalo de tempo que pode variar de 120 minutos a 360 minutos.

Além disso, para o balanço de massa do processo, foi considerado que as fases serão 100% separadas na etapa de decantação. Com isso, considerou-se o cenário mais extremo e que proporcionará a maior separação possível. Dessa forma, projeta-se um tempo de decantação de 360 minutos.

Como o tempo de batelada é de 205 minutos, menor que o tempo para que ocorra a decantação por completo, torna-se necessário então possuir 2 decantadores. Como não seria possível carregar o decantador enquanto ocorre a decantação, para que não ocorra a agitação e mistura das fases já separadas, projeta-se utilizar 2 decantadores com diâmetro e altura sendo, respectivamente, iguais a 1,33 m e 3 m, já com uma margem de segurança.

Além de considerar a separação total das duas fases, não foi considerada perda de massa de nenhum componente neste equipamento.

G.6 TROCADORES DE CALOR

Para o dimensionamento dos trocadores de calor, inicialmente analisou-se as condições do processo para a seleção do modelo de trocador a ser empregado. Projetou-se ambos os trocadores de calor no modelo indireto, ou seja, quando não há contato entre a corrente que fornece e a que recebe calor. Para ambos os trocadores, tem-se correntes líquidas e de compostos orgânicos, com viscosidade intermediária a alta e vazões não muito elevadas. Dentre os modelos oferecidos no mercado, os que se adequam melhor para a situação são: tubos concêntricos, de placas e casco e tubos.

Ao analisar as temperaturas das correntes, pode-se observar que no primeiro trocador de calor (E-201) a corrente fria, composta pela mistura de água e glicerina, entrará no trocador a temperatura de 25°C e deverá sair a 100°C. Já a corrente quente do E-201, óleo térmico, entrará a 210°C e sairá a 190°C. No E-301 a corrente fria, composta por triglicerídeos e ácidos graxos, entrará a 25°C e será aquecida até 200°C. Já o óleo térmico, corrente quente, entrará a 230°C e sairá a 210°C. Com isso, pode-se identificar que o trocador de placas não seria o mais indicado para esta aplicação, devido às temperaturas elevadas das correntes quentes.

Como a vazão das correntes não se mostrou tão elevada, mas significativa, optou-se pelo trocador de casco e tubos, que permite processar volumes maiores e possui maior eficiência de troca térmica. Com relação a configuração do fluxo das correntes no trocador, optou-se pelo sistema de fluxo em contracorrente, aumentando assim a diferença média das temperaturas e, consequentemente, a eficiência na troca térmica.

Definido o modelo e configuração dos trocadores de calor, pode-se então iniciar os cálculos para obtenção da área de troca térmica. Inicialmente, tornou-se necessário estimar o calor necessário para aquecer ambas as correntes até a temperatura de interesse para o processo. Para isso, é estabelecido que o calor requerido para aquecer as correntes é totalmente fornecido pelo óleo térmico e são desconsideradas perdas. Essa consideração é demonstrada através da Equação G.12.

$$Q_{requerido} = Q_{transferido} \quad (G.12)$$

Os dois processos de aquecimento citados não desencadeiam mudanças de fase dos componentes da mistura. Assim, para o cálculo do calor requerido, utilizou-se a equação fundamental da calorimetria, onde a quantidade de calor sensível (Q) é igual ao produto da

massa do corpo, da sua variação de temperatura e de uma constante de proporcionalidade, dependente da natureza de cada corpo, denominada calor específico. Na Equação G.13 está expressa a equação fundamental da calorimetria.

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (\text{G.13})$$

Sendo:

Q o calor transferido (kJ/h);

m a vazão mássica (kg/h);

C_p o calor específico do fluído (kJ/kg °C);

ΔT a variação de temperatura (°C).

Em posse do valor referente ao calor a ser transferido, utilizou-se a Equação G.14 para a determinação da área de troca térmica.

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ML} \quad (\text{G.14})$$

Sendo:

Q o calor transferido (kJ/h);

U o coeficiente global de troca térmica (kJ/h m² °C);

A a área de troca térmica (m²);

ΔT_{ML} a variação média logarítmica de temperatura (°C).

O valor do ΔT_{ML} é obtido a partir das diferenças de temperatura nas extremidades do trocador. A Equação G.15 expressa o cálculo realizado para a obtenção dos valores de ΔT_{ML} para os dois trocadores.

$$\Delta T_{ML} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right)} \quad (\text{G.15})$$

Sendo:

ΔT_{ML} a variação média logarítmica de temperatura (°C);

ΔT_1 a diferença de temperatura entre as corrente na extremidade 1 do trocador (°C);

ΔT_2 a diferença de temperatura entre as corrente na extremidade 2 do trocador (°C).

Já para a obtenção do valor do coeficiente de troca térmica (U), pode-se buscar valores de referência, a partir da combinação dos fluidos que compõem a corrente quente e fria. Existem tabelas com valores aproximados, considerando a natureza dos fluidos. Outra opção é calcular o valor de U a partir dos valores do coeficiente de convecção dos fluidos, a espessura e condutividade da tubulação e o fator de incrustação. Na Equação G.16 é possível identificar o cálculo do coeficiente global de troca térmica.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_1} + \frac{1}{h_2} + \frac{e}{k} + f \quad (\text{G.16})$$

Sendo:

U o coeficiente global de troca térmica (kJ/h m² °C);

h_1 o coeficiente de convecção do fluido 1 (kJ/h m² °C);

h_2 o coeficiente de convecção do fluido 2 (kJ/h m² °C);

e é a espessura da parede da tubulação em (m);

k a condutividade térmica da tubulação (kJ/h m °C);

f o fator de incrustação (h m² °C/kJ).

Os valores de espessura e condutividade térmica, são obtidos a partir do material utilizado na tubulação. Já o fator de incrustação é definido através de tabelas de referência, para diferentes compostos. Utilizou-se o valor de fator de incrustação para líquidos e óleos industriais, como compostos orgânicos, óleos de recirculação e líquidos orgânicos.

Por fim, pode-se utilizar a Equação G.14 para obter os valores projetados de área de troca térmica, para cada um dos trocadores de calor. Os valores obtidos para área de troca térmica podem ser observados na Tabela 15, no tópico 5.2.6 do presente relatório.

G.6.1 Trocador de Calor E-201

Para o trocador E-201, optou-se pelo método de cálculo do coeficiente de troca térmica, devido à maior facilidade em encontrar os valores de coeficientes de convecção dos fluidos, já que a corrente fria é composta apenas por água e glicerina. Na Tabela 37 a seguir é possível verificar os valores utilizados para os coeficientes de convecção, espessura, condutividade e fator de incrustação.

Tabela 37 - Variáveis utilizadas para o dimensionamento do E-201.

Variáveis para o cálculo do coeficiente global	Valor
Coefficiente de convecção do óleo térmico (kJ/h m ² °C)	216,00
Coefficiente de convecção da mistura (kJ/h m ² °C)	151,81
Espessura (m)	0,01
Condutividade (kJ/h.m.°C)	62,76
Fator de incrustação (m ² .°C.h/kJ)	0,00065

Fonte: Autores (2022).

Com os valores apresentados na Tabela 37, pode-se calcular então o coeficiente global de troca térmica. Na Tabela 38 a seguir é possível observar os valores do coeficiente global de troca térmica, da variação média logarítmica de temperatura e do calor transferido. O cálculo do calor transferido foi estimado pela equação fundamental da calorimetria, considerando a proporção em massa de água e glicerina - fornecida pelo balanço de energia - e os calores específicos de ambos os componentes. Com isso, pode-se então obter a área de troca térmica estimada do E-201, que também pode ser observada na Tabela 38.

Tabela 38 - Dimensionamento da área de troca térmica do E-201.

Variáveis para o cálculo da área de troca térmica	Valor
Coefficiente global de troca térmica (kJ/h m ² °C)	82,87
Variação média logarítmica de temperatura (°C)	135,65
Calor transferido (kJ/h)	28985,39
Área de troca térmica (m ²)	2,58

Fonte: Autores (2022).

Após a obtenção da área de troca térmica, obteve-se as dimensões, presentes na Tabela 15, dos trocadores a partir do catálogo da empresa Bermo, disposto no Anexo AA.

G.6.2 Trocador de Calor E-301

Para o trocador E-301, optou-se pelo método de obtenção do coeficiente de troca térmica a partir da natureza dos componentes das correntes, devido a maior dificuldade em encontrar os valores de coeficientes de convecção dos fluidos, já que a corrente fria neste equipamento é composta por uma mistura de triglicérides e diferentes ácidos graxos. Utilizou-se o valor de coeficiente de troca térmica para a configuração na qual ambas as correntes, quente e fria, são compostas por líquidos orgânicos viscosos. Na sequência, calculou-se a variação média logarítmica de temperatura

Na Tabela 39 a seguir é possível verificar o valor utilizado para o coeficiente de troca térmica utilizado e os valores calculados da variação média logarítmica de temperatura e do calor transferido. Com isso, pode-se então obter a área de troca térmica estimada do E-301, que também pode ser observada na Tabela 39.

Tabela 39 - Dimensionamento da área de troca térmica do E-301.

Variáveis para o cálculo da área de troca térmica	Valor
Coeficiente global de troca térmica (kJ/h m ² °C)	82,87
Variação média logarítmica de temperatura (°C)	135,65
Calor transferido (kJ/h)	28985,39
Área de troca térmica (m ²)	2,58

Fonte: Autores (2022)

G.7 TORRES DE DESTILAÇÃO

G.7.1 Torre de Destilação Simples

Para cálculos de coluna de destilação simples, a altura da torre é determinada pelo espaçamento entre os números de estágios, considerando que há um estágio no topo e um no fundo, condensador e refeedor respectivamente. O espaçamento entre os pratos teóricos é de 0,6 metros, considerando a eficiência a 100%. A Equação G.17 a seguir determina a altura da coluna.

$$H = \frac{\sigma \cdot N}{E_0} + H_0 \quad (\text{G.17})$$

Sendo:

H a altura da coluna de destilação;

σ o espaçamento prato teórico;

N o número de pratos teóricos da coluna;

E_0 a eficiência do prato;

H_0 o espaçamento residual no topo e fundo da coluna.

