

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

**Produção de óleo de crambe refinado destinado  
ao processo de biodiesel**

**TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO**

Arthur Gonçalves de Oliveira  
Lucas de Souza Siufi  
Matheus do Nascimento Costa  
Pedro Pilotto Patti  
William Machado Piccini

Santa Maria, RS, Brasil.

2022

# **Produção de óleo de crambe refinado destinado ao processo de biodiesel**

**Arthur Gonçalves Oliveira  
Lucas de Souza Siufi  
Matheus do Nascimento Costa  
Pedro Pilotto Patti  
William Machado Piccini**

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 a obtenção do grau de **Bacharel em Engenharia Química**.

Orientador: Prof. Dr. Daniel Bertuol

Santa Maria, RS, Brasil.  
2022

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA MARIA  
CENTRO DE TECNOLOGIA  
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA**

**A Comissão Examinadora, abaixo assinada, aprova o Trabalho  
de Conclusão de Curso**

**PRODUÇÃO DE ÓLEO DE CRAMBE REFINADO  
DESTINADO AO PROCESSO DE BIODIESEL**

Elaborado por  
**Arthur Gonçalves de Oliveira  
Lucas de Souza Siufi  
Matheus do Nascimento Costa  
Pedro Pilotto Patti  
William Machado Piccini**

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

**COMISSÃO EXAMINADORA:**

---

**Daniel Bertuol, Dr. (UFSM)**  
(Presidente/Orientador)

---

**Evandro Stoffels Mallmann, Dr. (UFSM)**  
(Professor convidado)

---

**Eduardo Hiromitsu Tanabe, Dr. (UFSM)**  
(Professor convidado)

Santa Maria, 17º de fevereiro de 2022.

## RESUMO

### PRODUÇÃO DE ÓLEO DE CRAMBE REFINADO DESTINADO AO PROCESSO DE BIODIESEL

AUTORES: Arthur Gonçalves de Oliveira, Lucas de Souza Siufi, Matheus do Nascimento Costa, Pedro Pilotto Patti, William Machado Piccini

ORIENTADOR: Prof. Dr. Daniel Bertuol

A busca por fontes de energia alternativas limpas é uma demanda crescente na atualidade, visto que os recursos fósseis são escassos e os problemas envolvendo mudanças climáticas já estão ocorrendo. Visto que uma grande parte da emissão de CO<sub>2</sub> advindos de combustíveis fósseis são decorrentes de transportes, a utilização de biocombustíveis se mostra uma alternativa mais imediata no combate à poluição. Entendendo este cenário, o presente projeto visa apresentar uma forma alternativa na produção de biocombustível utilizando o óleo de crambe extraído da semente *Crambe abyssinica Hochst* como matéria-prima. Utilizando essa semente, é possível extrair uma quantidade de óleo maior que a maioria das outras oleaginosas (aproximadamente 34%) e gerar um produto com uma alta estabilidade oxidativa. A rota tecnológica sugerida para a sua produção envolve as etapas de pré extração, extração mecânica, extração química e a degomagem. Salienta-se que com esse processo, é possível produzir dois outros subprodutos: lecitina e o farelo. Com uma produção cuja alimentação envolve aproximadamente 24900 ton de semente de crambe por mês, é possível produzir 8.016 ton de óleo, 82 ton de lecitina e 17.025 ton de farelo por mês considerando uma eficiência de 100% da produção industrial. Para isso, é necessário um investimento de R\$ 418.965.003,26 em um terreno de aproximadamente 18000 m<sup>2</sup>. O projeto apresenta uma viabilidade teórica, tendo em vista um Payback de 4 anos e 7 meses e uma TIR de 1,56% em comparação com uma TMA de 0,74% a.a.. Contudo, o que impede de aplicar no momento presente este projeto é a falta da matéria-prima em solo nacional. Caso haja capacidade para se ter um valor próximo da entrada de crambe comentada acima, o projeto se tornará viável futuramente.

**Palavras-Chave:** Biodiesel, Óleo de Crambe, Refino, Extração.



## ABSTRACT

**Keywords:** Biodiesel, Crambe Oil, Refining, Extraction.

The search for alternative sources of clean energy is a growing demand these days, as fossil resources are scarce and problems involving climate change are already occurring. Since a large part of the CO<sub>2</sub> emission from fossil fuels comes from vehicles, the use of biofuels appears as a more immediate alternative in combating pollution. Understanding this context, the present project shows an alternative on biodiesel production using crambe oil extracted from the *Crambe abyssinica Hochst* seed as feedstock. Using this seed, it is possible to extract a greater amount of oil than most other oilseeds (approximately 34%) and sintetize a product with a high oxidative stability. The technological route suggested for its production includes pre extraction, mechanical and chemical extractions, and degumming steps. The process also generates two valuable subproducts: lecithin and crambe meal. With a production whose feeding involves approximately 24900 ton of crambe seeds per month, it is possible to produce 8016 ton of oil, 82 ton of lecithin and 17025 ton of crambe meal per month considering an efficiency of 100% of industrial production. For this, an initial investment of R\$ 418.965.003,26 is required, and a 18000 m<sup>2</sup> land (approximately). The project presents a theoretical economic viability, with a 4 years and 7 months Payback and a 1,14% TIR in comparison with a 0,74% p.y TMA. However, what prevents this project from being applied today is the lack of more crambe seeds on national soil. If there is capacity to have a value close to the crambe input mentioned above, the project will become viable in the future.

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Reação simplificada da formação de um triglicérideo.....	24
Figura 2 - Estrutura molecular da Lecitina. ....	26
Figura 3 - Estrutura molecular do tocoferol.....	27
Figura 4 - Fosfatidilcolina (PC). ....	30
Figura 5 - Fosfatidiletanolamina (PE).....	30
Figura 6 - Fosfatidilinositol (PI). ....	30
Figura 7 - Ácido fosfatídico (PA). ....	30
Figura 8 - Faturamento da indústria gaúcha de óleos vegetais e biocombustíveis. ....	36
Figura 9 - Número de empregos formais da indústria gaúcha de óleos vegetais e biocombustíveis. ....	37
Figura 10 - Partes e fases da <i>Crambe Abyssinica</i> . ....	41
Figura 11 - Logo da empresa CramBIO®. ....	44
Figura 12 - <i>Business Model Canvas</i> da CramBIO®.....	46
Figura 13 - Prensa <i>Expeller</i> . ....	64
Figura 14 - Processo de degomagem aquosa. ....	69
Figura 15 - Processo de branqueamento. ....	73
Figura 16 - Equipamento tipo Girdler para desodorização semicontínua.....	74
Figura 17 - Diagrama de blocos simplificado do processo.....	77
Figura 18 - Fluxograma da extração do óleo de crambe na CramBIO®.....	78
Figura 19 – Exemplo de cozedor industrial. ....	83
Figura 20 – Descascador utilizado. ....	84
Figura 21 – Exemplo de prensa <i>expeller</i> . ....	86
Figura 22 – Exemplo de <i>expander</i> . ....	87
Figura 23 – Representação do <i>Crown Model III</i> . ....	88
Figura 24 – Modelo do dessolventizador - tostador - secador – resfriador. ....	90
Figura 25 - Ilustração de um evaporador vertical de tubos verticais longos. ....	91

Figura 26 - Esquema de um evaporador de dois efeitos com correntes cruzadas.....	92
Figura 27 - Stripper.....	93
Figura 28 - Esquema do equipamento stripper da planta industrial COAMO.....	94
Figura 29 – Ilustração do tipo de condensador utilizado.....	95
Figura 30 – Decantador utilizado.....	96
Figura 31 - Fluxograma detalhado do refino do óleo de crambe.....	99
Figura 32 - Degomagem aquosa.....	100
Figura 33 - Fluxograma adotado para degomagem química através da metodologia A1 usando óleo cru de <i>Crambe abyssinica</i> .....	101
Figura 34 - Mecanismo da reação dos NHPs com ácido fosfórico.....	102
Figura 35 - Mecanismo da reação de neutralização dos ácidos graxos.....	103
Figura 36 - Neutralização da acidez remanescente do ácido fosfórico.....	103
Figura 37 - Trocador de calor/condensador com um passe no casco e dois passes nos tubos.....	105
Figura 38 - Redução do teor de fósforo do óleo de crambe durante a degomagem aquosa em diferentes temperaturas e pesos mássicos.....	107
Figura 39 - Malha de controle do Evaporador 1.....	117
Figura 40 - Emendas dos tubos de vapor.....	120
Figura 41 - Representação do sistema de distribuição de água da CramBIO®.....	122
Figura 42 - Ligação entre os tanques de água.....	123
Figura 43 - Sistema misto de abastecimento de uma fábrica.....	124
Figura 44 - Diagrama da metodologia de custos.....	125
Figura 45 - VPL.....	144
Figura 46 - Evaporador de duplo efeito com correntes cruzadas.....	220
Figura 47 - Esquema da coluna de desabsorção.....	228
Figura 48 - Diagrama de equilíbrio de fases entre hexano e água.....	235
Figura 49 - Ramais principais nas tubulações de vapor.....	317

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Estrutura dos ácidos graxos mais comuns. ....	24
Tabela 2 - Características físicas do óleo de crambe. ....	27
Tabela 3 - Características químicas do óleo de crambe bruto. ....	28
Tabela 4 - Ácidos graxos e suas composições no óleo de crambe.....	31
Tabela 5 - Composição de ácidos graxos comuns em oleaginosas.....	33
Tabela 6 - Propriedades dos óleos das oleaginosas. ....	34
Tabela 7 - Comparação da evolução da produção de diesel (D) com a oferta de óleo vegetal para a produção de biodiesel (OV) - em milhões de m <sup>3</sup> - e a porcentagem de biodiesel correspondente (%). ....	35
Tabela 8 - Análise econômica inicial.....	54
Tabela 9 - Emprego de impelidores quanto à faixa de viscosidade do fluido a ser agitado. .	108
Tabela 10 - Custo anual de transporte dos produtos da CramBIO <sup>®</sup> . ....	129
Tabela 11 - Custo de armazenamento dos produtos da CramBIO <sup>®</sup> . ....	129
Tabela 12 - Custo anual de consumo de reagentes da CramBIO <sup>®</sup> . ....	130
Tabela 13 - Custos com utilidades. ....	130
Tabela 14 - Custos com mão de obra.....	131
Tabela 15 - Custos associados a licenciamento e documentação. ....	134
Tabela 16 - Categorização dos custos.....	135
Tabela 17 - Informações do financiamento ao longo de 12 meses.....	136
Tabela 18 - Receita gerada.....	139
Tabela 19 - Fluxo de caixa da CramBIO <sup>®</sup> .....	140
Tabela 20 - Fluxo de caixa da CramBIO <sup>®</sup> .....	142
Tabela 21 - Catálogo de Expander.....	214
Tabela 22 - Vazões mássicas de hexano e vapor em cada condensador.....	248
Tabela 23 - Nível de agitação para o Misturador 1.....	268
Tabela 24 - Nível de agitação para o Misturador 2.....	279

Tabela 25 - Nível de agitação para o Misturador 3.....	286
Tabela 26 - Nível de agitação para o Misturador 5.....	292
Tabela 27 - Nível de agitação para o Misturador 4.....	297
Tabela 28 - Vazões mássicas por componente e total da corrente C-231.....	299
Tabela 29 - Dimensionamento das tubulações das correntes do processo da extração. ....	313
Tabela 30 - Dimensionamento das tubulações das correntes do processo de refino. ....	315
Tabela 31 - Dimensionamento das tubulações das correntes secundárias contendo água e vapor. ....	318
Tabela 32 - Dimensionamento das tubulações das correntes secundárias contendo água e vapor. ....	319
Tabela 33 - Cálculos envolvendo a perda de carga das correntes.....	324
Tabela 34 - Informações utilizadas para o cálculo da potência de cada bomba. ....	329
Tabela 35 - Valores encontrados para a potência de cada bomba. ....	329
Tabela 36 - Escolha das bombas do processo. ....	330

## LISTA DE QUADROS

Quadro 1 – Tipos de farelo de soja comercializados. ....	38
Quadro 2 - Aplicações da lecitina de soja.....	39
Quadro 3 - Teores médios de óleo e produtividade total de óleo por hectare para oleaginosas. .....	40
Quadro 4 - Missão, Visão e Valores da CramBIO®.....	45
Quadro 5 - Fatores de relevância para definição logística. ....	49
Quadro 6 – Composição dos resíduos sólidos da construção civil. ....	51
Quadro 7 - Resíduos sólidos da planta de óleo e suas características.....	51
Quadro 8 – Meios de combate a incêndio em função dos produtos cujo incêndio deve ser extinto. ....	57
Quadro 9 - Critérios para classificação da categoria de impacto. ....	61
Quadro 10 - Classificação de grupos de impacto e categorias para componentes de entrada. ....	62
Quadro 11 - Escolha do secador a vácuo conforme os requerimentos específicos de processo. .....	109
Quadro 12 - Letras de Identificação de instrumentação. ....	115
Quadro 13 - Lista dos instrumentos utilizados no Evaporador.....	117
Quadro 14 - Número mínimo de aparelhos para estabelecimentos industriais.....	122
Quadro 15 - Nomenclatura das substâncias utilizadas para o memorial de cálculo. ....	196
Quadro 16 - Nomenclatura das propriedades utilizadas para o memorial de cálculo.....	197
Quadro 17 - Informações sobre cada corrente do processo da extração.....	198
Quadro 18 - Informações sobre cada corrente do processo de refino.....	200
Quadro 19 - Informações sobre cada corrente secundária contendo água e vapor.....	202
Quadro 20 - Relação entre as correntes do Evaporador e do Fluxograma.....	219
Quadro 21 - Valores utilizados para o cálculo do $C_{pH}$ . ....	220
Quadro 22 - Vazão mássica de cada componente na corrente de entrada C-108. ....	234
Quadro 23 - Calor específico do vapor e hexano em cada temperatura. ....	237
Quadro 24- Vazões e frações mássicas de vapor e hexano nos condensadores 2 e 8.....	240

Quadro 25 - Calor específico da água de acordo com a temperatura da corrente. ....	241
Quadro 26 - Calor específico do hexano de acordo com a temperatura da corrente. ....	242
Quadro 27 - Principais informações das correntes dos condensadores 2, 6 e 8.....	244
Quadro 28 - Informações da corrente de óleo no condensador CO-01.....	245
Quadro 29 - Informações sobre as substâncias aquecidas em cada condensador.....	246
Quadro 30 - Informações das substâncias utilizadas para o cálculo do coeficiente global de troca térmica.....	249
Quadro 31 - Quantidade e comprimento dos tubos de cada condensador. ....	250
Quadro 32 - Informações de temperatura de entrada e saída em cada condensador. ....	251
Quadro 33 - Valores encontrados dos parâmetros $P$ e $Z, f$ e $\Delta TML^*_{CO}$ para cada condensador. ....	253
Quadro 34 - Dimensionamento dos condensadores.....	254
Quadro 35 - Informações das principais substâncias presentes na corrente C-120. ....	261
Quadro 36 - Vazões e frações mássicas de água e óleo nos secadores a vácuo 2 e 3.....	301
Quadro 37 - Vazões mássicas das correntes de entradas e saídas dos tanques de armazenamento interno do processo. ....	307
Quadro 38 - Demanda de vapor dos equipamentos. ....	311
Quadro 39 - Demanda de vapor para os equipamentos da CramBIO®. ....	316
Quadro 40 - Acessórios utilizados nas tubulações contendo fluidos no processo.....	321

## SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO .....	20
2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA .....	24
2.1 ÓLEOS E GORDURAS .....	24
2.2 DEFINIÇÃO DOS PRODUTOS .....	27
2.2.1 Óleo de crambe refinado .....	27
2.2.1.1 Comparação entre os óleos .....	32
2.2.1.1.1 Análise de mercado de óleos vegetais .....	35
2.2.2 Farelo de crambe .....	37
2.2.3 Lecitina de crambe .....	38
2.3 DEFINIÇÃO DA MATÉRIA-PRIMA .....	40
2.3.1 Semente de crambe .....	40
2.3.1.1 Perspectivas futuras da produção de Crambe no Brasil .....	41
2.4 OUTROS INSUMOS .....	42
2.4.1 Hexano .....	42
2.4.2 Hidróxido de sódio .....	42
2.4.3 Ácido fosfórico .....	43
3 DEFINIÇÕES DA EMPRESA .....	44
3.1 MISSÃO, VISÃO E VALORES .....	44
3.2 MODELO DE NEGÓCIO .....	45
3.2.1 Proposta de valor .....	46
3.2.2 Relacionamento .....	46
3.2.3 Canais .....	47
3.2.4 Segmento de clientes .....	47
3.2.5 Parcerias-chave .....	47
3.2.6 Atividades-Chave .....	48
3.2.7 Recursos-Chave .....	48



3.2.8 Estrutura de custos .....	48
3.2.9 Fontes de receita .....	48
3.3 LOCALIZAÇÃO .....	48
3.4 EXIGÊNCIAS LEGAIS .....	52
3.5 DEFINIÇÃO DE PREÇO DE VENDA .....	53
3.6 PARÂMETROS DE QUALIDADE.....	54
3.7 INSTALAÇÕES DE PROTEÇÃO E COMBATE A INCÊNDIO .....	56
4 IMPACTOS AMBIENTAIS.....	59
4.1 IMPACTO AMBIENTAL DO CULTIVO DE CRAMBE .....	59
5 DEFINIÇÕES DO PROJETO .....	63
5.1 PRINCIPAIS ROTAS.....	63
5.1.1 Extração de óleos vegetais .....	63
5.1.1.1 Extração por prensagem.....	64
5.1.1.2 Extração por solvente.....	65
5.1.1.3 Extração enzimática aquosa .....	66
5.1.1.4 Extração com fluido supercrítico .....	66
5.1.1.5 Extração auxiliada por ultrassom.....	67
5.1.2 Refino de óleos vegetais .....	67
5.1.2.1 Degomagem aquosa .....	68
5.1.2.2 Degomagem ácida.....	69
5.1.2.3 Degomagem a seco .....	70
5.1.2.4 Degomagem enzimática.....	71
5.1.2.5 Nanoneutralização.....	71
5.1.2.6 Branqueamento .....	72
5.1.2.7 Desodorização.....	73
6 PROJETO DO PROCESSO .....	75
6.1 PROCESSO RESUMIDO .....	75