Já o diâmetro é calculado a partir da área transversal da coluna, a qual é obtida através da Equação G.18, proposta por Caldas (2007).

$$A_T = \frac{V_{topo} \cdot \sqrt{\frac{M_G}{\rho_M}}}{1,5 \cdot 3600} \quad (\text{G.18})$$

Sendo:

A_T a altura da coluna de destilação;

V_{topo} a vazão de vapor no prato de topo da coluna;

M_G a massa molar média dos componentes do vapor no topo da coluna;

ρ_M a densidade molar média dos componentes do vapor no topo da coluna;

Sendo que M_G é obtido pelo somatório da massa molar média dos componentes do vapor no topo da coluna. Segundo Fontana (2018), para a área abrangida pelos downcomers deve ser considerada ao valor de A_T , ou seja, a porcentagem (na faixa de 8 a 12%) de área perfurada influencia diretamente na capacidade e eficiência da coluna, tendo seu valor ótimo em 12%. Dessa forma, a área correspondida será a 12%.

Por fim, o diâmetro da torre é determinado através da Equação G.19.

$$D_T = \left(\frac{4A_T}{\pi}\right)^{0,5} \quad (\text{G.19})$$

Sendo:

D_T o diâmetro da coluna de destilação;

A_T a altura da coluna de destilação;

π o valor de pi, aproximado a 3,1415;

Os resultados obtidos com os cálculos podem ser encontrados na Tabela 16.

G.7.2 Torre de Destilação Fracionada

Para as duas colunas de fracionamento, as alturas, os diâmetros e o tipo de colunas foram obtidos no simulador *Aspen Plus*. O tipo de coluna para a T-301 foi definido como tipo

recheio com *palls ring* metálicos e para a T-302 como tipo pratos *Sieve* com *downcomer* convencional. Com as configurações corretas e aproximadas no método de cálculo de inundação *Glitsch*, obtém-se as hidráulicas de cada torre dentro das faixas, a fim de não entupir ou inundar as colunas.

Os resultados obtidos podem ser encontrados nas Tabela 17 e 18.

G.8 TANQUES DE ARMAZENAMENTO

O dimensionamento dos tanques se dá a partir da definição do diâmetro e altura dos mesmos, para que comportem o volume necessário na etapa em que se encontram empregados.

Como grande parte dos equipamentos operam em regime batelada, considerou-se o volume recebido no tanque por batelada. Foi estimada além, uma margem de segurança de 10% do tanque vazio. A equação utilizada foi a equação fundamental do volume do um cilindro, Equação G.20, formato considerado para todos os tanques de armazenamento. Para a maioria dos tanques estimou-se então que a altura seria 2 vezes o valor do diâmetro.

Com isso, manipulou-se a equação do volume do cilindro até se obter o valor do diâmetro, através da Equação G.21.

$$V = (\pi \cdot r^2) \cdot A \quad (\text{G.20})$$

$$X = \sqrt[3]{\frac{V}{0,5 \cdot \pi}} \quad (\text{G.21})$$

Sendo:

V o volume do tanque (m³);

A a área da base do tanque cilíndrico (m²);

π o valor de pi, aproximado a 3,1415;

r o raio do tanque (m);

X o valor do diâmetro que se quer encontrar (m).

O tanque TT-204 e TT-302, devido a seus grandes volumes quando comparados com os demais tanques e por se localizarem na parte externa da planta, ou seja, fora do pavilhão industrial, foram dimensionados com uma relação diferente entre a altura e diâmetro. Para o

TT-204 estimou-se que a altura será 3 vezes maior que o diâmetro e para o TT-302 a altura será 4 vezes maior que o diâmetro.

Estas considerações foram aplicadas à equação de volume do tanque. Assim, obteve-se as Equações G.22 e G.23, que foram utilizadas para o cálculo do diâmetro do TT-204 e do TT-302, respectivamente.

$$X = \sqrt[3]{\frac{V}{0,75 \cdot \pi}} \quad (\text{G.22})$$

$$X = \sqrt[3]{\frac{V}{\pi}} \quad (\text{G.23})$$

Sendo:

V o volume (m^3);

π o valor de pi, aproximado a 3,1415;

X o valor do diâmetro que se quer encontrar (m).

Já para os tanques entre etapas contínuas, tornou-se necessário analisar a vazão de entrada no tanque e o tempo de permanência. Para estes tanques foi considerada uma margem de segurança de 25% do tanque vazio. O cálculo utilizado pode ser observado na Equação G.24 a seguir.

$$V = v \cdot t \quad (\text{G.24})$$

Sendo:

V o volume (m^3);

v a vazão volumétrica (m^3/h);

t o tempo de permanência (h).

Após os cálculos obteve-se os valores do diâmetro e da altura para cada um dos tanques, os mesmos podem ser observados no tópico 5.2.8 na Tabela 19.

G.9 BOMBAS

G.9.1 Bomba para o Desaerador

Como o desaerador escolhido processa 1.600 L por hora, dessa forma buscou-se um modelo de bomba com a vazão de 1,6 m³/h. O óleo a ser desaerado se encontrará à temperatura ambiente. Assim, buscou-se em catálogo as opções que comportem tais especificações. Na imagem do Anexo I é possível verificar algumas opções de bombas para líquidos até 60°C e temperatura ambiente até 40°C, da marca Schneider Motobombas.

O modelo selecionado foi o ME-AL/BR 1740 N, da marca Schneider Motobombas, com vazão de 2,7 m³/h, com altura manométrica total (m.ca.) de 115 e potência de 4 cv. Será necessária uma bomba deste modelo, uma para a saída do desaerador, levando a corrente até o tanque de óleo desaerado. A tubulação correspondente a este modelo de bomba e que será empregada em ambos os trechos do processo, é de 1 polegada.

G.9.2 Bomba para descarregamento do reator

Como não se pode ter um tempo de descarga muito elevado para o reator, buscou-se um modelo de bomba que possibilitasse realizar esta etapa em menos de 15 minutos. Assim, buscou-se modelos que oferecessem vazão de aproximadamente 20 m³/h e que pudessem trabalhar com fluidos a temperatura mais elevada, já que a temperatura da reação chega a até 160°C. Na imagem do Anexo J é possível observar algumas opções de bombas que foram analisadas da marca Schneider Motobombas.

O modelo escolhido para o descarregamento do reator foi o VME - 208200, da marca Schneider Motobombas, com vazão de 19,3 m³/h, com altura manométrica total (m.ca.) de 150 e potência de 20 cv. Com estas condições, será possível descarregar o reator em menos de 12 minutos. Será necessária então uma bomba deste modelo ou similar.

O modelo selecionado na verdade é apenas uma aproximação, já que a temperatura máxima do líquido para este modelo é de 120°C. Na etapa de implementação do projeto, se tornaria necessário entrar em contato com o fornecedor para verificar a adaptação para o uso em temperaturas mais elevadas ou então buscar por outros fornecedores. A tubulação correspondente a este modelo de bomba e que será empregada em ambos os trechos do processo, é de 2 polegadas.

G.9.3 Bomba para o Filtro

Como estabelecido para o dimensionamento do filtro a vazão de 3,9 m³/h, buscou-se um modelo de bomba com vazão aproximada e que trabalhasse com fluídos a altura mais elevada.

Na imagem do Anexo K é possível observar algumas opções de bombas que foram analisadas da marca Schneider Motobombas.

O modelo escolhido foi o VME - 3620, da marca Schneider Motobombas, com vazão de 3,9 m³/h, com altura manométrica total (m.ca.) de 60 e potência de 2 cv. Para a utilização deste modelo em aço inoxidável, os diâmetros de sucção e recalque se alteram para 1 ¼ de polegadas. Será necessária uma bomba deste modelo posicionada após o filtro. O modelo selecionado na verdade é apenas uma aproximação, já que a temperatura máxima do líquido para este modelo é de 120°C. Na etapa de implementação do projeto, se tornaria necessário então entrar em contato com o fornecedor para verificar a adaptação para o uso em temperaturas mais elevadas ou então buscar por outros fornecedores.

G.9.4 Bombas para a centrífuga

A partir da seleção de equipamentos, projetou-se 86 ciclos de 15 minutos para centrifugar todo o volume de produção diária, no modelo escolhido. Dessa forma, cada centrífuga irá realizar 43 ciclos de 15 minutos. Considerando que ambas trabalharão 24 horas por dia, pode-se levar até 8 minutos para a carga e 8 minutos para a descarga, nesta etapa.

Partindo do tempo máximo, de 8 minutos, e do volume máximo, de 316L obtido pela capacidade do modelo de centrífuga selecionado, pode-se estimar uma vazão aproximada para a seleção de bombas. Buscou-se modelos de bomba com vazão de aproximadamente 2,5 m³/h. Na imagem do Anexo L é possível observar algumas opções de bombas que foram analisadas da marca Schneider Motobombas.

O modelo escolhido foi o VME - 3620, da marca Schneider Motobombas, com vazão de 3,9 m³/h, com altura manométrica total (m.ca.) de 60 e potência de 2 cv. Para a utilização deste modelo em aço inoxidável, os diâmetros de sucção e recalque se alteram para 1 ¼ de polegadas. Serão necessárias duas bombas deste modelo para o carregamento e o descarregamento do equipamento.

O modelo selecionado na verdade é apenas uma aproximação, já que a temperatura máxima do líquido para este modelo é de 120°C. Na etapa de implementação do projeto, se tornaria necessário então entrar em contato com o fornecedor para verificar a adaptação para o uso em temperaturas mais elevadas ou então buscar por outros fornecedores.

G.9.5 Bomba para o decantador

Como o decantador irá operar por 360 minutos a cada duas bateladas de 205 minutos, tem-se um tempo de 50 minutos para a carga, descarga e possível manutenção, se necessário.

No decantador, a fase superior será retirada por ação da gravidade, após a separação, para que não ocorra agitação entre as fases e as mesmas voltem a se misturar. Entretanto, a fase inferior será retirada do decantador por uma bomba e direcionada ao seu tanque de armazenamento. Assim, estimou-se em torno de 10 minutos para a carga do decantador, 5 minutos para descarregar da fase superior, pela ação da gravidade, e 5 minutos para o bombeamento da fase inferior. Em cada decantação serão carregados $3,74 \text{ m}^3$. Já a fase inferior, a ser bombeada, é composta por água e glicerol e corresponde a um volume de $0,38 \text{ m}^3$ em cada decantação.

Nas imagens dos Anexos M e N é possível observar algumas opções de bombas que foram analisadas da marca Schneider Motobombas.

Para o carregamento, o modelo escolhido foi o VME - 208200, da marca Schneider Motobombas, com vazão de $21,1 \text{ m}^3/\text{h}$, com altura manométrica total (m.ca.) de 145 e potência de 20 cv. A tubulação correspondente a este modelo de bomba e que será empregada em ambos os trechos do processo, é de 2 polegadas.

Para o bombeamento da fase inferior, o modelo escolhido foi o VME - 3620, da marca Schneider Motobombas, com vazão de $3,9 \text{ m}^3/\text{h}$, com altura manométrica total (m.ca.) de 60 e potência de 2 cv. Para a utilização deste modelo em aço inoxidável, os diâmetros de sucção e recalque se alteram para $1 \frac{1}{4}$ de polegadas. Será necessário uma bomba deste modelo, ou similar que ofereça condições de processo semelhantes.

G.9.6 Bombas para as torres de destilação e fracionamento

Como as torres trabalham em regime contínuo buscou-se por modelos de bombas que fornecessem uma vazão semelhante aos valores de vazão das correntes de alimentação das torres, das correntes de fundo e, quando necessário, das correntes de topo. Estes valores de vazão das torres foram obtidos através do simulador utilizado para dimensioná-las.

A alimentação do destilador T-201 é de $0,11 \text{ m}^3/\text{h}$, já a saída de fundo é de $0,07 \text{ m}^3/\text{h}$. Para o topo não será necessário utilizar bomba já que a torre é mais alta que o tanque de armazenamento da água. No destilador T-301, a alimentação é de $0,98 \text{ m}^3/\text{h}$ e a saída de fundo é de $0,11 \text{ m}^3/\text{h}$. Já a saída de topo do T-301, que será a alimentação da torre T-302, é estimada em $0,88 \text{ m}^3/\text{h}$. Por fim, na torre T-302 a vazão de fundo é de $0,04 \text{ m}^3/\text{h}$ e a de topo não necessitará de bomba já que a torre é mais alta que o tanque de armazenamento do produto.

Nas imagens dos Anexos O e P é possível observar algumas opções de bombas que foram analisadas da marca Schneider Motobombas.

Para estas etapas de processo foram selecionados 2 modelos de bombas apenas. Para a alimentação da T-201, sua saída de fundo e a saída de fundo da T-302 foi selecionado o modelo BIR-2008 I0-15, da marca Schneider Motobombas, com vazão de 0,2 m³/h, com altura manométrica total (m.ca.) de 22 e potência de $\frac{3}{4}$ cv. A tubulação correspondente a este modelo de bomba e que será empregada em ambos os trechos do processo, é de $\frac{3}{4}$ de polegada. Já para a alimentação da T-301, seu topo e seu fundo o modelo selecionado foi o ME-AL/BR 1740 N, da marca Schneider Motobombas, com vazão de 0,9 m³/h, com altura manométrica total (m.ca.) de 135 e potência de 4 cv. A tubulação correspondente a este modelo de bomba e que será empregada em ambos os trechos do processo, é de 1 polegada.

G.10 ELEVADOR

O elevador será necessário para carregar o catalisador do solo até a cabeça do reator, que se encontra na altura de 1,9 metro em relação ao solo. Considerou-se o equipamento com “*belt bucket*” (balde de cinto), o qual será solicitado uma encomenda da empresa Henan Pingyuan. O custo foi avaliado através do Anexo Q e será de aproximadamente US\$150.878,68 com o custo de instalação incluído.

APÊNDICE H – DEMANDA DE GÁS PARA AQUECIMENTO

A demanda de gás foi baseada levando em consideração o aumento da temperatura do óleo no intervalo de uma hora, sendo esta de 190°C para 310 °C.

Dessa forma, através da Equação H.1 e dos valores apontados na Tabela 40, determinou-se a necessidade energética no sistema de aquecimento.

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (\text{H.1})$$

Sendo:

Q a quantidade de calor (kJ/h);

m a quantidade de óleo térmico em massa (kg);

C_p a capacidade calorífica do óleo (kJ/kgK);

ΔT a diferença de temperatura (K).

Tabela 40 – Propriedades do sistema de aquecimento do óleo térmico a gás.

Diferença de temperatura (K)	Quantidade de massa de óleo térmico (kg)	Cp do óleo térmico (kJ/kgK)
393	855,95	2,28

Fonte: Autores e Therminol (2022).

Dessa forma, viu-se a necessidade por hora de energia para ser fornecida ao sistema para sua operação.

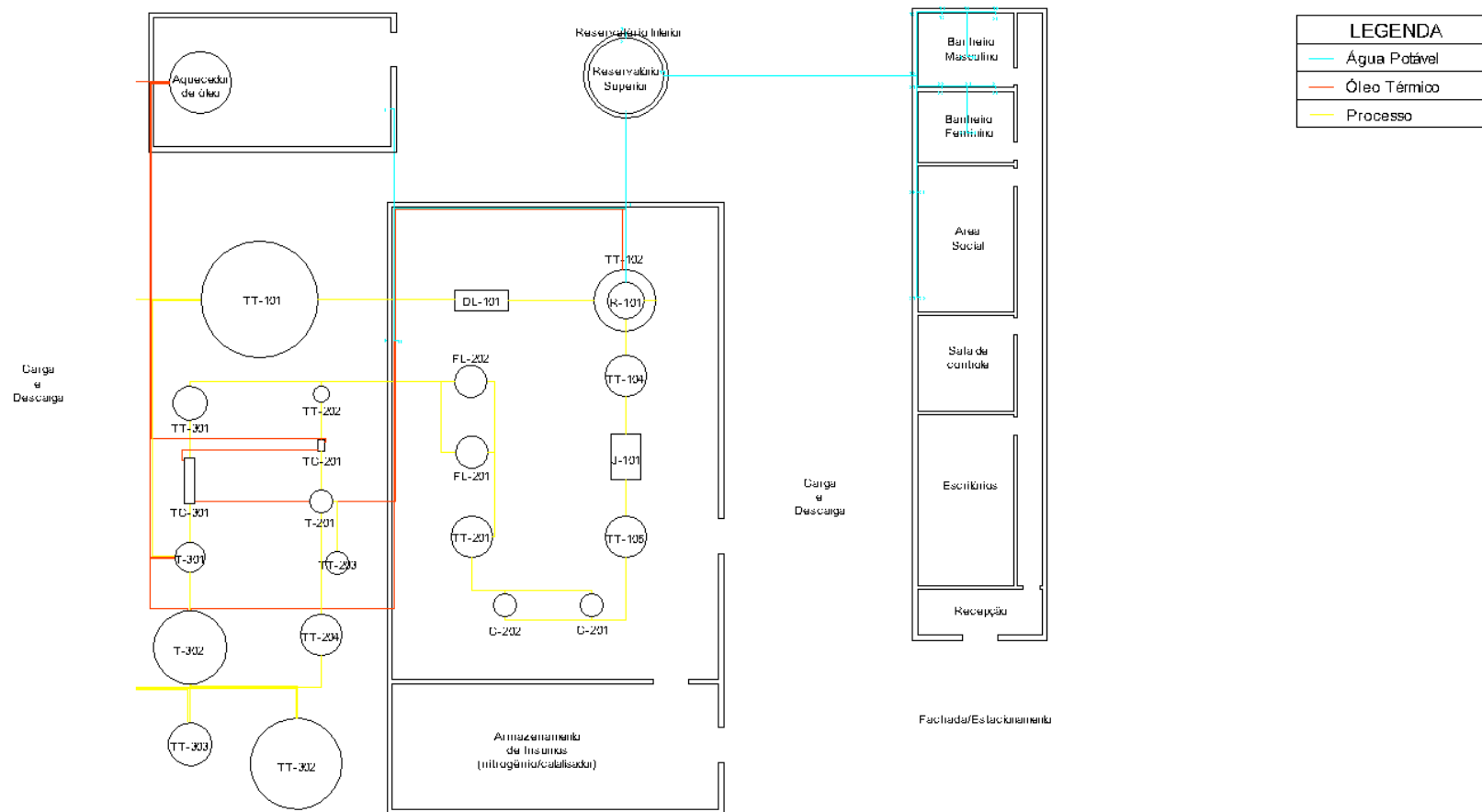
Segundo a CeGás (2022), 1 m³ de gás equivale a 39 MJ de energia. Assim, o valor de energia obtido foi convertido para MegaJoule e posteriormente dividido por 40 para obter a equivalência em m³. A Tabela 41 evidencia os resultados obtidos através dos cálculos.

Tabela 41 – Dados relativos à demanda de gás.

Q (MJ/h)	Demanda de gás (m ³ /h)	Demanda mensal (m ³)
766,97	19,67	12582,95

Fonte: Autores (2022).

Segundo a BahiaGás (2022), o valor do metro cúbico do gás com tributos inclusos (PIS/COFINS/ICMS) está R\$3,8476. Dessa forma, através da demanda anual e o custo do gás obteve-se o custo anual para o sistema de aquecimento da planta. Torna-se necessário salientar que o custo no start da planta para aquecimento do óleo térmico a temperatura ambiente até 310°C está considerado no percentual destinado a custos para início da operação, evidenciado na análise econômica.



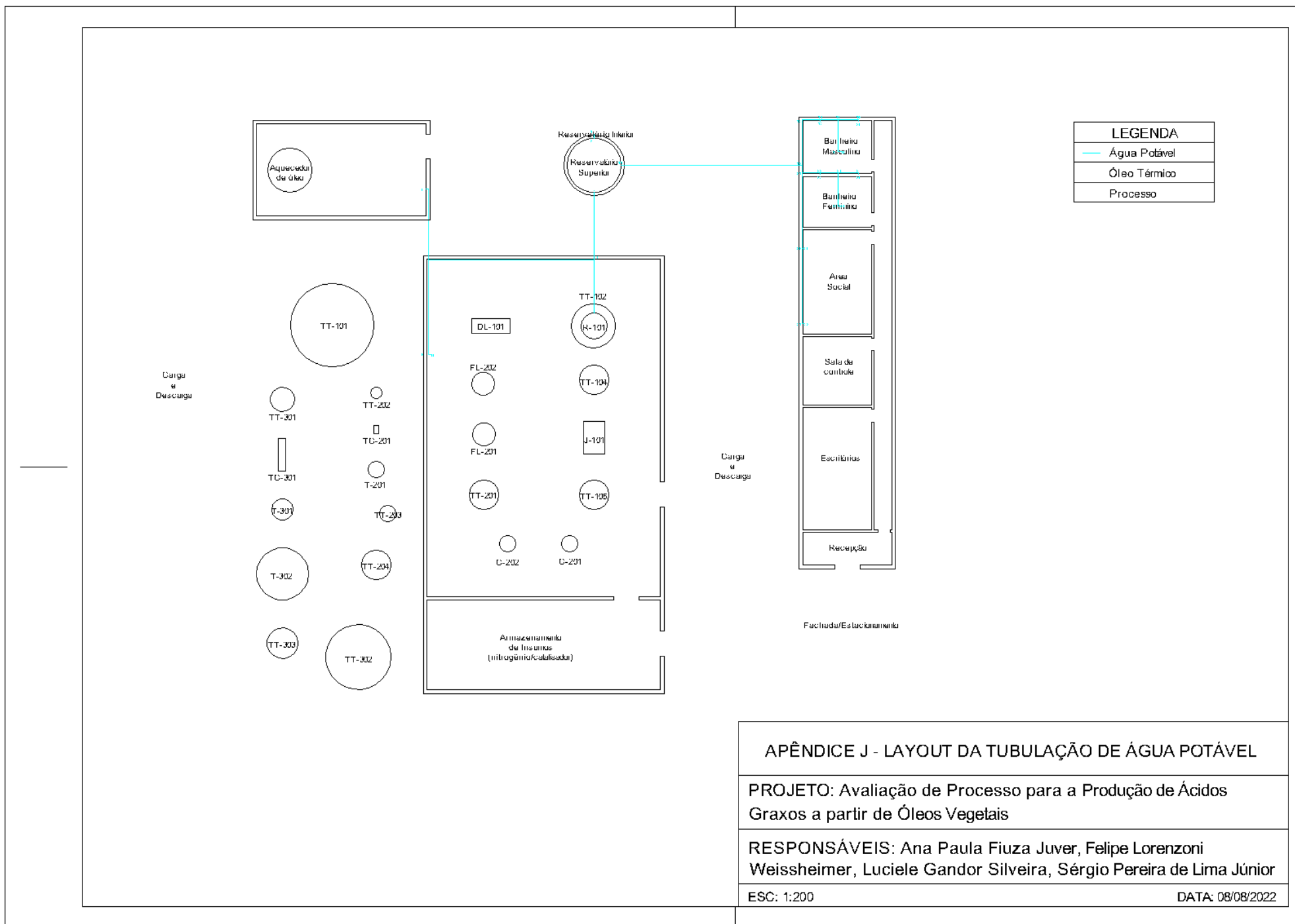
APÊNDICE I - LAYOUT DA PLANTA INDUSTRIAL