6.2 PROCESSO DETALHADO.....	77
6.2.1 Extração do óleo .....	78
6.2.1.1 Silos de semente de crambe (SI-01).....	82
6.2.1.2 Cozedor (CZ-01).....	82
6.2.1.3 Descascador (DS-01) .....	83
6.2.1.4 Silos de cascas de sementes de crambe (SI-02).....	84
6.2.1.5 Prensa mecânica (PM-01).....	84
6.2.1.6 Expander (EX-01).....	86
6.2.1.7 Extrator por solvente (ES-01) .....	87
6.2.1.8 Dessolventizador - tostador - secador - resfriador (DTDC-01) .....	89
6.2.1.9 Tanque de armazenamento de hexano (TA-01).....	90
6.2.1.10 Evaporador 1 (E-01) .....	91
6.2.1.11 Stripper (ST-01).....	92
6.2.1.12 Condensadores na extração.....	94
6.2.1.13 Decantador (DE-01).....	95
6.2.1.14 Tanque de armazenamento de água residual (TA-09).....	96
6.2.1.15 Silos de farelo de crambe (SI-03) .....	96
6.2.2 Refino do óleo.....	97
6.2.2.1 Tanque de armazenamento do óleo de crambe cru (TA-02).....	105
6.2.2.2 Condensador 1 (CO-01).....	105
6.2.2.3 Tanques-pulmão de armazenamento da água (TA-03A e TA-03B).....	106
6.2.2.4 Condensador 3 (CO-03).....	106
6.2.2.5 Misturador 1 (M-01) .....	107
6.2.2.6 Centrifuga (CE-01) .....	108
6.2.2.7 Secador a vácuo (SV-01) .....	109
6.2.2.8 Tanque de armazenamento da lecitina (TA-04).....	110
6.2.2.9 Condensador 4 (CO-04).....	110

6.2.2.10 Tanque de armazenamento da solução de ácido fosfórico (TA-05) .....	111
6.2.2.11 Misturador 2 (M-02) .....	111
6.2.2.12 Tanque de armazenamento de hidróxido de sódio (TA-06) .....	111
6.2.2.13 Misturador 5 (M-05) .....	112
6.2.2.14 Condensador 7 (CO-07).....	112
6.2.2.15 Misturador 3 (M-03) .....	112
6.2.2.16 Condensador 5 (CO-05).....	112
6.2.2.17 Misturador 4 (M-04) .....	113
6.2.2.18 Centrífuga (CE-02) .....	113
6.2.2.19 Tanque de armazenamento da borra (TA-07).....	113
6.2.2.20 Secadores a vácuo (SV-02 e SV-03).....	114
6.2.2.21 Tanque de armazenamento do óleo de crambe refinado (TA-08) .....	114
7 INSTRUMENTAÇÃO E CONTROLE.....	115
8 INSTALAÇÕES E UTILIDADES DO PROCESSO .....	119
8.1 INSTALAÇÕES DE VAPOR E CONDENSADO .....	119
8.2 INSTALAÇÕES DE ÁGUA POTÁVEL .....	121
9 ANÁLISE FINANCEIRA .....	125
9.1 INVESTIMENTOS DE CAPITAL FIXO .....	126
9.1.1 Custos Para Implementação Do Processo Industrial (ISBL) .....	126
9.1.2 Custos Externos (OSBL).....	127
9.1.3 Custos de Construção e Engenharia.....	127
9.1.4 Custos de Contingência.....	127
9.2 CAPITAL DE GIRO.....	128
9.3 CUSTOS VARIÁVEIS DA PRODUÇÃO .....	128
9.3.1 Transporte .....	128
9.3.2 Matéria-prima .....	129
9.3.3 Utilidades .....	130

9.4 CUSTOS FIXOS DA PRODUÇÃO.....	131
9.4.1 Encargos trabalhistas .....	131
9.4.2 Licenciamento e Documentação .....	134
9.4.3 Manutenção e seguro .....	134
9.4.4 Depreciação de equipamentos e instalações .....	134
9.4.5 Gastos com terreno .....	135
9.5 FINANCIAMENTO .....	135
9.6 FLUXO DE CAIXA .....	138
Fonte: Autores (2022).....	141
9.7 TAXA MÍNIMA DE ATRATIVIDADE (TMA).....	141
9.8 INDICADORES DE RETORNO .....	141
9.8.1 Taxa Interna de Retorno (TIR) .....	142
9.8.2 Valor Presente Líquido (VPL).....	142
9.8.3 <i>Payback</i> .....	145
10 CONCLUSÃO .....	146
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	148
ANEXO A - FLUXOGRAMAS DO PROCESSO.....	163
ANEXO B - LAYOUT DA INSTALAÇÃO INDUSTRIAL.....	162
ANEXO C - BOMBAS UTILIZADAS.....	165
ANEXO D - PROPRIEDADES DA ÁGUA (REFERÊNCIA INCROPERA).....	166
ANEXO E - PROPRIEDADES TERMODINÂMICAS DO AR NA PRESSÃO ATMOSFÉRICA (INCROPERA).....	167
ANEXO F - FATOR DE CORREÇÃO PARA UM TROCADOR DE CALOR CASCO E TUBOS, COM UM PASSE NO CASCO E DOIS (OU UM MÚLTIPLO DE DOIS) PASSES NOS TUBOS. ....	168
ANEXO G - CONFIGURAÇÃO DE UM TANQUE AGITADO COM CHICANAS.....	169
ANEXO H- NÚMERO DE POTÊNCIA.....	170
ANEXO I - SILOS.....	171

ANEXO J - TANQUES DE ARMAZENAMENTO.....	172
ANEXO K - DESCASCADOR INDUSTRIAL.....	173
ANEXO L - MODELO DE STRIPPER.....	174
ANEXO M - <i>EXPANDER</i> .....	175
ANEXO N - EXTRATOR POR SOLVENTE.....	176
ANEXO O - DESSOLVENTIZADOR-TOSTADOR-SECADOR-RESFRIADOR.....	177
ANEXO P - CONDENSADORES.....	178
ANEXO Q - MISTURADORES.....	179
ANEXO R - SECADORES A VÁCUO.....	180
ANEXO S - PRENSA MECÂNICA <i>EXPELLER</i> .....	181
ANEXO T - INFORMAÇÕES TÉCNICAS DA PRENSA MECÂNICA <i>EXPELLER</i> .....	182
ANEXO U - COZEDOR.....	183
ANEXO V - EVAPORADORES.....	184
ANEXO W - DECANTADOR.....	185
ANEXO X - CENTRÍFUGA ALFA LAVAL VO 20.....	186
ANEXO Y - RESOLUÇÃO N° 798 DE 01 DE AGOSTO DE 2019.....	187
ANEXO Z - COMPRIMENTOS EQUIVALENTES A PERDAS LOCALIZADAS, EM METROS DE CANALIZAÇÃO DE FERRO GALVANIZADO RETILÍNEA (MACINTYRE, 2010).....	191
ANEXO AA - DIÂMETRO DOS TUBOS DE AÇO-CARBONO SCHEDULE 40 (NORMA NBR 5590).....	192
ANEXO AB - DIAGRAMA DE MOODY.....	193
ANEXO AC - VÁLVULA DE SEGURANÇA.....	194
ANEXO AD - VÁLVULA DE BLOQUEIO.....	195
APÊNDICE A - MEMORIAL DE CÁLCULO.....	196
A1 - SILOS DE SEMENTE DE CRAMBE (SI-01).....	204
A2 - COZEDOR (CZ-01).....	206
A3 - DESCASCADOR (DS-01).....	209

A4 - SILOS DE CASCAS DE SEMENTE DE CRAMBE (SI-02).....	211
A5 - PRENSA MECÂNICA (PM-01).....	213
A6 - EXPANDER (EX-01).....	214
A7 - EXTRATOR POR SOLVENTE (ES-01).....	216
A8 - EVAPORADOR 1 (E-01).....	219
A9 - STRIPPER (ST-01) .....	228
A10 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE HEXANO (TA-01) .....	231
A11 - DESSOLVENTIZADOR-TOSTADOR-SECADOR-RESFRIADOR (DTDC-01)....	233
A12 - CONDENSADORES .....	239
A13 - DECANTADOR (DE-01) .....	255
A14 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE ÁGUA RESIDUAL (TA-09).....	258
A15 - SILOS DO FARELO DE CRAMBE (SI-03) .....	260
A16 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DO ÓLEO CRU (TA-02).....	263
A17 - MISTURADOR 1 (M-01) .....	265
A18 - CENTRÍFUGA 1 (CE-01).....	270
A19 - SECADOR A VÁCUO 1 (SV-01) .....	272
A20 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DA LECITINA (TA-04) .....	275
A21 - MISTURADOR 2 (M-02) .....	276
A22 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DO ÁCIDO FOSFÓRICO (TA-05).....	281
A23 - MISTURADOR 3 (M-03) .....	282
A24 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DO HIDRÓXIDO DE SÓDIO (TA-06) .....	288
A25 - MISTURADOR 5 (M-05) .....	289
A26 - MISTURADOR 4 (M-04) .....	293
A27 - CENTRÍFUGA 2 (CE-02).....	298
A28 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE BORRA (TA-07) .....	300
A29 - SECADORES A VÁCUO 2 E 3 (SV-02 E SV-03) .....	301

A30 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DO ÓLEO DE CRAMBE REFINADO (TA-08)	305
A31 - TANQUES-PULMÃO DE ARMAZENAMENTO DE ÁGUA (TA-03A e TA-03B)	307
A32 - CALDEIRA (CA-01)	311
A33 - DIMENSIONAMENTO DAS TUBULAÇÕES	313
A34 - CÁLCULO DA PERDA DE CARGA	320
A35 - DIMENSIONAMENTO DAS BOMBAS	328

## 1 INTRODUÇÃO

Nas últimas décadas, fatores como o crescimento populacional, o esgotamento de combustíveis fósseis e a sustentabilidade têm incitado uma busca mundial por fontes alternativas e limpas de energia.

Atualmente, o setor de transportes é responsável por um quinto das emissões globais de dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) e por cerca de 60% do consumo mundial de petróleo (COSTA e PEREIRA, 2020). Com isso, cada vez mais, fontes energéticas alternativas surgem como excelentes alternativas para diminuir o impacto ambiental gerado a partir de emissões promovidas por automóveis.

Nesse cenário, nota-se o crescimento acelerado da demanda por biocombustíveis, que são derivados da biomassa renovável com potencial para substituir parcial ou totalmente os combustíveis oriundos do petróleo em motores de combustão ou em outros setores de geração de energia (SILVA, 2017).

O Brasil possui destaque na produção mundial de biocombustíveis, principalmente na produção de biodiesel e etanol. O primeiro pode ser obtido através de óleos vegetais ou de gordura animal, enquanto o segundo é obtido principalmente pela cana-de-açúcar. Dados de 2019 da Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP) mostram que, aproximadamente, 45% da energia e 18% dos combustíveis consumidos no País são renováveis. Em 2018 foram gerados mais de 33 bilhões de litros de etanol e mais de 5,3 bilhões de litros de biodiesel no Brasil (VIDAL, 2019).

O biodiesel é um combustível com propriedades físico-químicas semelhantes ao diesel, porém se diferencia ao ser renovável e biodegradável. Além disso, o biodiesel possui as vantagens de não conter enxofre e ser um melhor lubrificante do que o diesel (COSTA e PEREIRA, 2020).

A produção brasileira de biodiesel teve um grande crescimento a partir do final de 2004, quando foi implementado o Programa Nacional de Produção e Uso do Biodiesel (PNPB). Este, desenvolvido pelo Governo Federal, teve como objetivo viabilizar a produção e o uso do biodiesel no Brasil, buscando uma maior competitividade de seu produto, focando na qualidade do biocombustível produzido, na diversificação de matérias-primas e na inclusão social de agricultores familiares (GOVERNO FEDERAL, 2010).

Um dos principais sucessos do PNPB foi fomentar a diversidade de matérias-primas para a produção de biodiesel. Dentre as utilizadas no Brasil para este fim destaca-se a soja,



que totalizou 69,8% da produção de biodiesel em 2018 (ANP, 2019). Entretanto, a soja apresenta uma série de desvantagens em relação a outras matérias-primas.

A soja é majoritariamente produzida durante os meses mais quentes do ano, tendo sua época de semeadura entre outubro e abril, dependendo da região de produção (MANDARINO, HIRAKURI e ROESSING, 2015), além de possuir um ciclo de produção relativamente longo, durando normalmente entre 110 e 140 dias (IAC - Instituto Agrônomico). Além disso, parte da produção de seu óleo é destinada para a indústria alimentícia, o que gera uma concorrência com o setor energético. O teor de óleo por grão de soja, por sua vez, é em torno de 19%, valor muito abaixo comparado ao de outras possíveis matérias primas, como o óleo de girassol, com teor em torno de 42% e o óleo de colza, com teor em torno de 38% (LUZ, MAINIER E MONTEIRO, 2015).

Desse modo, outras culturas de oleaginosas estão recebendo notoriedade no ramo de pesquisas para produção de biodiesel. Estudos recentes mostram que o óleo de crambe, extraído da planta *Crambe abyssinica Hochst*, é uma promissora matéria-prima para o biodiesel, tendo como principal vantagem a estabilidade oxidativa do produto final (COSTA *et al.*, 2019). O cultivo de crambe, por sua vez, é mais vantajoso que o da soja em relação a sua tolerância à seca e à geada depois de estabelecida, além de seu ciclo de produção ser mais curto e possuir um maior teor de óleo, entre 34 e 38% (JASPER *et al.*, 2010; SOUZA *et al.*, 2009).

O crambe (*Crambe abyssinica Hochst*) possui origem na região do mediterrâneo, e teve seu cultivo iniciado no Brasil em 1995 no estado do Mato Grosso do Sul. Seu ciclo de produção é curto, de aproximadamente 90 dias, todo seu cultivo é mecanizado e seu custo de produção é relativamente baixo (THEODORO *et al.*, 2014; ONOREVOLI, B., 2012). O óleo de crambe não concorre com outros óleos no setor alimentício, pois possui altos teores de ácido erúxico, que quando presente no corpo humano provoca lesões no coração, de modo que não pode ser utilizado para consumo humano (COLODETTI *et al.*, 2012). Isso justifica sua aplicação em outros tipos de indústrias, como é o caso da farmacêutica e cosmética, assim como para produção de plástico, de nylon, de lubrificantes e de inibidores de corrosão (OPLINGER *et al.*, 2000).

Sobre a plantação de crambe no Brasil, atualmente, ela está apenas em seu início, sendo que praticamente toda a produção está sendo direcionada para exportação. No país, há 20 mil hectares de plantação de crambe, estando concentradas principalmente na região Oeste da Bahia, Mato Grosso do Sul, Goiás, Distrito Federal e Minas Gerais. A sua produção tem

uma média de 1.000 kg/ha, um investimento entre R\$ 300,00 a R\$ 400,00, chegando a ser comercializado a R\$ 700,00 e R\$ 800,00. (REVISTA CAMPO E NEGÓCIOS, 2020).

Além disso, um coproduto promissor do processo de produção de biodiesel é o farelo de crambe que pode ser utilizado como ração animal, sendo que cerca de 70% da semente processada é convertida em farelo, este contendo 350-400g de proteína por quilograma de matéria seca (LEDOUX *et al.*, 1999).

Visto a necessidade de novas fontes de matéria-prima e a busca por combustíveis de fontes renováveis, este projeto tem por objetivo estruturar uma planta industrial de extração e refino de óleo de crambe, além de analisar a viabilidade econômica do empreendimento, como forma de incentivar o uso da oleaginosa crambe que possui enorme potencial de mercado.



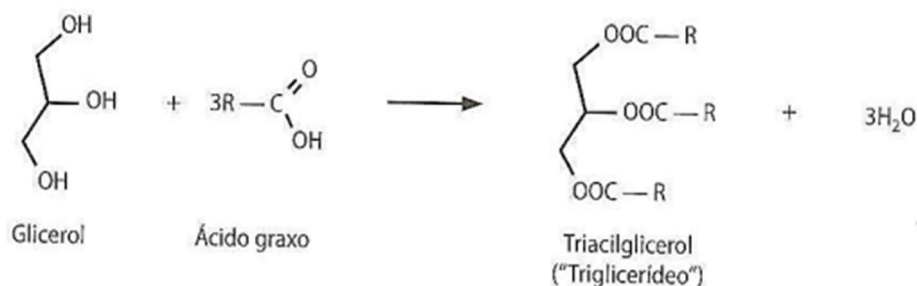
## 2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

### 2.1 ÓLEOS E GORDURAS

Os óleos e gorduras são substâncias insolúveis em água, podendo ser de origem animal ou vegetal. São formados por ésteres de ácidos graxos derivados da glicerina denominados de triglicerídeos e podem ser tanto sólidos quanto líquidos à temperatura ambiente. Quando sólidos, são chamados de gorduras e quando estão sob forma líquida, são denominados óleos (GAUTO e ROSA, 2011).

Os óleos e gorduras são constituídos por substâncias que podem ser categorizadas em duas principais: glicerídeos e não glicerídeos. Os glicerídeos (majoritariamente triglicerídeos seguidos por quantidades menores de diglicerídeos e monoglicerídeos) são produtos da esterificação de até 3 moléculas de ácidos graxos com uma molécula de glicerol. Já os ácidos graxos são ácidos carboxílicos de cadeia longa, livre ou esterificados que estão integrados aos óleos e gorduras (GAUTO e ROSA, 2011). A reação simplificada de esterificação está ilustrada na Figura 1 e exemplos dos ácidos graxos mais comuns estão na Tabela 1.

Figura 1 - Reação simplificada da formação de um triglicerídeo.



Fonte: Gauto e Rosa (2011).

Tabela 1 - Estrutura dos ácidos graxos mais comuns.

(Continua)

Nome comum	Nome oficial	Símbolo
<b>Saturados</b>		
Ácido láurico	Ácido Dodecanóico	C12:0
Ácido mirístico	Ácido tetradecanóico	C14:0
Ácido palmítico	Ácido hexadecanóico	C16:0

Tabela 1 - Estrutura dos ácidos graxos mais comuns.

		(conclusão)
Ácido esteárico	Ácido octadecanóico	C18:0
<b>Monoinsaturado</b>		
Ácido oléico	Ácido octadec-9-enóico	C18:1
Ácido erúcico	Ácido cis-13-docosenóico	C22:1
<b>Poli-insaturado</b>		
Ácido linoléico	Ácido 9-12-octadecadienoico	C18:2
Ácido linolênico	Ácido 6-9-12-octadecadienoico	C18:3
Ácido araquidônico	Ácido 5Z,8Z,11Z,14Z-eicosatetraenoico	C20:4

Fonte: Hamm, Haminton e Calliau (2013).

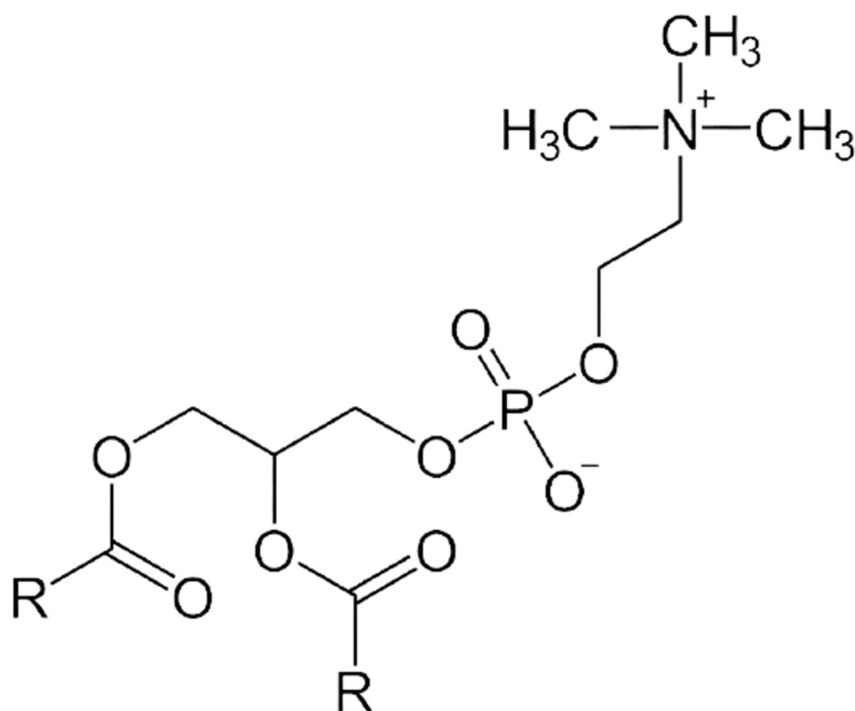
As propriedades físicas e químicas do óleo são predominantemente determinadas pela composição de ácidos graxos e sua posição dentro da molécula de triglicerídeo. Os ácidos graxos podem ser diferenciados através do tamanho da molécula, quantidade e posição das insaturações e pela posição dos ácidos graxos dentro da molécula de glicerídeo (O'BRIEN, 2009).

Em todos os óleos e gorduras há quantidades pequenas de componentes não glicerídeos. Em óleos vegetais brutos são no mínimo 5%, enquanto em óleos refinados ao menos 2% de componentes não glicerídeos. No refino, esses componentes são removidos parcialmente ou totalmente dependendo do objetivo do óleo. Entretanto, os componentes que permanecem, ainda que em pequenas quantidades, podem afetar as características do óleo. Estes podem ser muito coloridos, ter sabor acentuado, apresentar ação pró ou antioxidante ou serem fortemente odoríferos. Alguns exemplos de grupos não glicerídeos: fosfatídeos, esteróis, tocoferóis (vitamina E), ceras, hidrocarbonetos insolúveis (esqualeno), carotenóides, clorofila, lactonas e metilcetonas (GAUTO e ROSA, 2011).

Os fosfatídeos, também conhecidos como fosfolipídios, são geralmente referenciados junto com pequenas porções de carboidratos e outros resíduos como goma. Os fosfatídeos são emulsificantes e dificultam a separação das fases de água e óleo no processo de refino químico. Também interferem na etapa de branqueamento diminuindo seu rendimento, são venenos de catalisadores, encurtam a vida útil e sujaram as superfícies do equipamento

(O'BRIEN, 2009). Por conta disso, existe uma etapa do processo, chamada de degomagem, exclusiva para sua retirada do óleo. Os fosfatídeos são moléculas de álcoois poliídricos esterificados com ácidos graxos e ácidos fosfóricos, o mais comum é chamado de lecitina, cuja estrutura molecular está presente na Figura 2.

Figura 2 - Estrutura molecular da Lecitina.

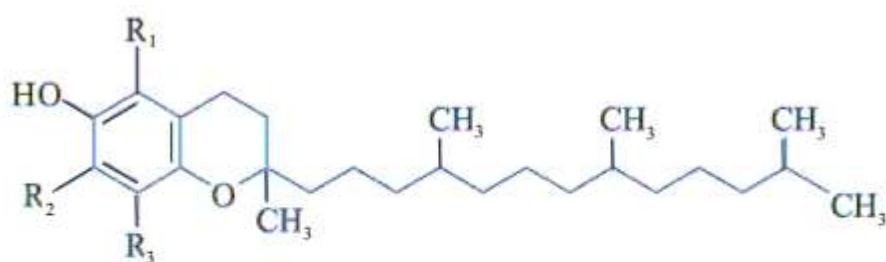


Fonte: Gauto e Rosa (2011).

Os fosfatídeos são divididos em duas categorias: hidratáveis e não hidratáveis, dependendo do efeito que a água exerce sobre eles. Os fosfatídeos hidratáveis (fosfatidilcolina e fosfatidilinositol) podem ser separados da fase oleosa com água através da degomagem. Porém os fosfatídeos não hidratáveis (ácido fosfatídico e fosfatidiletanolamina) e os sais de cálcio e magnésio dos ácidos permanecem no óleo após a degomagem com água (O'BRIEN, 2009).

Os tocoferóis, também conhecidos como vitamina E, são os componentes antioxidantes naturais mais abundantes no mundo. Eles tornam mais resistentes os óleos e gorduras a degradação oxidativa em relação aos triglicerídeos puros, pois são preservantes naturais. O teor de tocoferóis é maior em óleos vegetais do que em gorduras animais e, portanto, os óleos vegetais são mais resistentes à rancificação do que as gorduras vegetais. A estrutura molecular do tocoferol está representada na Figura 3.

Figura 3 - Estrutura molecular do tocoferol.



$\alpha$  - tocoferol:  $R_1 = R_2 = R_3 = \text{CH}_3$   
 $\beta$  - tocoferol:  $R_1 = R_3 = \text{CH}_3$ ;  $R_2 = \text{H}$   
 $\gamma$  - tocoferol:  $R_1 = \text{H}$ ;  $R_2 = R_3 = \text{CH}_3$   
 $\delta$  - tocoferol:  $R_1 = R_2 = \text{H}$ ;  $R_3 = \text{CH}_3$

Fonte: Adaptado de Gauto e Rosa (2011).

## 2.2 DEFINIÇÃO DOS PRODUTOS

### 2.2.1 Óleo de crambe refinado

O óleo de crambe refinado é obtido após o processo de refino e extração do óleo da semente de crambe (*Crambe abyssinica*). Na Tabela 2, está apresentada as características físicas da oleaginosa.

Tabela 2 - Características físicas do óleo de crambe.

Características	Valor
Teor de óleo (%)	$30 \pm 1,7$
Densidade a 25°C (mg/ml)	$0,900 \pm 0,011$
Índice de refração ( $n_D^{40}$ °C)	$1,4646 \pm 0,006$
Coloração (1 x a x b)	$67,80 \pm 0,33$ ; $-1,20 \pm 0,15$ ; $20,0 \pm 0,21$
Ponto de fumaça (°C)	$222 \pm 1,7$
Viscosidade a 24°C (mPa s)	$175 \pm 1,7$

Fonte: Lalas *et al.* (2012).

O teor de óleo médio nas sementes é acima das demais oleaginosas como será abordado mais à frente e sua coloração é amarela clara com um odor parecido ao de noz. A densidade é uma grandeza muito importante no comércio de óleos, uma vez que o óleo é vendido por peso, mas é mensurado com base no volume. Como essas duas grandezas estão diretamente relacionadas com a densidade, é importante ter a correta medida. A densidade não é a mesma para todos os óleos, sendo dependente da composição de ácidos graxos e da temperatura (HAMM, HAMILTON, CALLIAUW, 2013). O índice de refração é característico de cada óleo e está relacionado com o grau de insaturação dos ácidos graxos constituintes dos triglicerídeos, conjugações e tamanho da cadeia hidrocarbonada (JORGE *et al.*, 2005).

O ponto de fumaça do óleo de crambe é alto, indicando manter a estabilidade e a oleosidade mesmo exposto a temperaturas altas. Uma vez que o ponto de fumaça indica a temperatura na qual o óleo começa a queimar e a oxidar, se decompondo em ácidos graxos livres (LALAS *et al.*, 2012). Como pode ser observado, a viscosidade do óleo de crambe é alta por se tratar de ser um triglicerídeo e possui forças intermoleculares associadas aos ácidos graxos saturados e insaturados (COSTA *et al.*, 2017). Salienta-se que essa propriedade depende de diversos fatores, entre eles podem ser citadas as condições climáticas do local de cultivo, o tipo do solo e o processo de coleta da semente (LALAS *et al.*, 2012). Algumas das características químicas do óleo estão presentes na Tabela 3.

Tabela 3 - Características químicas do óleo de crambe bruto.

(continua)	
Características	Valor
Acidez (% de ácido erúxico)	$0,97 \pm 0,07$
Índice de saponificação (mg de KOH/g de óleo)	$175,52 \pm 3,84$
Índice de Iodo (g of I/100 g de óleo)	$88,67 \pm 0,44$
Quantidade de tocoferóis	
$\alpha$ -Tocoferol (mg/kg de óleo)	$7,67 \pm 0,12$
$\gamma$ -Tocoferol (mg/kg de óleo)	$125,04 \pm 1,04$
$\delta$ -Tocoferol (mg/kg de óleo)	$3,99 \pm 0,16$
Estado oxidativo	
Índice de peróxido (meq O <sub>2</sub> /kg de óleo)	$0,806 \pm 0,059$



Tabela 3 - Características químicas do óleo de crambe bruto.

(conclusão)

Susceptibilidade a oxidar (Método de Rancimat a 110 °C e t 20 l/h)	
Óleo de crambe	8,83 ± 0,15
Fosfatídeos	
Concentração de fósforo em óleo bruto <sup>[2]</sup>	86,30 ± 15,45

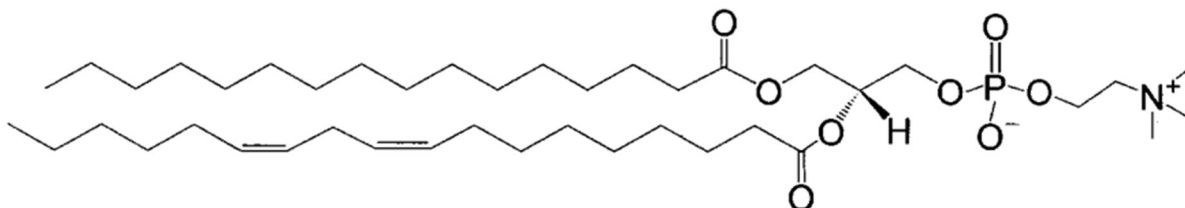
Fonte: Lalas *et al.* (2012) e Costa *et al.* (2017)<sup>[2]</sup>.

A acidez relativamente elevada do óleo é devido a quantidade de ácidos graxos insaturados, porém não chega a ser maior que 1 %. Esse valor se deve à quantidade de ácidos graxos livres (AGL), sendo esta uma propriedade crítica para o processo de produção de biodiesel. Dessa forma, há um limite de AGLs que podem conter na amostra para que através de tratamentos como ocorrem na degomagem ou lavagem, a concentração diminua. O valor máximo de acidez aconselhável no óleo é 2 mg KOH/g. Porém, caso exceda esse limite, há consequências como: dificuldade na separação da fase envolvendo o biodiesel e o glicerol, formação de sabão na reação envolvendo catalisador e diminuição no rendimento do produto. (COSTA *et al.*, 2019).

O principal mecanismo de deterioração dos óleos é por meio da oxidação. Quanto maior o número de insaturações presentes nos ácidos graxos, maior a intensidade de oxidação. Apesar de conter em grandes quantidades o ácido erúico e o oleico (Tabela 3), o óleo apresenta quantidades significativas de tocoferóis, tornando o óleo mais resistente à degradação oxidativa (LALAS *et al.*, 2012). Isso auxilia muito na cadeia produtiva, visto que reduz os custos de armazenamento de óleo e permite estender o tempo para comercialização (PITOL, ROSCOE e RESENDE, 2010).

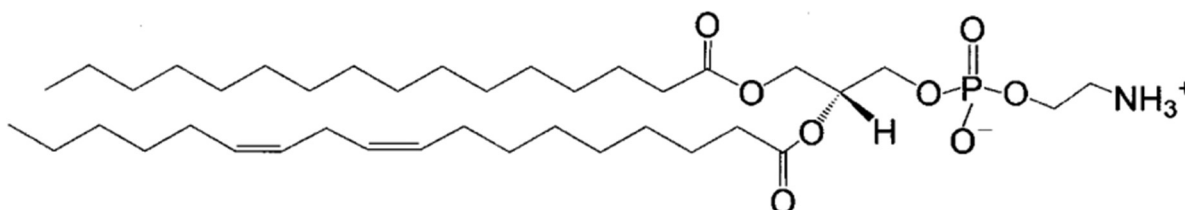
Apesar da quantidade de fósforo ser baixa no óleo, há a necessidade de haver uma etapa de degomagem para retirar os fosfatídeos em maior abundância presentes no óleo de crambe. Conforme Costa *et al.*, (2017), os fosfolipídios hidratáveis (HP) presentes no óleo de crambe são fosfatidilcolina (PC) e fosfatidilinositol (PI) e os não hidratáveis (NHP) são fosfatidiletanolamina (PE) e ácido fosfatídico (PA), os quais são representados através da sua estrutura molecular nas Figuras 4, 5, 6 e 7.

Figura 4 - Fosfatidilcolina (PC).



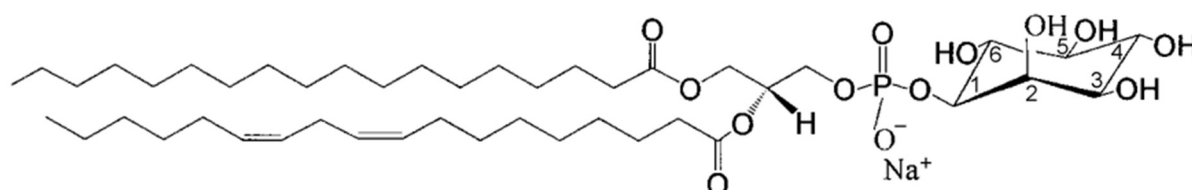
Fonte: Gunstone (2008).

Figura 5 - Fosfatidiletanolamina (PE).



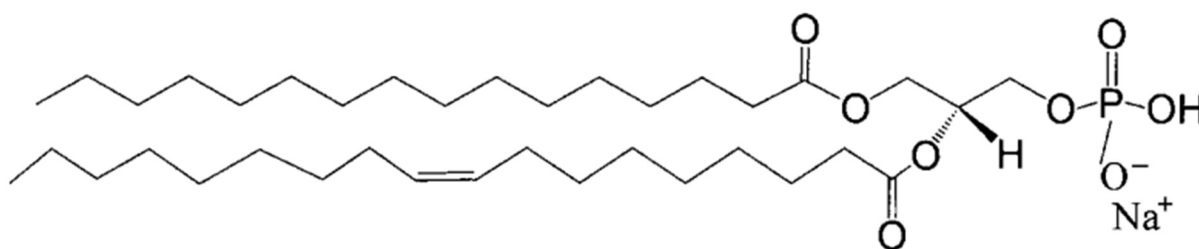
Fonte: Gunstone (2008).

Figura 6 - Fosfatidilinositol (PI).



Fonte: Gunstone (2008).

Figura 7 - Ácido fosfatídico (PA).



Fonte: Gunstone (2008).

O óleo proveniente da semente de crambe possui diversos ácidos graxos em sua composição, na Tabela 4 a seguir estão apresentados os ácidos graxos e a composição destes ácidos no óleo de crambe.

Tabela 4 - Ácidos graxos e suas composições no óleo de crambe.

Ácido graxo	Composição no óleo de crambe
Ácido erúcico (C22:1)	50 - 65%
Ácido oleico (C18:1)	10 - 25%
Ácido linoleico (C18:2)	7,0 - 15%
Ácido eicosenóico (C20:1)	2,0 - 6,0 %
Ácido linolênico (C18:3)	2,0 - 5,0%
Ácido palmítico (C16:0)	1,0 - 4,0%
Ácido behênico (C22:0)	1,0 - 3,0%
Ácido esteárico (C18:0)	0,5 - 2,0%
Ácido eicosanóico (C20:0)	0,5 - 2,0%
Ácido lignocérico (C24:0)	0,0 - 1,0%
Ácido palmitoleico (C16:1)	0,1 - 0,5%
Ácido eicosadienóico (C20:2)	0,0 - 0,5%

Fonte: Adaptado de Zhu (2016).