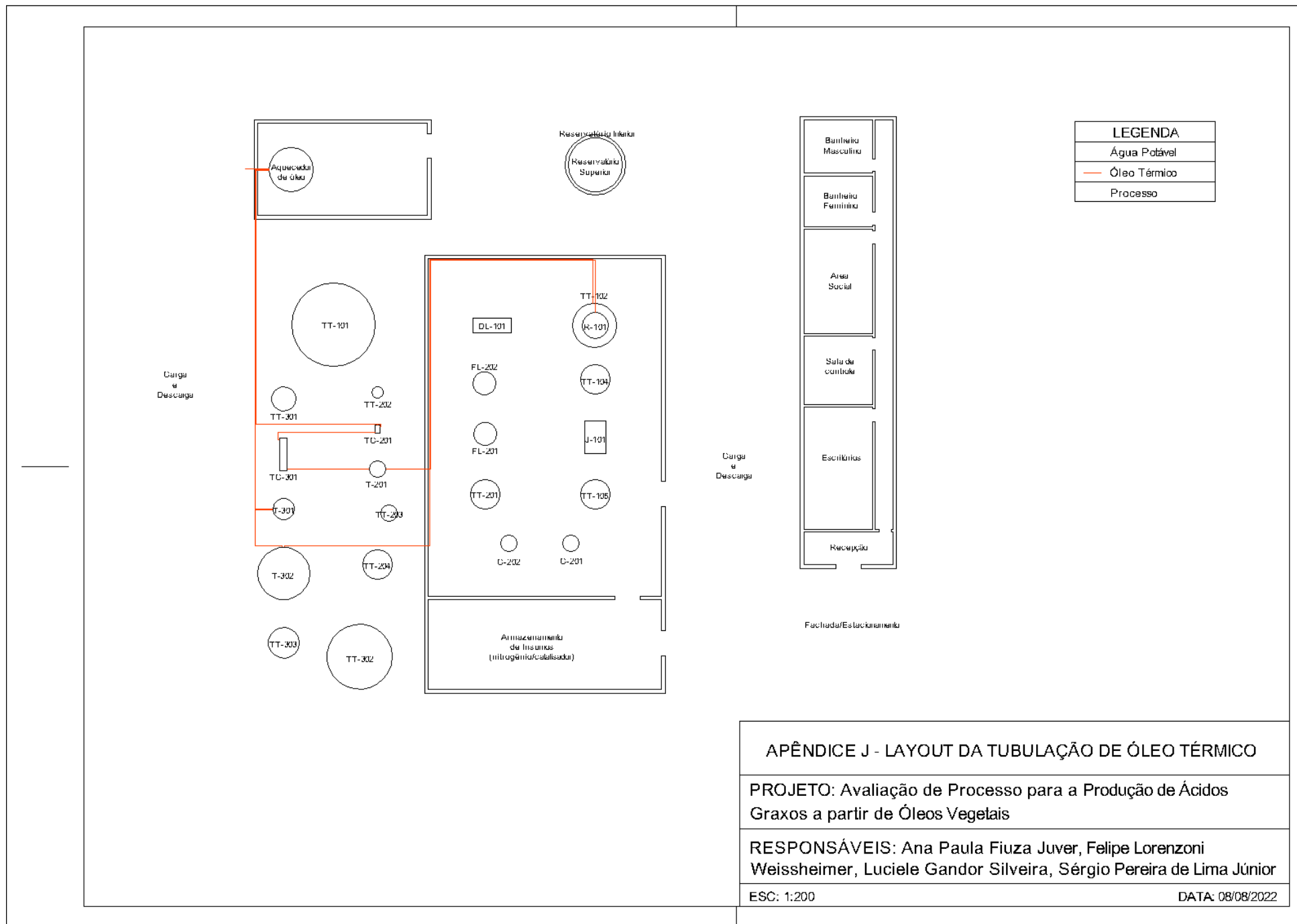
PROJETO: Avaliação de Processo para a Produção de Ácidos Graxos a partir de Óleos Vegetais

RESPONSÁVEIS: Ana Paula Fiuza Juver, Felipe Lorenzoni Weissheimer, Luciele Gandor Silveira, Sérgio Pereira de Lima Júnior

ESC: 1:200

DATA: 08/08/2022





ANEXO A – CONVENÇÃO PARA NOMENCLATURA DE EQUIPAMENTOS

Conventions Used for Identifying Process Equipment

Equipment	General format XX-YYY A/B
XX are identification letters for equipment classification	
C - Compressor or Turbine	(C-101A/B)
E - Heat Exchanger	(E-106)
H - Fired Heater	(H-101)
P - Pump	(P-102A/B)
R - Reactor	(R-101)
T - Tower	(T-101)
TK - Storage Tank	
V - Vessel	(V-104)
Y designates an area within the plant	
ZZ is number designation for each item in an equipment class	
A/B identifies parallel units or <i>backup</i> units	
Supplemental Information	Additional description of equipment given on top of PFD

Fonte: Bojorge, N. (2014).

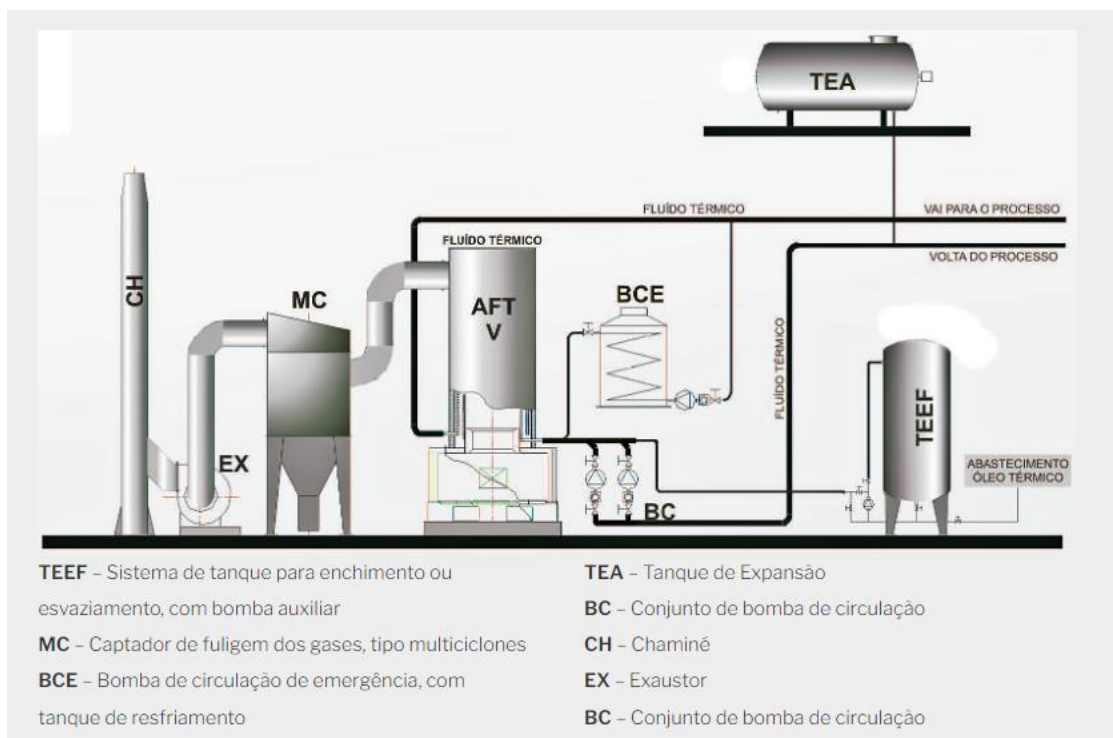
ANEXO B – MODELOS DE FILTRO DE PLACAS

		CAPACIDADE FILTRO PRENSA															
		400 x 400															
		QUANTIDADE DE PLACAS															
		10	15	20	25	30	35	40	45	50			40	45	50		
Volume do Filtro	Litros	32,0	48,0	64,0	80,0	96,0	112,0	128,0	144,0	160,0			128,0	144,0	160,0		
Área de Filtragem livre	m ²	2,5	3,9	5,2	6,5	7,8	9,1	10,4	11,7	13,0			10,4	11,7	13,0		
		3,2													3,2		
		0,259													0,259		

		CAPACIDADE FILTRO PRENSA															
		630 x 630															
		QUANTIDADE DE PLACAS															
		20	25	30	35	40	45	50	60	70			50	60	70		
Volume do Filtro	Litros	168,0	210,0	252,0	294,0	336,0	378,0	420,0	504,0	588,0			420,0	504,0	588,0		
Área de Filtragem livre	m ²	12,5	15,7	18,8	21,9	25,1	28,2	31,4	37,6	43,9			31,4	37,6	43,9		
		8,4													8,4		
		0,627													0,627		