Crambe é considerado uma semente oleaginosa destinada para produção industrial de óleo devido aos seus altos níveis de ácido erúcico (C22:1), cerca de 50 a 65%. O ácido graxo monoinsaturado de cadeia longa, conforme mostrado na Tabela 1, possui diversas aplicações industriais como matéria-prima para fluidos hidráulicos, lubrificantes, aditivos e como material inicial para novas fibras, resinas, plásticos, entre outros (ZHU, 2016). Esse ácido graxo é associado ao surgimento de lesões no coração e, portanto, não compete com a indústria alimentícia. Entretanto, devido a suas propriedades físico-químicas associadas a baixa toxicidade e degradabilidade dos óleos vegetais, torna o óleo de crambe importante no ramo oleoquímico (PITOL, ROSCOE e RESENDE, 2010).

Devido à alta proporção de ácidos graxos monoinsaturados no crambe, seu ponto de fusão é baixo, se solidificando a -12 °C. Dessa forma, aumentando o interesse do setor de biocombustíveis e lubrificantes. Além dessa característica, ele apresenta grande capacidade de remoção de calor, favorecendo ainda mais o uso em lubrificantes (PITOL, ROSCOE e RESENDE, 2010).

Outra característica importante é que possui um desempenho hidráulico, podendo ser empregado na fabricação de polímeros plásticos com boa capacidade deslizante, como por

exemplo, em tampas de garrafa, sacolas plásticas ou linhas de empacotamento rápido. Pode ainda substituir o óleo mineral como adjuvante em formulações com herbicidas, fungicidas e inseticidas no setor agrícola. Ademais, possui aplicações no setor farmacêutico, devido ao ácido erúxico poder substituir fontes animais de óleos de cadeia longa, sobretudo de peixes. Em relação a outro tipo de mercado é que devido a sua grande estabilidade oxidativa, o óleo de crambe tem vantagem sobre os materiais graxos de origem animal devido a sua facilidade de estocagem e comercialização (PITOL, ROSCOE e RESENDE, 2010).

Comparado ao biodiesel de óleo de soja (matéria-prima mais amplamente utilizada no Brasil para a produção de biodiesel), o biodiesel proveniente do óleo de crambe apresentou maior estabilidade oxidativa, demonstrando seu uso potencial como oleaginosa (ZHU, 2016). Em um estudo de estabilidade térmica por Calorimetria Exploratória Diferencial (DSC) utilizando o óleo de crambe FMS Brilhante adicionado a um antioxidante, provou-se a superioridade do óleo de crambe em relação ao óleo de soja no quesito de estabilidade oxidativa. Enquanto o óleo de crambe manteve-se estável por 800 minutos a 140 °C, o óleo de soja, também contendo antioxidante, iniciou o processo de degradação após 70 minutos (PITOL, ROSCOE e RESENDE, 2010).

#### *2.2.1.1 Comparação entre os óleos*

Pelo crambe ser uma oleaginosa relativamente nova, não há muitos estudos ou patentes que abordam técnicas e dados sobre a produção. Em alguns casos, foram possíveis encontrar detalhes técnicos sobre o crambe, enquanto que em outros foram necessários ter uma adaptação de outras oleaginosas que possuíssem propriedades semelhantes.

Em relação à composição dos ácidos graxos, o que mais se assemelha ao óleo de crambe é, definitivamente, o óleo de colza devido a presença dos mesmos três ácidos graxos que estão em maior composição no óleo de crambe. Estes sendo o ácido erúxico, ácido oleico e o ácido linoleico (LALAS *et al.*, 2012). Os ácidos graxos estão detalhados na Tabela 5 a seguir.

Tabela 5 - Composição de ácidos graxos comuns em oleaginosas.

Ácido graxo	Composição no óleo de crambe (%)	Composição no óleo de colza (%)	Composição no óleo de soja (%)	Composição no óleo de palma (%)
Ácido erúcico (C22:1)	66,77 <sup>[1]</sup>	55 <sup>[2]</sup>	<1 <sup>[3]</sup>	<1 <sup>[3]</sup>
Ácido oleico (C18:1)	15,07 <sup>[1]</sup>	16 <sup>[2]</sup>	22 <sup>[2]</sup>	43 <sup>[2]</sup>
Ácido linoleico (C18:2)	13,16 <sup>[1]</sup>	14 <sup>[2]</sup>	53 <sup>[2]</sup>	11 <sup>[2]</sup>
Ácido eicosênico (C20:1)	2,4 <sup>[1]</sup>	6 <sup>[2]</sup>	<1 <sup>[3]</sup>	<1 <sup>[3]</sup>
Ácido behênico (C22:0)	2,14 <sup>[1]</sup>	<1 <sup>[3]</sup>	<1 <sup>[3]</sup>	<1 <sup>[3]</sup>
Ácido palmítico (C16:0)	<1 <sup>[1]</sup>	3 <sup>[2]</sup>	11 <sup>[2]</sup>	40 <sup>[2]</sup>
Ácido esteárico (C18:0)	<1 <sup>[1]</sup>	1 <sup>[2]</sup>	4 <sup>[2]</sup>	4 <sup>[2]</sup>
Ácido linolênico (C18:3)	<1 <sup>[1]</sup>	10 <sup>[2]</sup>	8 <sup>[2]</sup>	<1 <sup>[2]</sup>

Fonte: Lalas *et al.*, (2012) <sup>[1]</sup>; Hamm, Hamilton e Calliauw (2013) <sup>[2]</sup>; O'Brien (2009) <sup>[3]</sup>.

Entretanto, o óleo de soja também é semelhante com o óleo de crambe, pois, apesar de possuir uma quantidade insignificante de ácido erúcico, apresenta grandes quantidades de ácido oleico e linoleico. Outro fator que possibilitou utilizar alguns dados do óleo de soja para o óleo de crambe, foi que a semente de ambos possui tamanhos semelhantes. O grão de soja possui um diâmetro de 5 a 10 mm (HAMM, HAMILTON e CALLIAUW, 2013) enquanto o grão de crambe possui 0,8 a 2,55 mm (LALAS *et al.*, 2012). Dessa forma, assim como na soja é necessária a prensa mecânica para diminuir o tamanho do grão, sendo que o crambe já possui uma vantagem por ser menor.

Através da Tabela 6 a seguir, é possível verificar que a densidade dos óleos é bem parecida, entretanto a viscosidade do crambe se destaca das demais. Por isso, é necessário que os processos sejam feitos a uma temperatura maior e assim facilitar o escoamento do óleo. Etapas de cozimento, extração de solventes, entre outras precisam ser operadas a uma temperatura mais alta do que as etapas na extração de soja ou colza para que o rendimento seja adequado. Ao comparar o teor de óleo de crambe, verifica-se que o mesmo está na mediana entre ambas as oleaginosas que foram utilizadas como modelo no processo.

Ademais, analisando a estabilidade oxidativa, constata-se que o crambe é bastante estável quando comparado com as outras oleaginosas. Por causa desse aspecto, a cadeia produtiva é favorecida porque reduz os custos de armazenamento do óleo e possibilita estender o tempo de comercialização segundo (PITOL, ROSCOE e RESENDE, 2010).

Tabela 6 - Propriedades dos óleos das oleaginosas.

Propriedades	Óleo de crambe	Óleo de colza	Óleo de soja
Densidade, 25°C (mg/ml)	0,900 <sup>[1]</sup>	0,917 <sup>[3]</sup>	0,9178 <sup>[3]</sup>
Teor de óleo (%)	30 <sup>[1]</sup>	40 <sup>[2]</sup>	20 <sup>[2]</sup>
Viscosidade, 24°C (mPa s)	175 <sup>[1]</sup>	61,8 <sup>[4]</sup>	50,1 <sup>[4]</sup>
Estabilidade oxidativa, 110°C(h)	8,83 <sup>[1]</sup>	4,3 <sup>[3]</sup>	2,0 <sup>[3]</sup>
Condutividade térmica, 31°C (W/m.K)	0,147 <sup>[3]</sup>	0,147 <sup>[3]</sup>	0,178 <sup>[3]</sup>

Fonte: Lalas *et al.*, (2012) <sup>[1]</sup>; Hamm, Hamilton e Calliau (2013) <sup>[2]</sup>; O'Brien (2009) <sup>[3]</sup>; Brock *et al.*, (2008) <sup>[4]</sup>

Segundo Brock *et al.* (2008), a condutividade térmica dos óleos vegetais são bem semelhantes e também possuem baixa dependência com a temperatura, apresentando um ligeiro decréscimo com o aumento da variável. Tal propriedade física não foi encontrada para o crambe, porém devido a semelhança com outras oleaginosas adotou-se 0,147 W/m.s.

A quantidade de fosfolípidios é um dos critérios eliminatórios para a comercialização de biodiesel, segundo a ANP (2019). Tem-se um limite de 10 ppm no biodiesel e há um cuidado em retirar parte desses componentes na degomagem durante o refino do óleo. Segundo Costa *et al.* (2017), presença de fósforo no biodiesel afeta a conversão dos sistemas de exaustão em motores a diesel e aumenta a geração de diversos poluentes nos gases de exaustão, como material particulado sendo alguns exemplos o monóxido de carbono e dióxido de enxofre. Conforme Costa *et al.* (2017), o óleo de crambe cru possui 86,30 ppm, enquanto que nos óleos crus de soja e colza são, respectivamente em média de, 22.000 ppm e 20.000 ppm (O'BRIEN, 2009). Como no tratamento com ácido fosfórico é possível reduzir o número de fosfolípidios em até 90% (MANDARINO, HIRAKURI e ROESSING, 2015), então o óleo de crambe cru é possível de ser utilizado para a comercialização de biodiesel.

### 2.2.1.1.1 Análise de mercado de óleos vegetais

Esta seção foi desenvolvida levando em consideração o mercado de óleos vegetais em conjunto com o mercado de biodiesel, visto que o produto a ser desenvolvido neste projeto atende esse mercado.

O Brasil é o segundo maior produtor mundial de soja, apenas na safra de 2016/2017, houve uma produção de 113,92 milhões de toneladas da oleaginosa em território nacional (EMBRAPA, 2021). Além disso, de acordo com a Sociedade Nacional de Agricultura (2020), a estimativa de produção de óleo de soja no Brasil é de 9,20 milhões de toneladas.

Mesmo possuindo um valor expressivo dessa oleaginosa, além de possuir alto custo, a necessidade de matéria-prima não é completamente atendida unicamente pela soja. Visto isso, outras oleaginosas são necessárias para o mercado brasileiro tanto de óleos vegetais quanto de biodiesel.

Osaki e Batalha (2011) apresentaram um estudo relacionando o consumo de diesel, a disponibilidade de óleo vegetal para a produção de biodiesel e a porcentagem que essa produção de biocombustíveis interferiria de modo regional. A Tabela 7 a seguir representa essa relação.

Tabela 7 - Comparação da evolução da produção de diesel (D) com a oferta de óleo vegetal para a produção de biodiesel (OV) - em milhões de m<sup>3</sup> - e a porcentagem de biodiesel correspondente (%).

Ano	CO			N			NE			S			SE			BR		
	D	OV	%	D	OV	%	D	OV	%	D	OV	%	D	OV	%	D	OV	%
2000	4,21	0,82	19,4	2,82	-	0,0	5,41	0,16	3,0	7,14	2,07	28,9	15,57	0,61	3,9	35,15	3,66	10,4
2001	4,29	0,97	22,5	2,73	-	0,0	5,89	0,22	3,7	7,57	1,97	26,0	16,54	0,74	4,5	37,02	3,89	10,5
2002	4,57	1,21	26,4	2,72	0,08	2,9	5,85	0,24	4,2	7,75	2,11	27,2	16,78	0,77	4,6	37,67	4,41	11,7
2003	4,56	1,31	28,8	2,80	0,08	2,9	5,42	0,31	5,8	7,76	2,19	28,2	16,30	0,86	5,3	36,85	4,76	12,9
2004	4,91	1,68	34,2	3,26	0,07	2,3	5,78	0,30	5,3	8,12	2,08	25,6	17,15	0,80	4,7	39,22	4,94	12,6
2005	4,53	1,76	38,8	3,54	0,07	2,1	5,87	0,30	5,1	7,80	2,13	27,2	17,39	0,82	4,7	39,14	5,08	13,0
2006	4,08	1,69	41,5	3,29	0,07	2,1	5,41	0,29	5,3	7,36	2,07	28,1	16,57	0,79	4,7	36,71	4,91	13,4

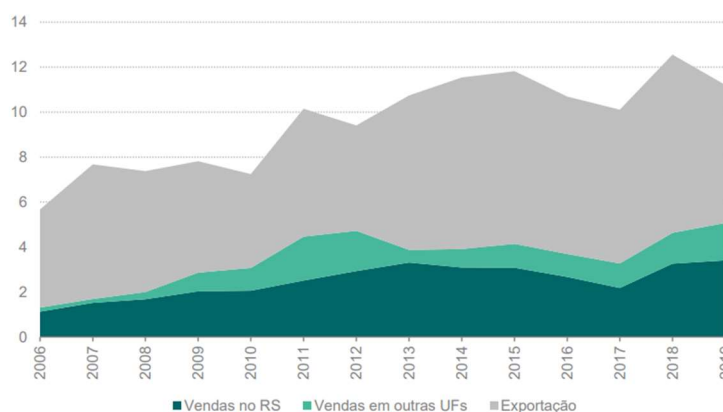
Fonte: Osaki e Batalha (2011).

Através da Tabela 7, é possível perceber que mesmo considerando que toda a oferta de óleo vegetal fosse destinada ao setor de biodiesel, a demanda de mistura mínima legal deste ao diesel não seria atendida em regiões como o Norte, Nordeste e Sudeste. E, ainda assim, sabe-se que os óleos vegetais possuem diversas aplicações, como nas indústrias de lubrificantes e alimentícia, o que reduziria ainda mais essa porcentagem.

Entretanto, percebe-se uma tendência crescente em alguns locais do Brasil em relação à indústria de óleos vegetais e biocombustíveis, como é o caso da indústria gaúcha. De acordo com a Secretaria da Fazenda do estado do Rio Grande do Sul (2020), em 2019 o setor totalizou 11,3 bilhões de reais de faturamento e, no período de 2006 a 2019, o faturamento das vendas aumentou em 5,4% ao ano em média.

Esse crescimento pode ser notado na Figura 8, que apresenta o faturamento da indústria gaúcha de óleos vegetais e biocombustíveis, de acordo com a designação da venda.

Figura 8 - Faturamento da indústria gaúcha de óleos vegetais e biocombustíveis.



Fonte: Departamento de Economia e Estatística da Secretaria do Planejamento, Orçamento e Gestão (2020).

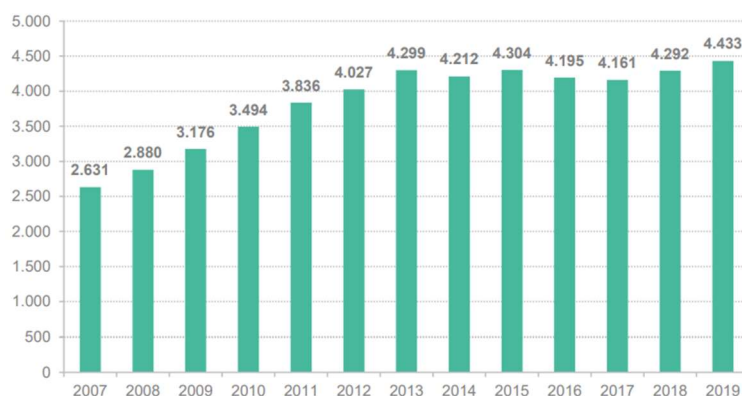
De acordo com Figura 8 é possível perceber que a maior parte do faturamento da indústria gaúcha nesse setor é proveniente da exportação de seus produtos.

Além disso, um fator muito importante a ser considerado para se analisar o crescimento do mercado de óleos vegetais e biocombustíveis é a quantidade de empregos formais da indústria.

Na Figura 9, percebe-se essa evolução pela crescente demanda de mão de obra, representada pelo número de empregos formais da indústria gaúcha de óleos vegetais e biocombustíveis.



Figura 9 - Número de empregos formais da indústria gaúcha de óleos vegetais e biocombustíveis.



Fonte: Departamento de Economia e Estatística da Secretaria do Planejamento, Orçamento e Gestão (2020).

Pela Figura 9, nota-se uma tendência constante da necessidade de mão de obra nessa área, reforçando seu impacto.

### 2.2.2 Farelo de crambe

Farelo de crambe é um coproduto gerado na extração do óleo da semente de mesma espécie. Enquanto a torta de crambe é proveniente da extração do óleo por prensagem, o farelo deriva-se da extração por solvente (MENDONÇA *et al.*, 2015).

Cerca de 70% da semente processada é convertida em farelo de crambe, este contendo 350-400g de proteína por quilograma de matéria seca (LEDOUX *et al.*, 1999).

Tanto a torta, quanto o farelo de crambe podem ser utilizados para alimentação animal, porém, o farelo não é recomendável para o consumo humano devido a quantidade de ácido erúxico.

Por sua vez, o hexano proveniente da extração por solvente contido no farelo deve ser removido antes deste ser destinado para ração animal, objetivando um produto final contendo um limite de 500 ppm de hexano (HAMM, HAMILTON e CALLIAUW, 2013). Para este fim, se utiliza um equipamento que realiza a dessolventização e prepara o farelo para sua posterior venda (HAMM, HAMILTON e CALLIAUW, 2013).

Os coprodutos dos processos de extração do óleo da semente de crambe podem funcionar como alternativas de tortas/farelos convencionais (torta de soja) para alimentação de ruminantes, sendo que a inclusão da, por exemplo, torta de crambe pode ser de até 20% em relação à matéria seca na dieta de bovinos de corte em confinamento (MENDONÇA *et al.*, 2015).

Segundo a Portaria nº 795 de 15/12/93 intitulada de “Norma de identidade, qualidade, embalagem, marcação e apresentação do farelo de soja”, o farelo de soja pode ser separado como tostado ou cru, tendo em cada caso três tipos. Como o farelo de crambe ainda não possui especificações próprias de qualidade para sua comercialização, optou-se por utilizar o farelo de soja como referência.

O farelo de crambe produzido na CramBIO® será cru, de tipo 3 e natural, obtido após uma extração mecânica, uma extração por solvente e etapas de remoção do solvente. Os tipos de farelo e suas especificações estão contidos no Quadro 1.

Quadro 1 – Tipos de farelo de soja comercializados.

CLASSE	SUBCLASSE	TIPO	UMIDADE E VOLÁTIL (máx.)	PROTEÍNAS (mín.)	GORDURA RESIDUAL (máx.)	FIBRA (máx.)	CINZA (máx.)	INSOLÚVEIS EM ÁCIDO CLORÍDRICO (máx.)	MATÉRIAS ESTRANHAS	ATIVIDADE UREÁTICA (variação do pH)
Tostado	Natural									
	Peletizado	1	12,50%	48,00%	2,50%	5,00%	6,00%	0,30%	isento	0,05 - 0,25
	Moído	2	12,50%	46,00%	2,50%	6,00%	6,00%	0,50%	isento	0,05 - 0,25
	Desuniforme	3	12,50%	44,00%	2,50%	7,00%	6,50%	0,50%	isento	0,05 - 0,25
CRU	Natural									
	Peletizado	1	12,50%	48,00%	2,50%	5,00%	6,00%	0,30%	isento	a 0,5
	Moído	2	12,50%	46,00%	2,50%	6,00%	6,00%	0,50%	isento	= ou sup. 0,5
	Desuniforme	3	12,50%	44,00%	2,50%	7,00%	6,50%	0,50%	isento	a 0,5

Fonte: Portaria nº 795 de 15/12/93 (adaptado).

### 2.2.3 Lecitina de crambe

A indústria de alimentos processados dos Estados Unidos utiliza cerca de 350 milhões de libras de surfactantes por ano. Sendo que 90% são quimicamente derivados e 10% naturais. A lecitina é uma das formas mais comuns e efetivas de se ter um surfactante natural. Ela é um fosfatídeo lipídico que é removido durante a etapa de degomagem aquosa em que as proteínas, as substâncias coloidais e os fosfatídeos, dentre eles a lecitina, são removidas do óleo bruto. A lecitina que possui valor comercial é encontrada em todos os organismos vegetais e animais como por exemplo: em ovos, laticínios, óleos vegetais, e muitos dos outros alimentos produtos da natureza (O'BRIEN, 2009).

Comercialmente, a maior fonte de lecitina advém do óleo de soja, porém ela pode ser encontrada em outras oleaginosas, apesar de poucas estarem disponíveis para uso comercial,

como milho, algodão, amendoim, girassol (O'BRIEN, 2009) e crambe (MUSTAKAS, KOPAS e ROBINSON, 1965). Segundo Costa *et al.* (2017) a lecitina de crambe possui valor comercial agregado e pode ser vendida.

Dessa forma, adotou-se os mesmos parâmetros encontrados para a lecitina da soja. Em que a lecitina comercial possui uma composição de cerca de 60% de uma mistura de fosfatídeos (lecitina, cefalina e fosfatidilinositol), 38% de óleo e 2% de umidade. (MANDARINO, HIRAKURI e ROESSING, 2015).

A lecitina de soja, por exemplo, possui diversas aplicações na indústria sendo algumas delas ilustradas no Quadro 2 (GAUTO e ROSA, 2011).

Quadro 2 - Aplicações da lecitina de soja.

Utilização em alimentos		Uso técnico	
Função	Aplicação	Função	Aplicação
<b>Agente emulsificante</b>	Produtos de padaria e produção de bala.	<b>Agente antiespumante</b>	Fabricação de espuma e fabricação de álcool.
<b>Agente ativo de superfície</b>	Revestimento de chocolate e produtos farmacêuticos.	<b>Agente dispersante</b>	Fabricação de tintas (pintura) e inseticidas.
<b>Nutritiva</b>	Uso médico e uso doméstico.	<b>Agente dispersante - Agente umidificante</b>	Cosméticos, pigmentos, substituto do leite para bezerro, metais em pó, têxteis e produtos químicos.
<b>Agente estabilizador</b>	Gorduras.	<b>Agente estabilizador</b>	Emulsões.

Fonte: Adaptado de Gauto e Rosa (2011).

Os requisitos de aparência e sabor do óleo ou gordura podem variar os usos da lecitina, especialmente por produtos que precisam ser aquecidos. Isto porque a lecitina é termicamente sensível e pode escurecer, fumer e desenvolver um odor e sabor desagradável de peixe em temperaturas acima de 49 °C. Além disso, o nível de lecitina adicionado a um produto de óleo ou gordura pode afetar a cor do ingrediente e do produto acabado. Por isso, deve-se ter cuidado com a formulação e uso de produtos de lecitina para evitar problemas futuros (O'BRIEN, 2009).

## 2.3 DEFINIÇÃO DA MATÉRIA-PRIMA

### 2.3.1 Semente de crambe

A principal matéria-prima no processo é a semente de crambe (*Crambe abyssinica* Hochst), pois sem ela não é possível produzir o óleo de crambe para o processo. O crambe é uma erva anual ereta de grande ramificação no qual a altura varia de 60 a 100 cm. Inicialmente o crambe produz várias flores brancas pequenas e agrupadas, que depois se distribuem melhor pelas hastes de 30 a 60 cm. Seus frutos esféricos carregam uma semente cada. A semente permanece na casca durante a colheita. Os frutos maduros são secos, não-decíduos (não caem) e indeiscentes (não abrem para liberar a semente). Sua cor vai do verde-claro ao marrom-claro. As sementes do crambe pesam aproximadamente 7 gramas por milhar, sendo 25 a 30% do peso relativo à casca. (BIODIESELBR, 2009)

Crambe (*Crambe abyssinica*, L. *Brassicaceae*) é uma planta que produz sementes individuais fechadas em uma cápsula que contém um teor de óleo de até 38%, ou 60% excluindo a vagem (CARLSSON, 2009). Ela é uma semente que possui um teor de óleo bem elevado quando comparado com as demais oleaginosas. Observando o Quadro 3, é possível entender o porquê.

Quadro 3 - Teores médios de óleo e produtividade total de óleo por hectare para oleaginosas.

Oleaginosa	Teor de óleo (%)	Produtividade (kg óleo/ha)
Soja	18	600
Algodão	15	300
Crambe	35	420
Nabo Forrageiro	35	150
Canola	38	700
Girassol	43	500 - 1.000
Mamona	48	300 - 600

Fonte: Pitol, Roscoe e Resende (2010).

As sementes de crambe possuem cerca de 26-38% de óleo, 21,6-26% de proteína, 16,4-18% de fibra e 5,8% de cinzas (ZHU, 2016).

Na Figura 10 a seguir estão representadas algumas fases e partes da *Crambe Abyssinica* sendo (A) folhas, (B) flores, (C) plantas crescendo, (D) sementes maduras.

Figura 10 - Partes e fases da *Crambe Abyssinica*.



Fonte: Industrial Oil Crops, ZHU, L. -H. (2016).

Para a armazenagem, o crambe não deve entrar no silo com umidade inferior a 10%. Antes de serem estocadas, as sementes devem passar por um separador para que os resíduos sejam removidos. Deve-se ser estocado em silos limpos, sem insetos, com pisos perfurados e um ventilador. Recomenda-se utilizar silos de milho para o crambe. O ventilador possui tanto a função de secagem quanto de equilibrar a umidade no ambiente. Caso exceda 20% o nível de umidade das sementes, elas devem ser descartadas. (BIODIESELBR, 2009).

### 2.3.1.1 Perspectivas futuras da produção de Crambe no Brasil

A semente não concorre com a indústria alimentícia, pois não é um óleo comestível (BIODIESELBR, 2011) e tem um ciclo curto de safra (90 dias). Seu cultivo é avaliado como de baixo risco (BIODIESELBR, 2011) porque apresenta tolerância à seca, tem baixa incidência de pragas e doenças e apresenta produtividade entre 1.000 e 1.500 kg de grãos/ha.

Além disso, os equipamentos de plantio e colheita necessários são os mesmos utilizados para a plantação de soja, milho e outros grãos.

Segundo o engenheiro agrônomo e pesquisador da Fundação MS, Renato Roscoe, a expectativa é que a cultura tenha um rápido crescimento devido a demanda da indústria e a boa remuneração. A tonelada do crambe é adquirida a um preço médio de R\$ 550 para um custo de produção que varia entre R\$ 250 a R\$ 280 a tonelada. Devido a essas questões, o pesquisador garante que há mercado garantido, visto que somente a Caramuru Alimentos consome até 1.500 toneladas/dia. Portanto, toda a produção brasileira pode ser processada por apenas uma indústria (BIODIESELBR, 2011).

## 2.4 OUTROS INSUMOS

### 2.4.1 Hexano

O hexano é utilizado na lixiviação para reaproveitar parte do óleo de crambe restante na torta. As vantagens de sua utilização são a imiscibilidade em água, ponto de ebulição baixo ( $68,7^{\circ}\text{C}$ ) e baixo calor latente de ebulição facilitando a sua futura recuperação no evaporador. É um líquido sem coloração, inflamável e que produz vapores irritantes aos olhos.

O hexano será armazenado em um tanque de aço inoxidável, em um local seco, fresco, bem ventilado e distante de fontes de calor e ignição. Além disso, será aterrado para evitar acumulações de cargas eletrostáticas e com isso possíveis acidentes. (FISPQ - BR, 2019)

### 2.4.2 Hidróxido de sódio

O hidróxido de sódio é um sólido altamente higroscópico e solúvel em água e etanol, podendo possuir forma de grânulos, flocos ou pastilhas. Além disso, é inodoro, branco e é considerado uma base forte quando está em solução aquosa e, por essa característica, é utilizado em diversos processos industriais. Alguns exemplos de sua aplicação industrial são: fabricação de tecidos, papel, sabão e detergente, pode ser empregado na purificação de água e como reagente laboratorial (CETESB, 2020).

Possui disponibilidade comercial na forma de lentilha (98% de pureza) que são dissolvidos em tanques de mistura adequados. São estocados em tambores de polietileno de 736 lb (336 kg) e a área de estocagem deve ser seca, fria, ventilada e longe de fontes de calor. (OSWALDOCRUZ, 2003).

No processo produtivo da CramBIO<sup>®</sup> esse produto está no formato de solução e é utilizado na degomagem, reagindo com o ácido fosfórico adicionado anteriormente. Dessa forma promove um aumento do pH e converte os fosfolipídios em sais de sódio que são hidratáveis (O'BRIEN, 2009).

### **2.4.3 Ácido fosfórico**

O ácido fosfórico ou ácido ortofosfórico é utilizado na etapa de degomagem ácida para converter os fosfatídeos não hidratáveis e em fosfatídeos hidratáveis e assim remover ambos. Essa etapa é importante ser feita, pois sem ela o biodiesel não estaria dentro dos padrões da ANP e não poderia ser comercializado.

Dessa forma, o reagente possui disponibilidade comercial em solução 85%, podendo ser armazenado em tanques de aço inox. Deve ser armazenado em local seco, bem ventilado e longe da luz solar (BRASINTER, 2014).

### 3 DEFINIÇÕES DA EMPRESA

Esta seção refere-se às definições da empresa deste projeto que abrangem o planejamento estratégico, desenvolvido através das metodologias de Missão, Visão e Valores e Bussines Model Canvas, localização e exigências legais para a implementação da unidade industrial, definição do preço de venda de seus produtos, controle de qualidade e instalações de proteção e combate a incêndio.

A empresa intitulada como CramBIO<sup>®</sup> apresenta como finalidade principal a produção de óleo de crambe destinado ao processo de biodiesel. A seguir na Figura 11 está representada a logo da empresa CramBIO<sup>®</sup>.

Figura 11 - Logo da empresa CramBIO<sup>®</sup>.



Fonte: Autores (2021).

#### 3.1 MISSÃO, VISÃO E VALORES

De acordo com SEBRAE (2021), Missão, Visão e Valores podem ser definidos, respectivamente, como a razão da existência da empresa, o objetivo ou o que a empresa almeja alcançar em um determinado período de tempo e ideais de atitudes e/ou comportamentos que os colaboradores devem apresentar com seus clientes.

Desse modo, tais aspectos da CramBIO<sup>®</sup> foram estruturados a fim de obter uma sólida cultura organizacional para a empresa, os quais estão expostos no Quadro 3 a seguir.



Quadro 4 - Missão, Visão e Valores da CramBIO®.

<b>Direcionamentos Estratégicos</b>	<b>Atribuições</b>
Missão	Impulsionar e inovar o mercado de biodiesel brasileiro com matérias-primas alternativas.
Visão	Até 2030, ser o maior produtor brasileiro de óleo de crambe destinado ao mercado de biodiesel.
Valores	Responsabilidade socioambiental
	Inovação
	Comprometimento
	Integridade

Fonte: Autores (2021).

A Missão e Visão da CramBIO® estão relacionadas diretamente com o mercado brasileiro atual de biodiesel, em que a soja se encontra como a principal matéria-prima com 72,27% de participação. Desse modo, a CramBIO® apresenta uma proposta inovadora ao mercado nacional a fim de trazer maior competitividade ao meio (ANP, 2021).

Em relação aos Valores da empresa, a responsabilidade socioambiental está atrelada diretamente ao principal produto biodegradável e de similar eficiência ao seu concorrente proveniente de petróleo, o óleo diesel. Inovação, devido à oleaginosa ainda recente no mercado de biocombustíveis, porém de enorme potencial. Comprometimento e integridade de nossos colaboradores para com os nossos clientes, oferecendo um atendimento e produto de excelentes qualidades.

### 3.2 MODELO DE NEGÓCIO

Para a definição do modelo de negócios para comercialização do óleo de crambe fez-se uso da ferramenta Business Model Canvas. Através desta é possível obter uma visão estratégica sobre o funcionamento da empresa de modo simples e visual.

A ferramenta é enquadrada em 9 blocos segmentados em: Proposta de valor, Relacionamento com clientes, Canais, Segmento de clientes, Parcerias-Chave, Atividades-Chave, Recursos-Chave, Estrutura de Custos e Fontes de Receita.

Na Figura 12 a seguir está apresentado o Business Model Canvas para a comercialização do óleo de crambe.

Figura 12 - *Business Model Canvas* da CramBIO®.



Fonte: Autores (2021).

### 3.2.1 Proposta de valor

A proposta de valor possui a característica de demonstrar o que a empresa apresentará ao mercado que trará um valor aos seus clientes (SEBRAE, 2021).

A empresa em questão possui como proposta de valor introduzir ao mercado de biodiesel um óleo com capacidade competitiva ao óleo de soja.

O biodiesel é um combustível produzido a partir de fontes renováveis, no caso através do óleo da semente de crambe, e também é um combustível biodegradável, ou seja, não possui um impacto ambiental quando comparado com os de fontes fósseis não renováveis.

### 3.2.2 Relacionamento

O bloco de Relacionamento com Clientes, ou simplesmente Relacionamento, é o como a empresa se relaciona com cada segmento de clientes, utilizando estratégias para retenção de clientes (SEBRAE, 2021).

Para o caso da CramBIO<sup>®</sup>, tais estratégias estão relacionadas ao fato de os produtos produzidos a partir da semente de crambe serem produtos inovadores e que incentivarão os agricultores locais dessa cultura.

### 3.2.3 Canais

Os canais são as formas que os clientes irão comprar e receber o produto (SEBRAE, 2021).

Os clientes da CramBIO<sup>®</sup>, independentemente dos produtos, serão unidades industriais, desse modo, os nossos canais serão os SAC's e as transportadoras que irão transportar os produtos.

### 3.2.4 Segmento de clientes

A seção de Segmento de clientes é relacionada ao público-alvo da empresa, ou seja, os grupos de clientes que a empresa busca atender (SEBRAE, 2021).

O público-alvo da CramBIO<sup>®</sup> é diretamente relacionado aos produtos da empresa, sendo eles, óleo, lecitina e farelo de crambe. O primeiro produto é direcionado às indústrias produtoras de biodiesel. Ao passo que, o segundo é fornecido às indústrias de emulsificantes. Por fim, o terceiro é comercializado com as indústrias de ração para ruminantes.

### 3.2.5 Parcerias-chave

As Parcerias-Chave são as principais parcerias para a realização da comercialização do produto (SEBRAE, 2021).

Para a produção do óleo de crambe faz-se necessário primeiramente a obtenção das sementes de *Crambe abyssinica Hochst*, as quais serão providenciadas por agricultores locais da região de instalação industrial.

Essa compra será realizada através de representantes comerciais que possuem a função de realizar uma pesquisa de mercado em relação aos produtores de crambe na região.

Por fim, as transportadoras apresentam um papel fundamental para o transporte de matéria-prima para a instalação fabril e do produto final ao cliente comprador.

### **3.2.6 Atividades-Chave**

As Atividades-Chave são as principais atividades para que seja atingida a proposta de valor da empresa (SEBRAE, 2021). Essas se dão principalmente em relação à produção de óleo de crambe, fornecendo um produto inovador e proveniente de fontes renováveis.

### **3.2.7 Recursos-Chave**

Os Recursos-Chave são os principais recursos para a realização das Atividades-Chave (SEBRAE, 2021). Para a empresa em questão tais recursos podem ser divididos em canais de distribuição, os quais são referentes ao transporte de matéria-prima e de produto, a fábrica e suas instalações para a produção do óleo de crambe e, por fim, a mão de obra especializada para o funcionamento da unidade industrial.