		CAPACIDADE FILTRO PRENSA															
		800 x 800															
		QUANTIDADE DE PLACAS															
		20	50	60	75	80	90	100			90	100	100				
Volume do Filtro	Litros	269,4	673,5	806,2	1.010,3	1.077,6	1.212,3	1.347,0			1.212,3	1.347,0	1.347,0				
Área de Filtragem livre	m ²	19,8	49,5	59,4	74,3	79,2	89,1	99,0			89,1	99,0	99,0				
		13,47													13,47		
		0,99													0,99		

ANEXO C – LINHA DE AQUECIMENTO DE ÓLEO TÉRMICO

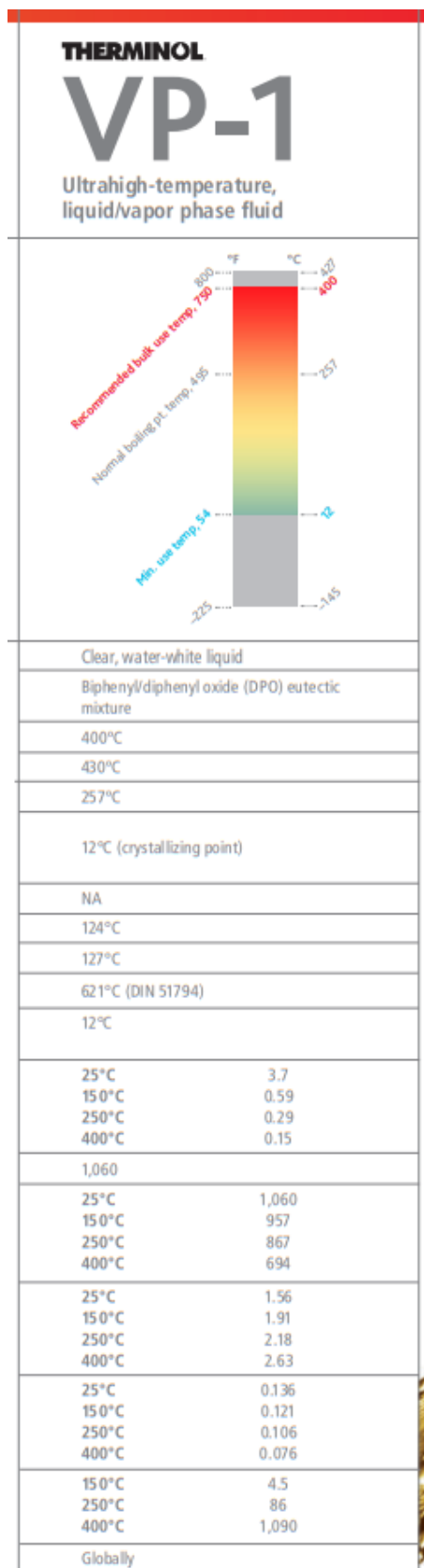


Fonte: Tenge Industrial S/A (2022).



Fonte: Tenge Industrial S/A (2022).

ANEXO D – PROPRIEDADES DO ÓLEO TÉRMICO SELECIONADO



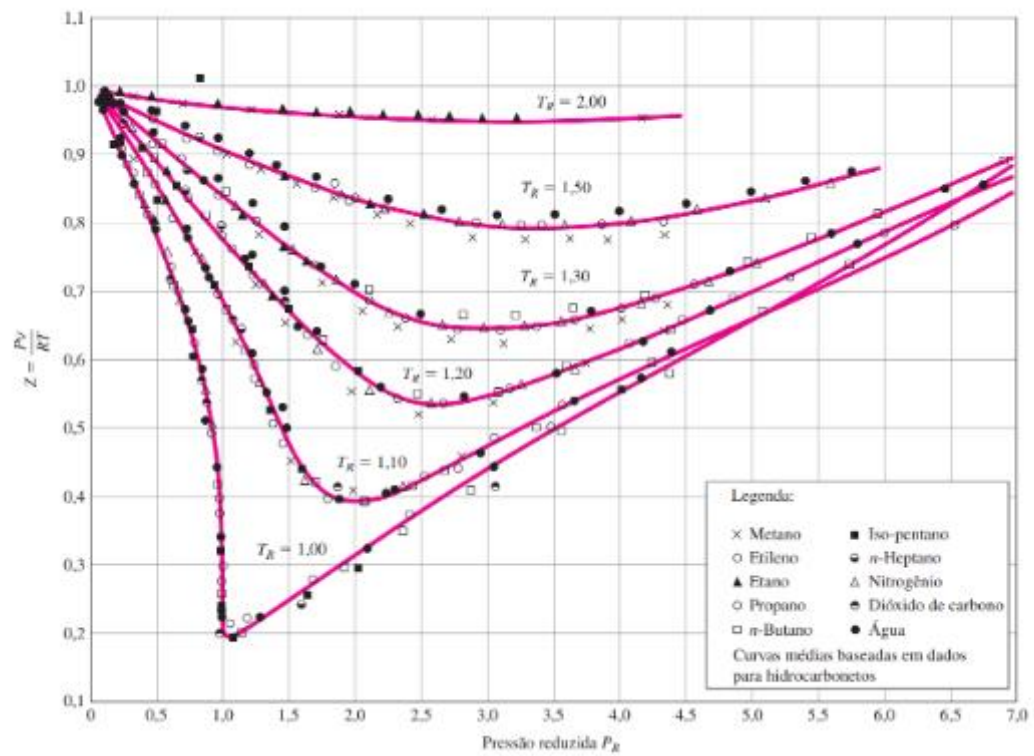
Fonte: Therminol (2022).

ANEXO E - NORMA ANSI B.36.10 E ANSI B.36.19

Pipe Size (inches)	Outside Diameter (inches)	Identification			Wall Thickness - t - (inches)	Inside Diameter - d - (inches)	Area of Metal (square inches)	Transverse Internal Area		Moment of Inertia - I - (inches)	Weight Pipe (pounds per foot)	Weight Water (pounds per foot)	External Surface (square feet per foot of pipe)	Elastic Section Modulus (in ³)
		Steel		Stainless Steel Schedule No.				- a - (square inches)	- A - (square feet)					
		Iron Pipe Size	Schedule No.											
1/8	0.405	10S	.049	.307	.0548	.0740	.00051	.00088	.19	.032	.106	.00437
		STD	40	40S	.068	.269	.0720	.0568	.00040	.00106	.24	.025	.106	.00523
		XS	80	80S	.095	.215	.0925	.0364	.00025	.00122	.31	.016	.106	.00602
	0.540	10S	.065	.410	.0970	.1320	.00091	.00279	.33	.057	.141	.01032
		STD	40	40S	.088	.364	.1250	.1041	.00072	.00331	.42	.045	.141	.01227
		XS	80	80S	.119	.302	.1574	.0716	.00050	.00377	.54	.031	.141	.01395
3/8	0.675	10S	.065	.545	.1246	.2333	.00162	.00586	.42	.101	.178	.01736
		STD	40	40S	.091	.493	.1670	.1910	.00133	.00729	.57	.083	.178	.02160
		XS	80	80S	.126	.423	.2173	.1405	.00098	.00862	.74	.061	.178	.02554
	0.840	5S	.065	.710	.1583	.3959	.00275	.01197	.54	.172	.220	.02849
		10S	.083	.674	.1974	.3568	.00248	.01431	.67	.155	.220	.03407
		STD	40	40S	.109	.622	.2503	.3040	.00211	.01709	.85	.132	.220	.04069
		XS	80	80S	.147	.546	.3200	.2340	.00163	.02008	1.09	.102	.220	.04780
		. . .	160187	.466	.3836	.1706	.00118	.02212	1.31	.074	.220	.05267
	1.050	5S	.065	.920	.2011	.6648	.00462	.02450	.69	.288	.275	.04667
		10S	.083	.884	.2521	.6138	.00426	.02969	.86	.266	.275	.05655
		STD	40	40S	.113	.824	.3326	.5330	.00371	.03704	1.13	.231	.275	.07055
		XS	80	80S	.154	.742	.4335	.4330	.00300	.04479	1.47	.188	.275	.08531
		. . .	160219	.612	.5698	.2961	.00206	.05269	1.94	.128	.275	.10036
	1.315	5S	.065	1.185	.2553	1.1029	.00766	.04999	.87	.478	.344	.07603
		10S	.109	1.097	.4130	.9452	.00656	.07569	1.40	.409	.344	.11512
		STD	40	40S	.133	1.049	.4939	.8640	.00600	.08734	1.68	.375	.344	.1328
		XS	80	80S	.179	.957	.6388	.7190	.00499	.1056	2.17	.312	.344	.1606
		. . .	160250	.815	.8365	.5217	.00362	.1251	2.84	.230	.344	.1903
	1.660	5S	.065	1.530	.3257	1.839	.01277	.1038	1.11	.797	.435	.1250
		10S	.109	1.442	.4717	1.633	.01134	.1605	1.81	.708	.435	.1934
		STD	40	40S	.140	1.380	.6685	1.495	.01040	.1947	2.27	.649	.435	.2346
		XS	80	80S	.191	1.278	.8815	1.283	.00891	.2418	3.00	.555	.435	.2913
		. . .	160250	1.160	1.1070	1.057	.00734	.2839	3.76	.458	.435	.3421
	1.900	5S	.065	1.770	.3747	2.461	.01709	.1579	1.28	1.066	.497	.1662
		10S	.109	1.682	.6133	2.222	.01543	.2468	2.09	.963	.497	.2598
		STD	40	40S	.145	1.610	.7995	2.036	.01414	.3099	2.72	.882	.497	.3262
		XS	80	80S	.200	1.500	1.068	1.767	.01225	.3912	3.63	.765	.497	.4118
		. . .	160281	1.338	1.429	1.406	.00976	.4824	4.86	.608	.497	.5078
	2.375	5S	.065	2.245	.4717	3.958	.02749	.3149	1.61	1.72	.622	.2652
		10S	.109	2.157	.7760	3.654	.02538	.4992	2.64	1.58	.622	.4204
		STD	40	40S	.154	2.067	1.075	3.355	.02330	.6657	3.65	1.45	.622	.5606
		XS	80	80S	.218	1.939	1.477	2.953	.02050	.8679	5.02	1.28	.622	.7309
		. . .	160344	1.687	2.190	2.241	.01556	1.162	7.46	.97	.622	.979
	2.875	5S	.083	2.709	.7280	5.764	.04002	.7100	2.48	2.50	.753	.4939
		10S	.120	2.635	1.039	5.453	.03787	.9873	3.53	2.36	.753	.6868
		STD	40	40S	.203	2.469	1.704	4.788	.03322	1.530	5.79	2.07	.753	1.064
		XS	80	80S	.276	2.323	2.254	4.238	.02942	1.924	7.66	1.87	.753	1.339
		. . .	160375	2.125	2.945	3.546	.02463	2.353	10.01	1.54	.753	1.638
	3.500	5S	.083	3.334	.8910	8.730	.06063	1.301	3.03	3.78	.916	.7435
		10S	.120	3.260	1.274	8.347	.05796	1.822	4.33	3.62	.916	1.041
		STD	40	40S	.216	3.068	2.228	7.393	.05130	3.017	7.58	3.20	.916	1.724
		XS	80	80S	.300	2.900	3.016	6.605	.04587	3.894	10.25	2.6	.916	2.225
		. . .	160438	2.624	4.205	5.408	.03755	5.032	14.32	2.35	.916	2.876
	4.000	5S	.083	3.834	1.021	11.545	.08017	1.960	3.48	5.00	1.047	.9799
		10S	.120	3.760	1.463	11.104	.07711	2.755	4.97	4.81	1.047	1.378
		STD	40	40S	.226	3.548	2.680	9.886	.06870	4.788	9.11	4.29	1.047	2.394
		XS	80	80S	.318	3.364	3.678	8.888	.06170	6.280	12.50	3.84	1.047	3.140
		. . .	160438	3.000	5.466	7.800	.0542	15.28	27.54	3.38	1.178	6.791
	4.500	5S	.083	4.334	1.152	14.75	.10245	2.810	3.92	6.39	1.178	1.249
		10S	.120	4.260	1.651	14.25	.09898	3.963	5.61	6.18	1.178	1.761
		STD	40	40S	.237	4.026	3.174	12.73	.08840	7.233	10.79	5.50	1.178	3.214
		XS	80	80S	.337	3.826	4.407	11.50	.07986	9.610	14.98	4.98	1.178	4.271
		. . .	120438	3.624	5.595	10.31	.0716	11.65	19.0	4.47	1.178	5.178
	5.563	5S	.109	5.345	1.868	22.44	.1558	6.947	6.36	9.72	1.456	2.498
		10S	.134	5.295	2.285	22.02	.1529	8.425	7.77	9.54	1.456	3.029
		STD	40	40S	.258	5.047	4.300	20.01	.1390	15.16	14.62	8.67	1.456	5.451
		XS	80	80S	.375	4.813	6.112	18.19	.1263	20.67	20.78	7.88	1.456	7.431
		. . .	120500	4.563	7.953	16.35	.1136	25.73	27.04	7.09	1.456	9.250
	625	4.313	9.696	14.61	.1015	30.03	32.96	6.33	1.456	10.796
	750	4.063	11.340	12.97	.0901	33.63	38.55	5.61	1.456	12.090

Fonte: ASME/ANSI (2019).

ANEXO F – GRÁFICO DO FATOR DE COMPRESSIBILIDADE



Fonte: Çengel, Y. A., & Boles, M. A. (2013).

ANEXO G – DESAERADOR

Specifications

Model	Working Volume	Flowrate (Liter/hr)			Total power	L	W	H	H1, with open lid	Weight
		light liquid	viscous product	highly viscous product						
	(Liter)	(<300cPs)	(<5,000cPs)	(≥5,000cPs)	(kW) (*)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(kg)
PDA-25	25	1,500	900	300	2.6	1,640	550	1,650	1,750	470
PDA-65	65	4,000	2,500	800	5.2	1,855	715	1,780	2,200	690
PDA-125	125	8,000	5,000	1,600	8.9	2,165	850	2,170	2,500	920
PDA-300	300	15,000	9,000	3,000	16.7	2,455	1,080	2,590	3,000	1,300
PDA-550	550	20,000	12,500	4,000	28	2,845	1,225	2,865	3,300	1,550
PDA-1200	1,200	30,000	18,000	6,000	40.5	3,455	1,850	3,675	4,180	2,180

1) (*) including all motors, e.g. distribution disc, vacuum pump, and discharge pump

2) All specifications and illustrations are as accurate as is reasonably possible, but they are not binding.

3) PerMix reserves the right to modify the design without notice.

Fonte: PerMix Tec Co., LTDA (2022).

ANEXO H – ESPECIFICAÇÕES DE FILTROS DE PLACAS

DIMENSÕES MÁXIMAS (COMP. X LARG. X ALT.) DOS FILTROS PRENSA E ESPECIFICAÇÕES DAS PLACAS
MODELOS SEMI - AUTOMÁTICO

MODELO	TAMANHO PLACA (mm)	ESPESSURA TORTA (mm)	VOLUME CÂMARA (L/cam)	ÁREA FILTRANTE (m ² /placa)	COMPRIMENTO INTERNO DOS FILTROS MANUAIS (X PLACA)(mm) (A)										D+D COMP. ACRES (mm)	(C) LARGURA (mm)	(B) ALTURA (mm)
					10	20	30	40	50	60	70	80	90	100			
TTI-FP4	400x400	32	3,53	0,26	980	1530	2080	2630	-	-	-	-	-	-	1135	1200	1085
TTI-FP5	500x500	30	5,22	0,3374	-	1630	2160	2690	3220	-	-	-	-	-	1450	1140	1580
TTI-FP6	630x630	30	8,72	0,565	-	1690	2265	2825	3385	3945	-	-	-	-	1190	1335	1680
TTI-FP8	800x800	30	14,34	0,938	-	-	-	3270	3880	4590	5200	5710	6320	-	1780	1580	1860
TTI-FP1*	100X100	30	22,76	1,485	-	-	-	3405	4035	4665	5295	5925	6555	7185	1840	1840	1100
TTI-FP2*	1200X1200	30	31,92	2,076	-	-	-	-	-	5090	5770	6540	7130	7810	2095	1775	1050
TTI-FP7*	1500X1500	30	51,78	3,37	-	-	-	-	-	-	6175	6905	7635	8365	2280	2070	1250

* Deslocamento de bandeja com moto-reductor

Fonte: Scientech Ambiental (2022).

ANEXO I – MODELOS DE BOMBAS PARA O DESAERADOR

MODELO (ME-IN)	Potência (cv)	Estágios	Monofásico	Trifásico	Ø Sucção (pol)	Ø Recalque (pol)	Pressão máxima sem vazão (m.c.a.)	Altura máxima de sucção (m.c.a.)	Ø Rotor (mm)	CARACTERÍSTICAS HIDRÁULICAS																														
										Altura Manométrica Total (m.c.a.)																														
										Vazão em m ³ /h válida para sucção de 0 m.c.a.																														
20	25	30	35	40	45	50	55	60	65	70	75	80	85	90	95	100	105	110	115	120	125	130	135	140	150	160	170	180	190											
ME-AL/BR 1320 N	2	3	x	x	1	1	67	8	118	7,6	7,2	6,7	6,1	5,6	5,0	4,3	3,5	2,5	1,0																					
ME-AL/BR 1530 N	3,0	5	x	x	1	1	109	8	(4)118 (1)113	*	*	*	*	*	*	*	5,8	5,4	5,0	4,5	4,1	3,6	3,0	2,4	1,7	0,9														
(*)ME-AL/BR 1740 N	4	7	x	x	1	1	139	8	113	*	*	*	*	*	*	*	*	*	5,5	5,3	5,0	4,7	4,4	4,1	3,8	3,4	3,1	2,7	2,3	1,9	1,4	0,9								
(*)ME-AL/BR 1850 N	5	8	x	x	1	1	175	8	(5)118 (3)113	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	6,0	5,8	5,5	5,3	5,0	4,8	4,5	4,2	4,0	3,7	3,4	2,7	1,9	1,1		
(*)ME-AL/BR 1975 N	7,5	9	x	x	1	1	201	8	118	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	6,2	6,0	5,8	5,6	5,4	5,2	5,0	4,8	4,6	4,1	3,6	3,0	2,3	1,5

Fonte: Schneider Motobombas (2019).

ANEXO O – MODELOS DE BOMBAS PARA AS TORRES (1)

MODELO (ME-1N)	Potência (cv)	Estágios	Monofásico	Trifásico	Ø Sucção (pol)	Ø Recalque (pol)	Pressão máxima sem vazão (m.c.a.)	Altura máxima de sucção (m.c.a.)	Ø Rotor (mm)	CARACTERÍSTICAS HIDRÁULICAS																																	
										Altura Manométrica Total (m.c.a.)																																	
										Vazão em m³/h válida para sucção de 0 m.c.a.																																	
										20	25	30	35	40	45	50	55	60	65	70	75	80	85	90	95	100	105	110	115	120	125	130	135	140	150	160	170	180	190				
ME-AL/BR 1320 N	2	3	x	x	1	1	67	8	118	7,6	7,2	6,7	6,1	5,6	5,0	4,3	3,5	2,5	1,0																								
ME-AL/BR 1530 N	3,0	5	x	x	1	1	109	8	(4)118 (1)113	*	*	*	*	*	*	*	*	5,8	5,4	5,0	4,5	4,1	3,6	3,0	2,4	1,7	0,9																
(*) ME-AL/BR 1740 N	4	7	x	x	1	1	139	8	113	*	*	*	*	*	*	*	*	*	5,5	5,0	4,7	4,4	4,1	3,8	3,4	3,1	2,7	2,3	1,9	1,4	0,9												
(*) ME-AL/BR 1850 N	5	8	x	x	1	1	175	8	(5)118 (3)113	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	6,0	5,8	5,5	5,0	4,8	4,5	4,2	4,0	3,7	3,4	2,7	1,9	1,1			
(*) ME-AL/BR 1975 N	7,5	9	x	x	1	1	201	8	118	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	6,2	6,0	5,8	5,6	5,4	5,2	5,0	4,8	4,6	4,1	3,6	3,0	2,3	1,5		

Motor WEG IP-21, 2 polos 60Hz (até 3 cv)
Motor WEG IP-55, 2 polos 60Hz (a partir de 4 cv)

Modelo ME-AL - Rotores fechados de alumínio. Modelo ME-BR - Rotores fechados de bronze.
Para bombeamento de água acima de 70°C, utilize ME-BR.

(*) Modelos 1740, 1850, 1975: selo mecânico 20 mm de aço inox AISI-304, EPDM, carbetto de silício, grafite e selo mecânico 5/8" de aço inox AISI-304, EPDM, carbetto de silício.

ANEXO Q - ELEVADOR



Product Specification

Capacity	5-6 Ton/hr
Usage/Application	Foundry Work
Brand	AK Engineers
Material	Mild Steel
Power	770 Watts
Warranty	6 Months
Automation Grade	Automatic
Finish	Paint Coated

Fonte: Indiamart, 2022.