### **3.2.8 Estrutura de custos**

A Estrutura de Custos são os principais custos para que seja possível realizar as atividades da empresa (SEBRAE, 2021). Esses podem ser separados em dois grupos sendo eles, a implementação industrial e funcionários e custos operacionais. O primeiro agrupamento está relacionado ao projeto de construção e implementação da indústria com suas instalações, já o segundo, se relaciona aos custos e gastos relacionados ao funcionamento de todas as operações da empresa.

### **3.2.9 Fontes de receita**

As fontes de receita são as formas de obter receita a partir da proposta de valor (SEBRAE, 2021). As fontes de receita da CramBIO<sup>®</sup> se dão pela comercialização de seus produtos, sendo eles, óleo, lecitina e farelo, todos provenientes da semente de crambe.

## **3.3 LOCALIZAÇÃO**

Para a definição da localização da unidade industrial da CramBIO<sup>®</sup> foram selecionados fatores sociais, econômicos, ambientais e políticos, os quais atribuíram-se uma

escala de importância de 1 a 5, de modo que os fatores com índices maiores, possuem maior impacto na decisão do local do que aqueles com índices menores.

Os fatores analisados foram: Proximidade da matéria-prima; Proximidade do mercado consumidor; Disponibilidade de mão-de-obra; Disponibilidade de área adequada para instalação; Impacto ambiental; Condição da comunidade local; Política, condições econômicas e estratégicas, competitividade; Incentivos fiscais.

No Quadro 5 a seguir estão dispostos cada um dos fatores mencionados acima com seus índices de importância.

Quadro 5 - Fatores de relevância para definição logística.

<b>Fatores</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>	<b>5</b>
Proximidade da matéria-prima					X
Proximidade do mercado consumidor					X
Política, condições econômicas e estratégicas, competitividade				X	
Incentivos fiscais				X	
Impacto ambiental				X	
Disponibilidade de área adequada para instalação			X		
Disponibilidade de mão-de-obra			X		
Condição da comunidade local		X			

Fonte: Autores (2021).

Tendo como base o fator de maior relevância, sendo este o fornecimento de matéria-prima, analisou-se inicialmente a possibilidade de instalação da unidade industrial CramBIO<sup>®</sup> nos estados de Mato Grosso do Sul e Goiás, onde há maior produção de crambe no Brasil (BIODIESELBR, 2011).

De acordo com os dados da ANP (2022) sobre produção de biodiesel no país, em 2020 e 2021, as indústrias do estado de Mato Grosso do Sul produziram um total de 593.682 m<sup>3</sup> de biodiesel, ao passo que, no estado de Goiás a produção totalizou 1.915.565 m<sup>3</sup>. Assim, o estado de Goiás mostra-se como um ótimo local estratégico para a instalação da indústria.

Além disso, optou-se por inserir a CramBIO<sup>®</sup> no estado de Goiás ao invés de Mato Grosso do Sul, devido à proximidade de uma maior quantidade de indústrias produtoras de biodiesel, de modo que em Mato Grosso do Sul há 2 unidades industriais e em Goiás há 7.

No quesito de mão-de-obra há uma grande valorização desta devido à grande quantidade de universidades no estado, como a Universidade Federal de Goiás, Universidade Estadual de Goiás.

No que se trata dos incentivos fiscais, a fim de minimizar os impactos da pandemia de Covid-19 em 2020, o governo do Estado de Goiás lançou o programa ProGoiás, o qual oferece incentivo fiscal tradicional, ou seja, crédito outorgado, sem financiamento. Além disso, o programa tem como objetivos estimular a formação ou o aprimoramento de arranjos produtivos locais e ampliar o aproveitamento da cadeia produtiva existente no Estado (GOVERNO DE GOIÁS, 2020).

Durante a fase de instalação da empresa, os resíduos serão basicamente provenientes de construção civil, cujo Conselho Nacional do Meio Ambiente classifica a composição conforme o Quadro 6.

Os resíduos de Classe A serão reaproveitados na obra sempre que possível. Aqueles não utilizados serão enviados para o aterro oficial de entulhos do município. Os de Classe B serão separados e colocados à disposição de catadores da zona urbana. Os de Classe C terão o mesmo destino que os da Classe A e os de Classe D serão reaproveitados em outras obras ou vendidos como sucata.

Para realizar a caracterização dos resíduos sólidos da CramBIO<sup>®</sup> será utilizado o sistema da norma brasileira ABNT NBR 10004 que classifica os resíduos da seguinte forma:

- a) Classe I – Perigosos: resíduos que, em função de suas propriedades físicas, químicas ou infecto-contagiosas podem apresentar risco à saúde pública e/ou ao meio ambiente. Podem ser inflamáveis, corrosivos, reativos, tóxicos ou patogênicos.
- b) Classe II – Não perigosos
  - i. Classe II A – Não inertes: tem propriedades como biodegradabilidade, combustibilidade ou solubilidade em água.
  - ii. Classe II B – Inertes: aqueles que quando submetidos a um contato dinâmico e estático com água destilada ou deionizada à temperatura ambiente não têm seus compostos solubilizados a concentrações superiores aos padrões de potabilidade de água, excetuando-se aspecto, cor, turbidez, dureza e sabor.

Quadro 6 – Composição dos resíduos sólidos da construção civil.

<b>Classe</b>	<b>Descrição do resíduo</b>	<b>Exemplo</b>
A	Materiais que podem ser reciclados ou reutilizados como agregado em obras de infraestrutura, edificações e canteiro de obras.	Tijolos, telhas e revestimentos cerâmicos; blocos e tubos de concreto e argamassa.
B	Materiais que podem ser reciclados e ganhar outras destinações.	Vidro, gesso, madeira, plástico, papelão e outros.
C	Itens para o qual não existe ou não é viável aplicação econômica para recuperação ou reciclagem.	Estopas, lixas, panos e pincéis desde que não tenham contato com substância que o classifique como D.
D	Aqueles compostos ou em contato de materiais/substâncias nocivos à saúde.	Solvente e tintas; telhas e materiais de amianto; entulho de reformas em clínicas e instalações industriais que possam estar contaminados.

Fonte: Resolução CONAMA 307 Art. 3º (Adaptado).

No processo de produção de óleo alguns resíduos sólidos serão gerados e a sua caracterização pode ser visualizado no Quadro 6.

Quadro 7 - Resíduos sólidos da planta de óleo e suas características.

<b>Resíduo</b>	<b>Classe NBR 10.004</b>	<b>Pontos de Geração</b>
Resíduos de semente	IIA	Esmagamento
Goma	IIA	Degomagem

Fonte: Autores (2021).

Os efluentes provenientes da usina, extração e refino de óleo seguem para o sistema de tratamento de efluentes. Os efluentes sanitários serão tratados e o lançamento será em tanque de amortecimento e infiltração.

A fim de minimizar os impactos na paisagem, na população e no tráfego de automóveis, optou-se por instalar a planta de produção da CramBIO<sup>®</sup> a, aproximadamente, 15 km de distância, na direção norte, do centro urbano da cidade de Itumbiara – GO.

Além de possuir acesso para a rodovia federal BR-452 que também possui participação no estado de Minas Gerais, a localização da indústria ficará próxima aos estados de Minas Gerais e Mato Grosso do Sul.

### 3.4 EXIGÊNCIAS LEGAIS

As exigências legais relacionadas ao projeto CramBIO<sup>®</sup> são determinadas pelo licenciamento de operação e produção, referentes às instalações de processo, e pelo licenciamento do produto, referentes a qualidade e composição. Assim, nas seções subsequentes são apresentadas as mínimas licenças ambientais necessárias para o projeto e as especificações do óleo de crambe para que ele possa ser comercializado.

A licença ambiental é um documento com prazo de validade definido, em que o órgão ambiental estabelece regras, condições, restrições e medidas de controle ambiental a serem seguidas pela empresa. Entre as principais características avaliadas no processo pode-se destacar o potencial de geração de líquidos poluentes, resíduos sólidos, emissões atmosféricas, ruídos e o potencial de riscos de explosões e de incêndios. Ao receber a Licença Ambiental, o empreendedor assume os compromissos para a manutenção da qualidade ambiental do local em que se instala (FIRJAN, 2004).

De acordo com a Lei Federal 6.938/81, o Licenciamento Ambiental é obrigatório em todo o território nacional e as atividades efetivas ou potencialmente poluidoras não podem funcionar sem o devido licenciamento. Quem infringir tal lei, estará sujeito às sanções previstas em lei, incluindo as punições relacionadas na Lei de Crimes Ambientais.

O empreendimento da CramBIO<sup>®</sup> relacionado a fabricação de produtos químicos está mencionado na resolução N<sup>o</sup> 237 do CONAMA e, dessa forma, é obrigatório ter a licença para que suas operações ocorram. Portanto, a empresa CramBIO<sup>®</sup> compromete-se em atender aos requisitos impostos pela Secretaria de Estado de Meio Ambiente e Desenvolvimento Sustentável do governo do estado de Goiás (SEMAD) a fim de obter as seguintes licenças:

1. A Licença Prévia (LP) na fase inicial do projeto, verificando os requerimentos básicos a serem atendidos quanto à viabilidade ambiental das etapas de localização, instalação e operação do empreendimento;



2. A Licença de Instalação (LI) autorizando assim o início da implantação do empreendimento referente ao início da construção do empreendimento e a instalação dos equipamentos;
3. A Licença de Operação (LO) autorizando o funcionamento do empreendimento. Esta, deve ser obtida para que a empresa possa operar e comercializar seus produtos, pois atesta o funcionamento dos equipamentos de controle de poluição (FIRJAN, 2004).

### 3.5 DEFINIÇÃO DE PREÇO DE VENDA

Nesta seção há uma análise prévia para a rentabilidade do projeto, de modo que é estimado o lucro diário da CramBIO<sup>®</sup> considerando somente os custos envolvendo as principais matérias-primas (semente de crambe) e os valores finais dos produtos. Utilizou-se a cotação do dólar no dia 18 de maio de 2021, sendo U\$1,00 igual a R\$5,26 para as seguintes conversões (Morningstar, 2021). Para realizar os cálculos a seguir, considerou-se a produção anual de 96.197.159,04 kg/ano de óleo de crambe, 991.208,88 kg/ano de lecitina de crambe, 204.310.209,00 kg/ano de farelo de crambe, consumo anual de 298.550.000,00 kg/ano de semente de crambe, 139.498,64 kg/ano de hexano, 61.595,70 kg/ano de hidróxido de sódio e 50.303,85 kg/ano de ácido fosfórico. Esses valores foram obtidos a partir da definição de utilização diária de 853.000 kg/dia de semente de crambe no processo, de modo que, através do balanço de massa, foi possível obter os valores previamente apresentados. Para maior detalhamento, olhar Apêndice A.

O preço do óleo de crambe foi definido utilizando o mesmo valor do preço do óleo de soja com um acréscimo de 15%, uma vez que aquele ainda não possui valor definido no mercado brasileiro e a matéria-prima é mais escassa. Portanto, o preço do óleo de crambe foi retirado do Instituto para o Fortalecimento da Agropecuária do Goiás (IFAG), sendo R\$6,760 /kg e com acréscimo totaliza R\$ 7,774/kg. A partir dos dados de Comex Stat dos três últimos anos, foi possível determinar o preço para a lecitina de crambe, definindo-o como R\$ 4,770/kg e com acréscimo totaliza R\$5,486/kg. Para o farelo de crambe foi realizado um comparativo com o preço de venda do farelo de soja, sendo este obtido pela média dos preços no período de janeiro de 2019 até abril de 2021 de acordo com os dados da Companhia Nacional de Abastecimento, determinando R\$ 2,081/kg e com acréscimo totaliza R\$ 2,393/kg como o preço de venda do farelo de crambe.

Através do contato com fornecedores foi possível coletar o custo de hexano, sendo este, R\$ 12,396/kg. O preço do hidróxido de sódio e do ácido fosfórico foram definidos pela média dos três últimos anos da base de dados de exportação da Comex Stat, sendo o preço

do hidróxido de sódio igual a R\$ 2,726/kg e o de ácido fosfórico igual a R\$ 4,921/kg. De acordo com os dados da BIODIESELBR (2011) levando em conta a inflação acumulada do Índice Nacional de Preços ao Consumidor Amplo (IPCA) até dezembro de 2021, o custo da semente de crambe é de R\$ 1,05/kg.

A Tabela 7 apresenta o balanço financeiro preliminar, demonstrando a viabilidade econômica da CramBIO®.

Tabela 8 - Análise econômica inicial.

<b>Movimentações</b>	<b>Valor</b>
Custos com matéria-prima (R\$/ano)	R\$ 315.622.180,3
Receita bruta (R\$/ano)	R\$ 1.242.218.967,36
Lucro bruto (R\$/ano)	R\$ 926.596.787,06

Fonte: Autores (2021).

Através da Tabela 7 percebe-se que, levando em consideração apenas as substâncias envolvidas no processo produtivo, a empresa terá um Lucro Bruto equivalente a R\$ 926.596.787,06, apresentando a rentabilidade e viabilidade do negócio.

### 3.6 PARÂMETROS DE QUALIDADE

Por se tratar de um óleo voltado para matéria-prima de biodiesel e não um óleo comestível, há menos cuidados necessários a serem tomados para que o produto seja comercializado. Os parâmetros a serem considerados que dependem diretamente dos óleos são a acidez, gordura, umidade, metais e fósforo (LÔBO, PEREIRA e CRUZ, 2009). Quaisquer outros parâmetros dependem do processo ao qual o óleo será processado para se tornar um biodiesel, ou seja, dependendo da rota utilizada, o catalisador, equipamentos entre outras variáveis. Por isso que tais parâmetros serão controlados para que o óleo de crambe seja de qualidade para o mercado de biodiesel. Deverá ter esses cuidados para que o óleo vendido possa ser utilizado na produção de biodiesel.

Na Instrução Normativa 49/2006 são apresentadas as características de qualidade de óleos vegetais exigidos na Legislação Brasileira. No atual ano (2021), não há nenhuma especificação envolvendo a composição do óleo de crambe em relação aos ácidos graxos

presentes. No entanto, há especificações envolvendo o índice de peróxido e a acidez dos óleos e por isso necessitam estar de acordo com a norma para serem comercializados. Para óleos vegetais refinados, o limite máximo de acidez e de peróxido são, respectivamente, 0,6 mg KOH/g e 10 meq/kg (ANVISA, 2021).

Tanto o índice de acidez quanto a quantidade de ácidos graxos livres (AGL) são medidos com base na quantidade de ácidos graxos livres presentes no óleo ou gordura. Sendo que o primeiro utiliza hidróxido de potássio para neutralizar enquanto a quantidade de AGLs utiliza hidróxido de sódio. Para expressar o valor de AGL em termos de índice de acidez para o crumbe basta multiplicar por 1,99%. Os AGLs são calculados com base em um percentual de ácido oleico livre definido. Para a maioria dos óleos e gorduras é utilizado o percentual de ácido oleico livre, mas para o óleo de palma por exemplo é utilizado o ácido palmítico (O'BRIEN, 2009). Para averiguar a acidez máxima, pode ser utilizado o método EN 14104 (LÔBO, PEREIRA e CRUZ, 2009).

O índice de acidez é um parâmetro importante a ser avaliado, pois está relacionado com a qualidade da matéria-prima, com o processamento e principalmente com a conservação (O'BRIEN, 2009). Valores altos de acidez influenciam na reação de transesterificação do biodiesel, pois dificulta a separação da fase envolvendo o biodiesel e o glicerol. Além disso, gera a reação indesejável de saponificação onde os ácidos graxos reagem formando sabão ao invés de ésteres (biodiesel). Portanto, influencia diretamente no rendimento da reação principal no ramo de biocombustíveis. (COSTA *et al.*, 2019).

O índice de peróxido está relacionado com a estabilidade oxidativa do óleo, isto porque quando um óleo ou gordura são oxidados, o primeiro produto formado é o peróxido. Ele apresenta uma boa correlação com as propriedades organolépticas em relação ao sabor (O'BRIEN, 2009) e ilustra a degradação oxidativa do óleo durante o período de estocagem (LÔBO, PEREIRA e CRUZ, 2009). A temperatura e a exposição ao ar em que é estocado afeta a estabilidade do biodiesel. Para averiguar o parâmetro, pode ser utilizado o método Rancimat (método EN 14112) que é aceito como padrão na RANP 07/08.

Os traços de metais máximos que devem ser analisados previamente são do sódio, potássio, cálcio e magnésio. A norma RANP 07/08 estabelece um limite máximo de 5 mg/kg para a soma das concentrações de sódio e potássio. Para averiguar tal parâmetro pode-se utilizar os métodos analíticos descritos na ABNT NBR 15553, 15554, 15555 e 15556. Já para o cálcio e magnésio, a mesma norma admite um valor máximo para a soma das concentrações de cálcio e magnésio igual a 5 mg/kg. Os métodos analíticos descritos na ABNT NBR 15553 e 15556 (LÔBO, PEREIRA e CRUZ, 2009). Esses metais reduzem a eficiência do processo,

pois interferem nas etapas de refino e degomagem diminuindo o rendimento do processo (O'BRIEN, 2009).

O teor de fósforo está diretamente relacionado com os fosfolípidios nos óleos vegetais que, por sua vez, devem ser removidos pelo processo de degomagem. Se a degomagem não for realizada, a reação de transesterificação terá seu rendimento comprometido, e formará um biodiesel com alto teor de fósforo. Como consequência, a combustão gerará grandes quantidades de materiais particulados que influenciam negativamente nos conversores catalíticos automotivos. O fósforo é determinado por espectrometria de emissão atômica por plasma acoplado indutivamente (ICP OES) seguindo o método analítico EN ISO 14107, que é recomendado tanto pela norma europeia (EN 14.214) quanto pela brasileira (RANP 07/08). O teor máximo admitido é de 10 mg/kg (LÔBO, PEREIRA e CRUZ, 2009).