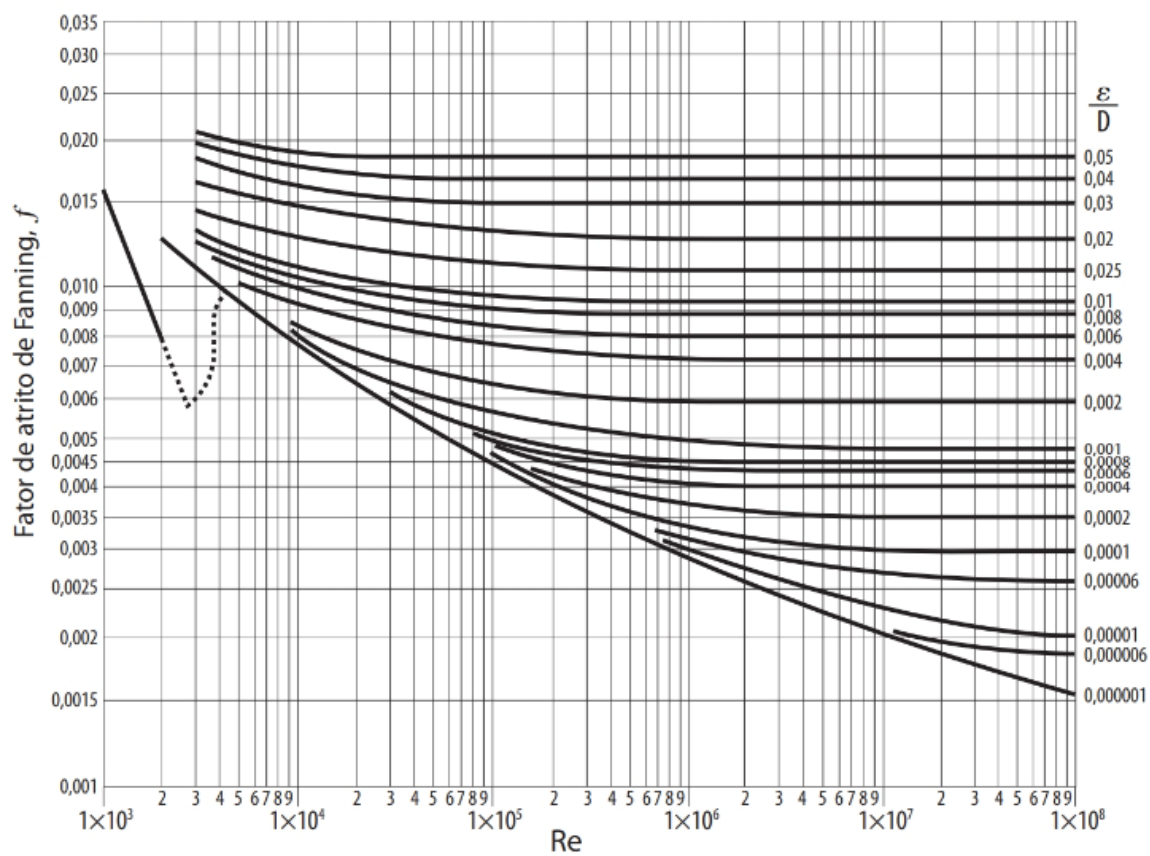
ANEXO R – CENTRÍFUGA



MODELO	DIÂM. TAMBOR (MM)	COMP. TAMBOR (MM)	POTÊNCIA (CV)	PESO (KG)
GMT 186	186	459,5	10,0	535
GMT 230 S	230	693,0	10,0	690
GMT 230 L	230	993,0	12,5	780
GMT 355 S	355	802,0	20,0	980
GMT 355 L	355	1090,0	25,0	1200
GMT 400 S	400	1037,1	25,0	1500
GMT 400 L	400	1396,1	30,0	2100
GMT 470 S	470	1090,6	40,0	1600
GMT 470 L	470	1449,1	40,0	2100
GMT 470 E	470	1735,6	50,0	2300
GMT 620 L	620	2082,0	60,0	5200
GMT 808 G	808	2650,0	125,0	11800

Fonte: ISSUU, 2013.

ANEXO S – DIAGRAMA DE MOODY



Fonte: Cremasco, 2018.

ANEXO T – REGRA DE POTÊNCIA I

Table 2.1 Typical equipment capacity delivered capital cost correlations.

Equipment	Material of construction	Capacity measure	Base size Q_B	Base cost C_B (\$)	Size range	Cost exponent M
Agitated reactor	CS	Volume (m^3)	1	1.15×10^4	1–50	0.45
Pressure vessel	SS	Mass (t)	6	9.84×10^4	6–100	0.82
Distillation column (Empty shell)	CS	Mass (t)	8	6.56×10^4	8–300	0.89
Sieve trays (10 trays)	CS	Column diameter (m)	0.5	6.56×10^3	0.5–4.0	0.91
Valve trays (10 trays)	CS	Column diameter (m)	0.5	1.80×10^4	0.5–4.0	0.97
Structured packing (5 m height)	SS (low grade)	Column diameter (m)	0.5	1.80×10^4	0.5–4.0	1.70
Scrubber (Including random packing)	SS (low grade)	Volume (m^3)	0.1	4.92×10^3	0.1–20	0.53
Cyclone	CS	Diameter (m)	0.4	1.64×10^3	0.4–3.0	1.20
Vacuum filter	CS	Filter area (m^2)	10	8.36×10^4	10–25	0.49
Dryer	SS (low grade)	Evaporation rate ($kg\ H_2O\ h^{-1}$)	700	2.30×10^5	700–3000	0.65
Shell-and-tube heat exchanger	CS	Heat transfer area (m^2)	80	3.28×10^4	80–4000	0.68
Air-cooled heat exchanger	CS	Plain tube heat transfer area (m^2)	200	1.56×10^5	200–2000	0.89
Centrifugal pump (Small, including motor)	SS (high grade)	Power (kW)	1	1.97×10^3	1–10	0.35
Centrifugal pump (Large, including motor)	CS	Power (kW)	4	9.84×10^3	4–700	0.55
Compressor (Including motor)		Power (kW)	250	9.84×10^4	250–10,000	0.46
Fan (Including motor)	CS	Power (kW)	50	1.23×10^4	50–200	0.76
Vacuum pump (Including motor)	CS	Power (kW)	10	1.10×10^4	10–45	0.44
Electric motor		Power (kW)	10	1.48×10^3	10–150	0.85
Storage tank (Small atmospheric)	SS (low grade)	Volume (m^3)	0.1	3.28×10^3	0.1–20	0.57
Storage tank (Large atmospheric)	CS	Volume (m^3)	5	1.15×10^4	5–200	0.53
Silo	CS	Volume (m^3)	60	1.72×10^4	60–150	0.70
Package steam boiler (Fire-tube boiler)	CS	Steam generation ($kg\ h^{-1}$)	50,000	4.64×10^5	50,000–350,000	0.96
Field erected steam boiler (Water-tube boiler)	CS	Steam generation ($kg\ h^{-1}$)	20,000	3.28×10^5	10,000–800,000	0.81
Cooling tower (Forced draft)		Water flowrate ($m^3\ h^{-1}$)	10	4.43×10^3	10–40	0.63

CS = carbon steel; SS (low grade) = low-grade stainless steel, for example, type 304; SS (high grade) = high-grade stainless steel, for example, type 316

ANEXO U - REGRA DE POTÊNCIA II

Table 6.6. Purchased Equipment Cost for Common Plant Equipment

Equipment	Units for Size, S	S_{Lower}	S_{Upper}	a	b	n	Note
<i>Agitators & mixers</i>							
Propeller	driver power, kW	5.0	75.0	4,300	1,920	0.8	
Spiral ribbon mixer	driver power, kW	5.0	35.0	11,000	420	1.5	
Static mixer	Liters/s	1.0	50.0	780	62	0.8	
<i>Boilers</i>							
Packaged, 15 to 40 bar	kg/h steam	5,000.0	200,000.0	4,600	62	0.8	
Field erected, 10 to 70 bar	kg/h steam	20,000.0	800,000.0	-90,000	93	0.8	
<i>Centrifuges</i>							
High-speed disk	diameter, m	0.26	0.49	63,000	260,000	0.8	
Atmospheric suspended basket	power, kW	2.0	20.0	37,000	1,200	1.2	
<i>Compressors</i>							
Blower	m ³ /h	200.0	5,000.0	4,200	27	0.8	
Centrifugal	driver power, kW	132.0	29,000.0	8,400	3,100	0.6	
Reciprocating	driver power, kW	100.0	16,000.0	240,000	1.33	1.5	
<i>Conveyors</i>							
Belt, 0.5 m wide	length, m	10.0	500.0	21,000	340	1.0	
Belt, 1.0 m wide	length, m	10.0	500.0	23,000	575	1.0	
Bucket elevator, 0.5 m bucket	height, m	10.0	35.0	14,000	1,450	1.0	
<i>Crushers</i>							
Reversible hammer mill	tonne/h	20.0	400.0	400	9,900	0.5	
Pulverizers	kg/h	200.0	4,000.0	3,000	390	0.5	
<i>Crystallizers</i>							
Scraped surface crystallizer	length, m	7.0	280.0	41,000	40,000	0.7	
<i>Distillation columns</i>							
See pressure vessels, packing, and trays							
<i>Dryers</i>							
Direct contact rotary	area, m ²	11.0	180.0	-7,400	4,350	0.9	1
Pan	area, m ²	1.5	15.0	-5,300	24,000	0.5	2
Spray dryer	evap rate kg/h	400.0	4,000.0	190,000	180	0.9	
<i>Evaporators</i>							
Vertical tube	area, m ²	11.0	640.0	17,000	13,500	0.6	
Agitated falling film	area, m ²	0.5	12.0	29,000	53,500	0.6	

(continued)