Não deve haver água no biodiesel, pois sua presença resulta na hidrólise e assim liberação de ácidos graxos livres. As possíveis consequências são a proliferação de microorganismos, corrosão nos tanques de estocagem e deposição de sedimentos. A norma brasileira estabelece (RANP 07/08) um limite máximo de 200 mg/kg e o método analítico admitido pela RANP 07/08 é o ASTM D6304 e EN ISO 12937 (LÔBO, PEREIRA e CRUZ, 2009).

### 3.7 INSTALAÇÕES DE PROTEÇÃO E COMBATE A INCÊNDIO

Apesar de ser esperado que este tipo de instalação nunca seja utilizado, é de extrema importância garantir que a empresa apresente medidas de prevenção e combate a incêndios adaptados para o risco e classe de incêndio possíveis dentro da localidade industrial. É importante ressaltar que as medidas de combate a incêndio sejam o último nível de segurança aplicado, sendo utilizado apenas em casos de emergência buscando contornar as demais falhas de segurança.

As instalações de proteção e combate a incêndio buscam identificar, informar e combater o incêndio com a finalidade de preservar a vida das pessoas e as instalações industriais, bem como a matéria-prima e o produto final. Um incêndio descontrolado tem capacidade de destruir por completo a instalação industrial e decorrer em prejuízos milionários (MACINTYRE, 2010).

Hoje, a NR – 23 da Portaria nº 3214 do Ministério do Trabalho classifica os tipos de incêndio nas classes:

- a) Classe A: são materiais de fácil combustão com a propriedade de queimarem em sua superfície e profundidade, e que deixam resíduos, como: tecidos, madeira, papel, fibra, etc.;
- b) Classe B: são considerados inflamáveis os produtos que queimem somente em sua superfície, não deixando resíduos, como óleo, graxas, vernizes, tintas, gasolina, etc.;
- c) Classe C: quando ocorrem em equipamentos elétricos energizados como motores, transformadores, quadros de distribuição, fios, etc.
- d) Classe D: elementos pirofóricos como magnésio, zircônio, titânio.

Os tipos de extintores portáteis e seus respectivos estão apresentados no Quadro 8.

Quadro 8 – Meios de combate a incêndio em função dos produtos cujo incêndio deve ser extinto.

Meios de combate a incêndio e sua classificação	Água em jato denso. Extintores com carga soda-ácido ou líquido	Espuma	Neblina de água	Gás carbônico (CO <sub>2</sub> ). Extintores e instalações fixas	Pó carboquímico (Dry Chemical Powder). Extintores. Instalações fixas
A – Materiais sólidos, fibras têxteis, madeira, papel, etc.	Sim	Sim	Sim	Sim*	Sim*
B – Líquidos inflamáveis, derivados de petróleo	Não	Sim	Sim**	Sim	Sim
C – Maquinaria elétrica, motores, geradores, transformadores	Não	Não	Sim**	Sim	Sim
D – Gases inflamáveis, sob pressão	Não	Não	Não***	Não***	Sim

\* Indicado somente para princípios de incêndios de pequena extensão.

\*\* Indicada somente após estudo prévio.

\*\*\* Embora não indicado, existem possibilidades de emprego, após prévio estudo e consulta ao Corpo de Bombeiros e ao Departamento Nacional de Segurança e Higiene do Trabalho do Ministério do Trabalho.

Fonte: Macintyre (2010).

No caso da Empresa em análise, verifica-se a necessidade de extintores do tipo água pressurizada para as áreas administrativas e extintores do tipo pó carboquímico para o pavimento industrial. Todos os extintores terão uma ficha de inspeção e serão inspecionados mensalmente e recarregados quando necessário.

Prevê-se sistemas de acionamento automático nos tanques de armazenamento de Hexano e Óleo. Faz-se um estudo se o uso de neblina de água pode ser utilizado e, em caso negativo, se faz a instalação de jatos de espuma quando o sensor detecta sinal de fogo ou explosão.

As medidas de prevenção também preveem o uso de portas corta-fogo, disposição acessível aos extintores, com sinalização adequada, saídas de emergência e alarmes sonoros e

luminosos. Ressalta-se a importância de realizar periodicamente simulações de incêndio para verificar o funcionamento dos equipamentos e treinar os colaboradores para combater o pânico.

Nos arruamentos da instalação industrial, serão colocados hidrantes de coluna com duas, três ou quatro bocas, para adaptação de mangueiras de 2 ½". Adapta-se uma válvula em esquadro (90° ou 45°) em cada boca, com junta Storz para ligação da mangueira ou derivantes simples. Os hidrantes são colocados no lado esquerdo dos abrigos das mangueiras. Prevê-se, também, que sejam resguardados no mínimo 10.000 L de água do reservatório de água superior para combate à incêndio ou que possa alimentar dois hidrantes durante 30 min de forma contínua (MACINTYRE, 2010).

A rede de água para combate a incêndio não dependerá somente da alimentação de água da rede municipal.

## 4 IMPACTOS AMBIENTAIS

Os aspectos e impactos ambientais gerados na industrialização de grãos para fabricação dos produtos primários, como óleo degomado, refinado e o farelo que é usado para produção de ração animal, contribuem de forma significativa na geração de resíduos sólidos, líquidos e gasosos. A organização que optar por adquirir uma certificação ambiental, algo que é muito bem visto por clientes e acionistas, além de otimizar a utilização de recursos naturais e desperdícios, deve estabelecer, documentar, implementar, manter e continuamente melhorar um sistema da gestão ambiental. (ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS, 2004)

Para o sistema de gestão ambiental da CramBIO® é exigido a identificação dos aspectos e impactos ambientais resultantes desse processo, desde o recebimento do grão até o refino do óleo, que devem estar bem definidos nas políticas, objetivos e metas da empresa, assim como de outras que atuam ou venham atuar nesse ramo de atividade.

Os aspectos significativos que podem causar impactos adversos ao meio ambiente devem ser objetos de um controle mais rigoroso, atendendo de forma integral aos requisitos legais aplicáveis. Conforme a NBR ISO 14001 (ABNT, 2004), uma forma de evitar que ocorram acidentes ambientais é através da avaliação das consequências ou interações das atividades de determinada empresa ou indústria sobre o meio ambiente e, também, da busca pela melhoria do processo de forma a minimizar os impactos sobre o meio ambiente. Isso também será um item fundamental para as empresas que buscam a certificação da série ISO 14.001 para seu sistema de gestão ambiental. Para que tal avaliação ocorra é necessário fazer um levantamento do que é chamado de aspectos e impactos ambientais das atividades da empresa/indústria. Segundo a NBR ISO 14001 (ABNT, 2004), o aspecto consiste no elemento das atividades ou produtos ou serviços de uma organização que pode interagir com o meio ambiente, enquanto é chamado de “aspecto ambiental significativo” aquele aspecto que tem um impacto ambiental significativo. Já o impacto ambiental é qualquer modificação do meio ambiente, adversa ou benéfica, que resulte, no todo ou em parte, dos aspectos ambientais da organização.

### 4.1 IMPACTO AMBIENTAL DO CULTIVO DE CRAMBE

Plantas e sementes de colza com alto teor de ácido erúxico (HEAR) são idênticas às sementes de colza de qualidade alimentar (canola), portanto, há um alto risco de polinização

cruzada e mistura acidental de sementes nas fábricas de processamento (SAMARAPULLI *et al.*, 2020) Como resultado, Estados Unidos, Canadá e União Europeia cultivam HEAR como uma cultura sob contrato com preservação de identidade, para evitar que o ácido erúcico entre na cadeia alimentar, já que ele pode desenvolver doenças cardiovasculares em humanos. Devido a essas restrições, o cultivo, transporte, processamento e armazenamento e rastreabilidade podem ser demorados e caros.

Portanto, é necessário encontrar alternativas e, possivelmente, fontes mais baratas de ácido erúcico. Por isso, o crambe se torna uma opção bastante atrativa, visto que além de a planta de crambe e a semente apresentarem uma morfologia diferente da de canola, o que reduz a possibilidade de contaminação de ácido erúcico, o crambe contém maior concentração de ácido erúcico e menor conteúdo de ácidos graxo polinsaturados. (SAMARAPULLI *et al.*, 2020)

Quando comparado com a cultura da canola, o crambe envolve menores quantidades de insumos agrônômicos, como fertilizantes e pesticidas, que são responsáveis por 70 a 80% das emissões de gases efeito estufa nas lavouras. (SAMARAPULLI *et al.*, 2020)

Segundo Costa *et al.* (2017), o consumo de diesel e eletricidade usados para a semeadura, cultivo e colheita da cultura de crambe, em um cenário de baixa fertilização com nitrogênio, são os principais fatores relacionados com impactos ambientais negativos, que podem ser mitigados optando-se pelo uso de biodiesel ao invés do diesel mineral, produto esse produzido através da transesterificação de óleos, como por exemplo, o óleo de crambe.

Dentro do processo de extração existem diversas características que são estudadas para investigar os potenciais impactos ambientais resultantes do processo. Para avaliar a eficiência energética, as emissões de gases efeito estufa e poluentes do processo são utilizados o balanço de massa, o fluxo de massa e o consumo de energia.

Conforme Heinzle (2006) escreve em seu livro *Development of Sustainable Bioprocess*, o fluxo de materiais é o fator básico para avaliar o impacto ambiental, relacionando os componentes de entrada e saída. Para cada componente são designados quatro grupos de impacto e diversas categorias, que reúnem os componentes em três classificações (A, B e C) com base no nível de risco potencial e toxicidade de um componente no processo. As categorias e classificações estão apresentadas no Quadro 7.



Quadro 8 - Critérios para classificação da categoria de impacto.

<b>Categoria de impacto</b>	<b>Classe A</b>	<b>Classe B</b>	<b>Classe C</b>
Disponibilidade de Matéria-prima	Derivado fóssil, exaustão em 30 anos	Derivado de fóssil, exaustão com 30-100 anos	Fornecimento exclusivamente renovável ou de longo prazo
Material crítico usado	Metal pesado, AOX, PCB usado ou produzido em quantidades estequiométricas	Envolvido em quantidades subestequiométricas	Nenhum componente crítico envolvido
Complexidade do processo	> 10 estágios	3-10 estágios	< 3 estágios
Risco térmico	R 1-4, 9, 12, 15-17, 44	R 5-8, 10, 11, 14, 18, 19, 30;	NFPA F + R: 0, 1
Toxicidade aguda	R 26-28, 32; NFPA H: 4.	R 20-25, 29, 31, 34-39, 41-43, 65-67; NFPA H: 2, 3.	NFPA H: 0, 1;
Toxicidade crônica	MAK: <1 mg/m <sup>3</sup> ; R 45-49, 60-61, 64.	MAK: 1-10 mg/m <sup>3</sup> ; R 33, 40, 62, 63.	MAK: > 10 mg/m <sup>3</sup> ;
Ecotoxicidade	R 50	R 51-58	WGK 1 ou nenhum perigo de água
GWP	> 20	<20	N / D
ODP	> 0,5	<0,5	N / D
AP	> 0,5	<0,5	N / D
POCP	> 30 ou NOx	2-30	< 2 ou nenhum efeito
Odor	-	Limiar < 300 mg/m <sup>3</sup>	Limiar > 300 mg/m <sup>3</sup>
EP	Conteúdo N > 0,2 ou conteúdo P > 0,05	Conteúdo de N < 0,2 e conteúdo de P < 0,05	Sem N e P
OCP	-	ThOD > 0,2 g O <sub>2</sub> / g substrato	ThOD < 0,2 g O <sub>2</sub> / g substrato ou nenhum composto orgânico

Fonte: Adaptado de Heinzle *et al.* (2006).

Sendo GWP: potencial de aquecimento global; ODP: potencial de destruição da camada de ozônio; AP: potencial de acidificação; POCP: potencial de criação fotoquímica de ozônio; EP: potencial de eutrofização; OCPP: potencial de poluição de carbono orgânico; AOX: Haletos Orgânicos Adsorvíveis; ThOD: demanda teórica de oxigênio; MAK: concentração máxima de uma substância química; WGK: classe de perigo para a água; R: frases de risco definidas no Anexo III da Diretiva da União Europeia 67/548/EEC; NFPA: Associação Nacional de Proteção contra Incêndios.

Em um trabalho feito por Cheng *et al.* (2018), o processo de extração do óleo de soja, contendo a extração mecânica e a por solvente, semelhante a utilizada para extração do óleo de Crambe, é atribuído à classe B, devido a utilização de hexano e ácido fosfórico. No Quadro 8 é possível observar a classificação de grupos de impacto e categorias para os componentes de entrada.

Quadro 9 - Classificação de grupos de impacto e categorias para componentes de entrada.

<b>Grupo de impacto</b>	<b>Categoria de impacto</b>	<b>Extração mecânica</b>	<b>Extração por solvente</b>
<b>Recursos</b>	Matérias-primas	C	C
	Materiais críticos	B	B
<b>Entrada cinza</b>	Complexidade	B	B
<b>Risco de componente</b>	Risco térmico	C	B
<b>Organismo</b>	Toxicidade aguda	B	B
	Toxicidade crônica	C	A
	Ecotoxicidade	C	B

Fonte: Cheng *et al.* (2018).

Quanto ao risco de componente, o hexano é usado para extração com solvente, que é atribuído à classe B. Com base no perfil de perigo, o hexano tem risco térmico, pelo que é atribuído à classe B. No grupo organismo, o hexano também tem toxicidade aguda e ecotoxicidade devido à sua frase de risco R de 11, 20, 51, 53, 65 e 67, e NFPA F: 3 que são atribuídos à classe B. No entanto, também tem classe A de toxicidade crônica devido a frase de risco R-48, portanto o grupo de organismos de extração de hexano é atribuído à Classe A (CHENG *et al.*, 2018).

## **5 DEFINIÇÕES DO PROJETO**

As tecnologias adotadas pela CramBIO<sup>®</sup> para extração do óleo de crambe foram a de extração por prensagem seguida da extração por solvente que proporcionará uma maior produção de óleo bruto, visto que o crambe é uma oleaginosa com alto teor de óleo, necessitando desses dois processos de extração. Para o refino de óleo bruto foram selecionadas as tecnologias de degomagem aquosa seguida de uma degomagem ácida a fim de atender às especificações da ANP em relação à quantidade máxima de fosfolipídeos no biodiesel.

Considerou-se a indústria funcionando 24h por dia nos 7 dias da semana com parada programada de 15 dias ao ano. Com isso, é produzido por mês 8.016,43 toneladas de óleo de crambe refinado, 17.025,85 toneladas de farelo de crambe e 82,60 toneladas de lecitina considerando 100% da eficiência da planta.

A seguir serão apresentados os principais métodos de extração e refino de óleos vegetais.

### **5.1 PRINCIPAIS ROTAS**

#### **5.1.1 Extração de óleos vegetais**

A extração de óleos presentes em grãos é comumente realizada de duas formas: por prensagem mecânica e/ou por solvente. Vale ressaltar que, por existir uma enorme gama de tecidos que armazenam óleos ou gorduras, não há apenas uma maneira de realizar a extração desses óleos, pois depende das características da fonte oleaginosa. Entretanto, os dois processos citados anteriormente são os mais amplamente utilizados (RAMALHO e SUAREZ, 2013).

A maioria das oleaginosas necessita de algum procedimento de limpeza e preparo antes de separar o óleo da semente, uma vez que podem haver impurezas e materiais que podem reduzir a capacidade de extração do óleo. Esses procedimentos podem ser: limpeza do grão, descascamento, cozimento, expansão da oleaginosa, entre outros, dependendo da semente. Após esses procedimentos iniciais, a extração do óleo poderá ser realizada de uma maneira mais eficiente (O'BRIEN, 2009).

Além desses dois processos de extração há também a extração enzimática, extração com fluido supercrítico e extração por ultrassom. Todos esses processos serão apresentados a seguir.

#### 5.1.1.1 Extração por prensagem

A extração por prensagem é realizada utilizando prensas do tipo “*Expeller*”, as quais pressionam mecanicamente a oleaginosa separando em óleo cru e a torta do grão. Nesta há uma certa quantidade de óleo ainda presente que pode ser extraída posteriormente. A Figura 13 a seguir apresenta uma prensa mecânica do tipo “*Expeller*”.

Figura 13 - Prensa *Expeller*.

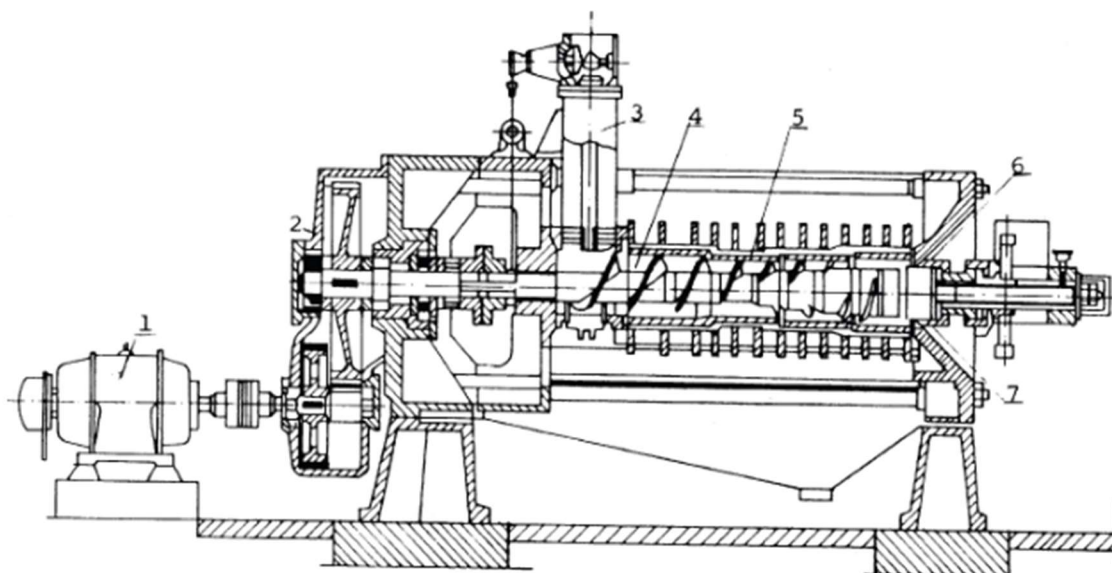


Figura 1. Prensa contínua “*Expeller*”: 1- Motor elétrico, 2- Redutor, 3- Entrada dos grãos condicionados, 4- Rosca helicoidal, 5- Cesto, 6- Cone de saída, 7- Saída do farelo ou torta

Fonte: Silva e Castro (2012).