Table 6.6. Purchased Equipment Cost for Common Plant Equipment—Cont'd

Equipment	Units for Size, S	S_{Lower}	S_{Upper}	a	b	n	Note
<i>Exchangers</i>							
U-tube shell and tube	area, m ²	10.0	1,000.0	10,000	88	1.0	
Floating head shell and tube	area, m ²	10.0	1,000.0	11,000	115	1.0	
Double pipe	area, m ²	1.0	80.0	500	1,100	1.0	
Thermosyihon reboiler	area, m ²	10.0	500.0	13,000	95	1.0	
U-tube Kettle reboiler	area, m ²	10.0	500.0	14,000	83	1.0	
Plate and frame	area, m ²	1.0	180.0	1,100	850	0.4	3
<i>Filters</i>							
Plate and frame	capacity, m ³	0.4	1.4	76,000	54,000	0.5	
Vacuum drum	area, m ²	10.0	180.0	-45,000	56,000	0.3	
<i>Furnaces</i>							
Cylindrical	duty, MW	0.2	60.0	53,000	69,000	0.8	
Box	duty, MW	30.0	120.0	7,000	71,000	0.8	
<i>Packings</i>							
304 ss Raschig rings	m ³			0	3,700	1.0	
Ceramic intalox saddles	m ³			0	930	1.0	
304 ss Pall rings	m ³			0	4,000	1.0	
PVC structured packing	m ³			0	250	1.0	
304 ss structured packing	m ³			0	3,200	1.0	4
<i>Pressure vessels</i>							
Vertical, cs	shell mass, kg	150.0	69,200.0	-400	230	0.6	5
Horizontal, cs	shell mass, kg	250.0	69,200.0	-2,500	200	0.6	
Vertical, 304 ss	shell mass, kg	90.0	124,200.0	-10,000	600	0.6	5
Horizontal, 304 ss	shell mass, kg	170.0	114,000.0	-15,000	560	0.6	
<i>Pumps and drivers</i>							
Single-stage centrifugal	flow Liters/s	0.2	500.0	3,300	48	1.2	
Explosion-proof motor	power, kW	1.0	2,500.0	920	600	0.7	
Condensing steam turbine	power, kW	100.0	20,000.0	-19,000	820	0.8	
<i>Reactors</i>							
Jacketed, agitated	volume, m ³	0.5	100.0	14,000	15,400	0.7	
Jacketed, agitated, glass-lined	volume, m ³	0.5	25.0	13,000	34,000	0.5	
<i>Tanks</i>							
Floating roof	capacity, m ³	100.0	10,000.0	53,000	2,400	0.6	
Cone roof	capacity, m ³	10.0	4,000.0	5,700	700	0.7	
<i>Trays</i>							
Sieve trays	diameter, m	0.5	5.0	100	120	2.0	6
Valve trays	diameter, m	0.5	5.0	130	146	2.0	6
Bubble cap trays	diameter, m	0.5	5.0	200	240	2.0	6
<i>Utilities</i>							
Cooling tower & pumps	flow liters/s	100.0	10,000.0	61,000	650	0.9	7
Packaged mechanical refrigerator	evaporator duty, kW	50.0	1,500.0	4,900	720	0.9	
Water ion exchange plant	flow m ³ /h	1.0	50.0	6,200	4,300	0.7	

Fonte: Towler & Sinnott (2013).

ANEXO V – BEBEDOURO



CARACTERISTICAS

1 - Itens que acompanham seu produto:

01 Manual de instruções

01 Mangueira de entrada água de 1/4"X 1,20 m *01 Registro de 1/2" para mangueira de 1/4"*01 Redutor de 1/2" para 1/4".

01 ano de garantia

DESCRICAÇÃO

Volume Interno do Aparelho (L) 1,3

Vazão Nominal (L/h) 40

Fornecimento de Água Gelada (L/h)* 1,600

Potencia: 120W

Temperatura de Resfriamento*10°

Pressão de Trabalho 39 a 392

Voltagem 127 ou 220

Medidas (AxLxP) cm: 104X37X36

Possui Filtro interno

Peso: 15 kg

Fabricante: Karina

Fonte: Karina Bebedouros (2022).

ANEXO W – VAZÃO DE APARELHOS SANITÁRIOS

Tabela 1 - Vazão nos pontos de utilização em função do aparelho sanitário e da peça de utilização

Aparelho sanitário		Peça de utilização	Vazão de projeto L/s
Bacia sanitária		Caixa de descarga	0,15
		Válvula de descarga	1,70
Banheira		Misturador (água fria)	0,30
Bebedouro		Registro de pressão	0,10
Bidê		Misturador (água fria)	0,10
Chuveiro ou ducha		Misturador (água fria)	0,20
Chuveiro elétrico		Registro de pressão	0,10
Lavadora de pratos ou de roupas		Registro de pressão	0,30
Lavatório		Torneira ou misturador (água fria)	0,15
Mictório cerâmico	com sifão integrado	Válvula de descarga	0,50
	sem sifão integrado	Caixa de descarga, registro de pressão ou válvula de descarga para mictório	0,15
Mictório tipo calha		Caixa de descarga ou registro de pressão	0,15 por metro de calha
Pia		Torneira ou misturador (água fria)	0,25
		Torneira elétrica	0,10
Tanque		Torneira	0,25
Torneira de jardim ou lavagem em geral		Torneira	0,20

Fonte: NBR 5626 (2022).

ANEXO X – SELEÇÃO DE APARELHOS SANITÁRIOS

Estabelecimentos industriais	Número de pessoas	Número de aparelhos	1 chuveiro para cada 15 pessoas dedicadas a atividades contínuas ou expostas a calor excessivo ou contaminação da pele com substâncias venenosas, infecciosas ou irritantes	1 para cada 75 pessoas	Número de pessoas	Número de aparelhos	Mesma especificação para os escritórios ou 1 para cada 50 operários
	1-100	1 para cada 10 pessoas			1-9 10-24 25-49 50-74 75-100	1 2 3 4 5	
Mais de 100	1 para cada 15 pessoas ou 1 para cada 15 onde houver risco de agressão da pele por substâncias tóxicas ou irritantes	Acima de 100, adicionar 1 aparelho para cada 30 empregados					

Fonte: Macintyre (1996).

ANEXO Y – RESERVATÓRIO SUPERIOR

CAPACIDADE	12000 LITROS
Altura sem tampa	2,12 m
Altura com tampa	2,46 m
Diâmetro superior	3,05 m
Diâmetro inferior	2,48 m
Peso	168 kg

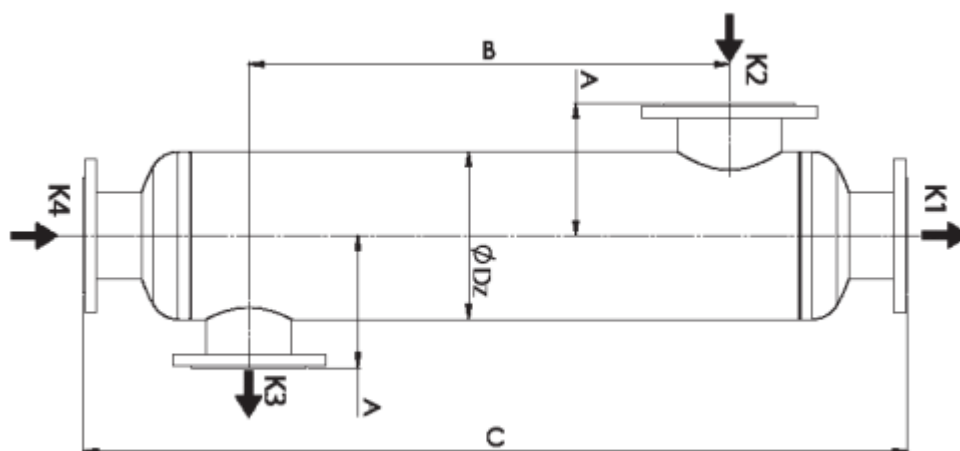
Fonte: Caixa Forte (2022).

ANEXO Z – RESERVATÓRIO INFERIOR

CAPACIDADE	25000 LITROS
Altura sem tampa	3,87 m
Altura com tampa	4,29 m
Diâmetro superior	3,38 m
Diâmetro inferior	2,35 m
Peso	412 kg

Fonte: Caixa Forte (2022).

ANEXO AA – TROCADORES DE CALOR



Tipo	Área de Troca Térmica		Peso		Volume lado Tubos		Volume lado Casco		Dimensões							
	ft2	m2	lb	kg	gal	l	gal	l	A		B		C		ØDz	
									in	mm	in	mm	in	mm	in	mm
BCTH 159.10.S24	25.8	2,4	88	40,1	2.1	7,8	3.8	14,3	5.5	140	33.5	850	49.1	1246	6.3	159
BCTH 159.10.S37	39.8	3,7	111	50,5	2.3	8,5	5.5	20,8	5.5	140	53.2	1350	68.7	1746	6.3	159
BCTH 159.10.S49	52.7	4,9	134	60,9	2.6	10,0	7.2	27,3	5.5	140	72.8	1850	88.4	2246	6.3	159
BCTH 219.10.S47	50.6	4,7	155	70,1	4.0	15,0	6.8	25,8	7.3	185	32.1	815	50.1	1272	8.6	219
BCTH 219.10.S72	77.5	7,2	201	91,3	4.2	15,9	10.0	38,0	7.3	185	51.8	1315	69.8	1772	8.6	219
BCTH 219.10.S96	103.3	9,6	248	112,4	5.3	19,9	13.3	50,2	7.3	185	71.5	1815	89.5	2272	8.6	219
BCTH 273.10.S74	79.7	7,4	221	100,3	6.7	25,5	10.6	40,0	8.5	215	30.9	785	53.0	1345	10.8	273
BCTH 273.10.S114	122.7	11,4	289	130,9	7.1	26,9	15.6	59,1	8.5	215	50.6	1285	52.6	1845	10.8	273
BCTH 273.10.S151	162.5	15,1	358	162,2	8.8	33,3	20.6	78,1	8.5	215	70.3	1785	92.3	2345	10.8	273
BCTH 324.10.S110	118.4	11,0	337	153,0	9.5	36,0	14.0	53,1	9.3	235	30.9	785	52.9	1345	12.8	324
BCTH 324.10.S168	180.8	16,8	452	205,0	10.7	40,4	21.0	79,6	9.3	235	50.6	1285	72.6	1845	12.8	324
BCTH 324.10.S224	241.1	22,4	569	258,0	13.1	49,7	28.0	106,0	9.3	235	70.3	1785	92.3	2345	12.8	324
BCTH 406.10.S181	194.8	18,1	619	280,8	17.5	66,2	21.9	82,7	10.6	270	28.4	720	54.4	1381	16.0	406
BCTH 406.10.S277	298.2	27,7	791	359,0	18.8	71,0	32.7	123,7	10.6	270	48.0	1220	74.1	1881	16.0	406
BCTH 406.10.S369	397.2	36,9	958	434,5	22.8	86,4	43.5	164,7	10.6	270	67.7	1720	93.7	2381	16.0	406
BCTH 508.10.S296	318.6	29,6	855	388,0	26.8	101,3	33.5	126,8	13.4	340	26.0	660	57.3	1455	20.0	508
BCTH 508.10.S446	480.1	44,6	1133	514,0	31.5	119,4	50.0	189,3	13.4	340	45.7	1160	77.0	1955	20.0	508
BCTH 508.10.S610	656.6	61,0	1411	640,0	38.2	144,6	66.5	251,8	13.4	340	65.4	1660	96.7	2455	20.0	508
BCTH 550.10.S770	828.8	77,0	1852	840,0	50.6	191,5	89.9	340,3	15.0	380	63.0	1600	100.8	2560	21.7	550

Fonte: Bermo (2022).