Quando o processo envolve apenas a extração por prensagem, recomenda-se utilizar oleaginosas com baixo teor de óleo, uma vez que, ao realizar em apenas uma etapa a extração por prensagem com oleaginosas com elevado teor de óleo, uma parte considerável deste pode ficar contido na torta ou farelo resultante, ocasionando uma perda indesejada de produto (HAMM, HAMILTON, CALLIAUW, 2013). Portanto para óleos com alto teor de óleo,

recomenda-se a utilização de uma extração mecânica seguida de uma extração química, de modo que a primeira consegue extrair cerca de 70% do óleo e a segunda reduz o teor de óleo da torta para até 0,5% (HAMM, HAMILTON, CALLIAUW, 2013).

#### *5.1.1.2 Extração por solvente*

A extração por solvente é uma etapa que remove o óleo de uma oleaginosa através do contato com um solvente orgânico, no qual é comumente utilizado o hexano. A temperatura deste processo é limitada pela pressão de vapor do solvente, visto que este não deve ser evaporado na etapa. Além disso, a elevadas temperaturas, a viscosidade do óleo é reduzida e a difusão entre os dois componentes é facilitada (O'BRIEN, 2009).

A oleaginosa reside no extrator por solvente durante 30 - 120 minutos, onde os sólidos da mistura são lavados em uma esteira para extrair o óleo. Cada lavagem diminui a concentração de óleo no sólido, sendo necessário de 4 - 10 lavagens para finalizar o processo. Após as lavagens, há uma drenagem gravitacional a fim de reduzir a retenção de solvente no material (HAMM, HAMILTON, CALLIAUW, 2013).

No processo de extração por solvente, a micela na superfície do material oleaginoso adentra na parede celular das células das oleaginosas, de modo que a pressão interna expelle o óleo aumentando a concentração deste na micela. Esse processo continua até que a concentração da micela dentro das células das oleaginosas entre em equilíbrio com a concentração da micela fora do material oleaginoso (HAMM, HAMILTON, CALLIAUW, 2013).

A estrutura celular das oleaginosas difere dependendo da origem do material, interferindo também no tempo requerido para que o equilíbrio das concentrações da micela dentro e fora do material oleaginoso ocorra (HAMM, HAMILTON, CALLIAUW, 2013).

Além do hexano, outros solventes são utilizados nesta etapa de extração como o dissulfeto de carbono, naftas de petróleo, benzeno, tricloroetileno, álcoois, pentano e dióxido de carbono supercrítico. Entretanto, o hexano comercial é o solvente mais utilizado ao longo do mundo, por sua vasta disponibilidade, baixo custo relativo, excelente difusividade por paredes celulares das oleaginosas, alta solubilidade em óleos, baixa solubilidade em água, baixo calor latente de vaporização, baixo calor específico e faixa de ebulição moderada. Mesmo assim, há algumas desvantagens no uso deste solvente como o vapor de hexano ser três vezes mais denso que o ar e traços de vapor de hexano em mistura com o ar pode gerar uma mistura explosiva (HAMM, HAMILTON, CALLIAUW, 2013).

O hexano comercial é uma mistura de hidrocarbonetos com uma temperatura de ebulição que varia de 65 - 69°C, contém aproximadamente 65% de hexano e o restante é composto por ciclopentano e isômeros de hexano (HAMM, HAMILTON, CALLIAUW, 2013).

A micela é separada por destilação, sendo que o solvente recuperado pode ser armazenado ou reutilizado no processo caso passe por um tanque de separação gravitacional, a fim de reduzir a umidade presente, e seja resfriado e filtrado (O'BRIEN, 2009).

A extração por solvente pode proporcionar um óleo de qualidade menor do que ao se realizar uma extração por prensagem, uma vez que aquela causa um aumento na concentração de componentes indesejáveis, como os fosfolípidos e corantes (O'BRIEN, 2009).

#### *5.1.1.3 Extração enzimática aquosa*

A extração enzimática aquosa age sobre a oleaginosa através do rompimento de sua parede celular, assim como seu complexo molecular lipoproteico e lipopolissacarídeo, em moléculas simples, liberando óleo (SANTOS e FERRARI, 2005).

Cada material oleaginoso possui uma estrutura de parede celular diferente, logo, para cada grão deve ser realizada uma seleção de enzimas que atuam de maneira mais eficiente de acordo com a composição do tecido vegetal da oleaginosa (SANTOS e FERRARI, 2005).

Este método apresenta diversas vantagens como operar sob condições moderadas de temperatura e pressão, não produz e/ou utiliza substâncias tóxicas ou perigosas e extrai altas concentrações de óleo (TAVARES *et al.*, 2021).

Entretanto este processo possui uma desvantagem quanto a sua viabilidade econômica, de modo que a quantidade de enzimas utilizadas deve ser superior a 1% em relação ao peso de matéria-prima. E, considerando o elevado custo das enzimas comerciais, este método não é o recomendado para se utilizar (SANTOS e FERRARI, 2005).

#### *5.1.1.4 Extração com fluido supercrítico*

Este procedimento funciona com a utilização de um fluido sob condições supercríticas para realizar a extração de óleos vegetais. O fluido mais amplamente utilizado é o dióxido de carbono devido a suas características favoráveis de operação, pelo fato de ser inerte e seguro (MAUL, WASICKY e BACCHI, 1996).

Para que se atinja o ponto crítico (momento em que uma substância passa para um estado intermediário entre líquido e gás, possuindo características desses estados), é necessário que ocorra um aumento suficiente da pressão e/ou temperatura do sistema (MAUL, WASICKY e BACCHI, 1996).

Dentre as vantagens dessa metodologia podem ser citadas a fácil remoção dos solventes utilizados, a baixa alteração térmica dos extratos, os rápidos fluxos de extração e a possibilidade de extrair grandes quantidades de óleo (MAUL, WASICKY e BACCHI, 1996).

Entretanto, como é possível perceber em diversas divulgações científicas como em Maul, Wasicky e Bacchi (1996) e Pinto, Pinto e Jardim (2006), o método em questão ainda é altamente custoso, considerando os equipamentos utilizados.

#### *5.1.1.5 Extração auxiliada por ultrassom*

A extração auxiliada por ultrassom consiste em, através da utilização de ultrassom, gerar cavitação - formação de bolhas na extração - a qual rompe a superfície da oleaginosa, favorecendo a transferência de massa e acelerando a difusão. Desse modo, o solvente que realiza a extração, conseguirá adentrar na matriz sólida mais facilmente, obtendo maiores quantidades de óleo (TAVARES *et al.*, 2017).

A utilização de ultrassom auxilia para que se obtenha alta produção de óleo com um tempo de extração e volume de solvente baixos (TAVARES *et al.*, 2017). Além disso, opera sob condições térmicas baixas, reduz o dano térmico e preserva a estrutura molecular do óleo extraído (RAJENDRAN, GURUNATHAN e SELVAKUMARI, 2021).

Apesar de parecer uma tecnologia promissora, de acordo com Tavares *et al.* (2017), esse procedimento ainda não foi aplicado para se obter óleo de crambe. Ademais, esse mecanismo não se tem mostrado rentável (RAJENDRAN, GURUNATHAN e SELVAKUMARI, 2021).

#### **5.1.2 Refino de óleos vegetais**

As etapas de refino do óleo podem variar dependendo da finalidade de sua utilização, pois elas nada mais são do que ajustes das propriedades físico-químicas relativas àquele óleo (RAMALHO e SUAREZ, 2013).

Os processos de refino podem ser separados em dois tipos, o refino químico e o refino físico. O refino físico ocorre pela remoção de ácidos graxos livres por destilação e de

fosfatídeos e outras impurezas utilizando destiladores a vapor. O refino químico ocorre quando há neutralização de ácidos graxos livres, fosfatídeos e outras impurezas com alguma solução alcalina (O'BRIEN, 2009).

Para a CramBIO<sup>®</sup> aderiu-se à rota de realizar uma degomagem aquosa seguida de uma degomagem ácida no óleo cru, que será neutralizado com solução de hidróxido de sódio e, por fim, irá separar a borra do óleo, este que será secado à vácuo para armazenamento. Esta metodologia foi a que se mostrou mais eficiente e rentável em relação a outras tecnologias de refino (COSTA *et al.*, 2019).

A seguir estão apresentadas as principais formas de refino de óleos vegetais, assim como suas vantagens e desvantagens.

#### 5.1.2.1 Degomagem aquosa

Este processo possui como objetivo principal produzir um óleo que ao ser transportado ou armazenado não deposite resíduos. Além disso, a degomagem aquosa remove apenas os fosfatídeos hidratáveis do óleo cru, de modo que ainda há presença de fosfolípidos não hidratáveis no produto, necessitando de outro processo que os remova. Apesar disso, a degomagem aquosa se mostra muito eficiente na remoção de fosfatídeos hidratáveis e opera em condições amenas (O'BRIEN, 2009).

Essa metodologia pode ser empregada em processos em batelada ou contínuos, sendo que são alteradas somente as temperaturas e os tempos de reação; os dois procedimentos serão explicados a seguir.

Em batelada, cerca de 2% de água em volume de óleo entra em contato com este cru por agitação mecânica em um tanque de mistura. Geralmente, é utilizado uma quantidade de água relativa a 75% dos fosfatídeos presentes no óleo. A falta e o excesso de água nesta etapa podem ocasionar em gomas escuras e viscosas, óleo escuro e/ou perda excessiva de óleo durante a hidrólise. A hidratação se completa em aproximadamente 30 minutos de agitação em uma temperatura de 60 - 71°C (O'BRIEN, 2009).

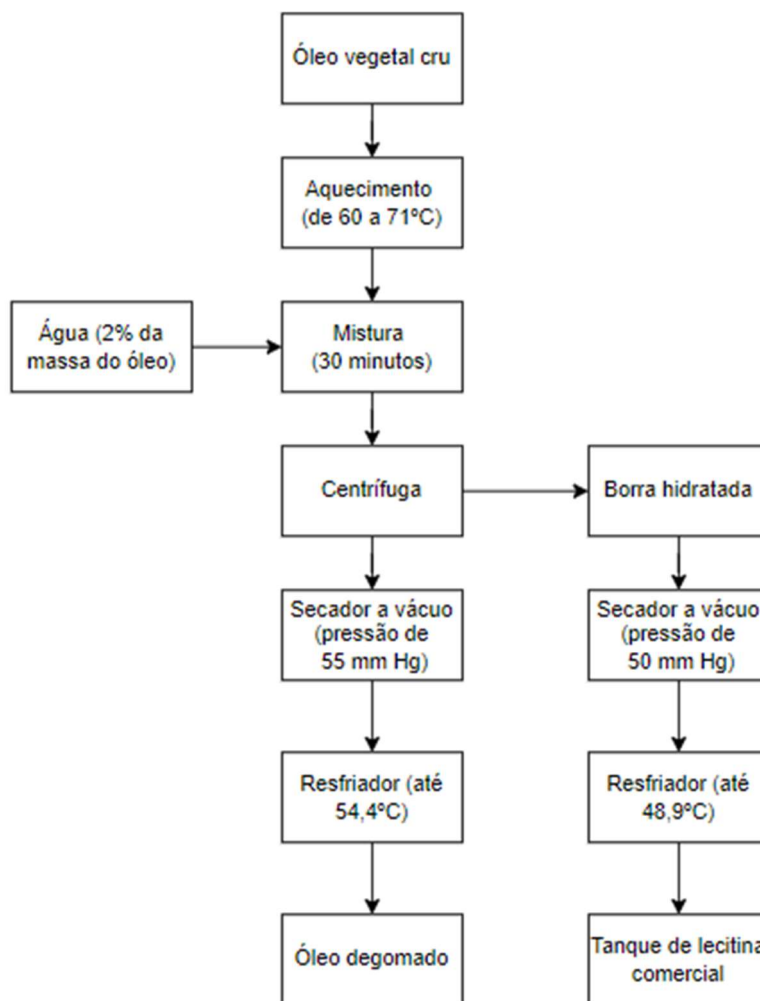
No sistema contínuo, o óleo é preaquecido até a temperatura de 80°C e é misturado gentilmente com água por 1 - 15 minutos. A temperatura é um fator importante visto que a degomagem é menos eficiente a elevadas temperaturas devido ao aumento da solubilidade dos fosfatídeos no óleo. Além disso, em temperaturas menores, o aumento da viscosidade do



óleo faz com que a separação dos fosfatídeos seja mais difícil. Após a hidratação, a lama e o óleo degomado formados podem ser separados por centrífugas.

A Figura 14 a seguir representa o processo de degomagem mais utilizado nas indústrias dos Estados Unidos da América.

Figura 14 - Processo de degomagem aquosa.



Fonte: Adaptado de O'Brien (2009).

Esse processo se mostra necessário para o refino do óleo de crambe, uma vez que a quantidade de fosfatídeos presente no óleo é elevado, necessitando a sua remoção. Além disso, é nesse procedimento em que se é gerado um subproduto de valor comercial, que é a lecitina.

#### 5.1.2.2 Degomagem ácida

A degomagem ácida possui por finalidade converter os fosfatídeos não hidratáveis, que consistem basicamente de sais de cálcio e magnésio de ácido fosfatídico e fosfatidiletanolamina, em fosfatídeos hidratáveis que podem ser facilmente separados por degomagem aquosa (O'BRIEN, 2009).

O processo é realizado pré aquecendo o óleo a 70°C e, em seguida, uma solução concentrada de ácido cítrico é adicionada para decompor os fosfatídeos não hidratáveis. A reação do ácido com o óleo forma um complexo com íons metálicos de cálcio e magnésio que pode ser facilmente removido pela fase aquosa (O'BRIEN, 2009).

Passado o período de reação, a mistura é resfriada até 40°C e adiciona-se água a fim de promover a dissociação do ácido fosfatídico e fosfatidiletanolamina livres. A mistura é separada posteriormente em uma centrífuga fornecendo óleo degomado e cristais fosfatídicos na forma líquida (goma) (O'BRIEN, 2009).

As gomas geradas no processo não podem ser comercializadas como lecitina devido a sua composição química, a qual apresenta porções de fosfatídeos diferentes dos presentes nas gomas do processo de degomagem aquosa (O'BRIEN, 2009).

Ácido fosfórico e cítrico são geralmente utilizados devido seu grau alimentício, sua força e característica de realizarem ligações bivalentes com íons metálicos. O último ácido é preferível visto que não aumenta a concentração de fósforo na mistura (O'BRIEN, 2009).

O valor de fósforo residual obtido geralmente é abaixo de 30 ppm e, apesar de ser relativamente baixo, ainda não atende à norma de qualidade dos óleos. Assim, faz-se necessário a utilização do processo de degomagem aquosa.

### 5.1.2.3 Degomagem a seco

Este processo é realizado a partir do tratamento do óleo com ácido a fim de decompor os complexos de íon metálico/fosfatídeos para que se possa ser misturado com terra diatomácea (O'BRIEN, 2009).

A degomagem a seco pode ser realizada nos mesmos equipamentos em que ocorre o branqueamento, funcionando da seguinte forma. Ácido fosfórico é dispersado no óleo em uma fração de 0,05 a 1,2% entre 80 e 100°C. Após o tempo de reação, é possível adicionar água para aumentar a eficiência do branqueamento antes de adicionar 1 a 3% de terra diatomácea e reduzir a pressão do sistema. Em seguida, o óleo é aquecido até a temperatura de 120 a 140°C por 15 minutos e resfriado até 100°C. Por fim, a terra diatomácea é removida do sistema através de uma filtração (O'BRIEN, 2009).

É geralmente utilizado para óleos com baixo teor de fósforo e possui uma enorme vantagem que é o fato de não gerar nenhum efluente aquoso nesse procedimento (O'BRIEN, 2009).

Este procedimento não foi adotado pela CramBIO<sup>®</sup>, visto que o óleo de crambe possui um teor elevado de fosfatídeos, desse modo, a degomagem a seco não seria eficiente.

#### *5.1.2.4 Degomagem enzimática*

A degomagem enzimática inicia-se com o ajuste do pH do óleo cru ou pós degomagem aquosa, para que os fosfolipídeos não hidratáveis sejam degradados mais facilmente pela enzima. Em seguida, a enzima é adicionada, pura ou em solução aquosa, a um reator misturador para que se tenha uma distribuição ótima da enzima no óleo (HAMM, HAMILTON, CALLIAUW, 2013).

A dosagem de enzima a ser empregada depende do tipo de enzima e da concentração de fosfolipídeos no óleo, de modo que pode variar entre 50 - 200 ppm. A quantidade de enzimas implica no tempo e temperatura de reação. Por fim, a mistura é separada por centrifugação, obtendo-se assim, óleo degomado (HAMM, HAMILTON, CALLIAUW, 2013).

As vantagens desse processo são a operação em condições amenas, alta produção de óleo degomado e possível curto tempo de operação. Entre as desvantagens se encontra o elevado custo e seletividade das enzimas e rara aplicação industrial (HAMM, HAMILTON, CALLIAUW, 2013). Esses pontos inviabilizam esse processo em alta escala.

#### *5.1.2.5 Nanoneutralização*

O refino químico com nanoneutralização pode ser realizado através da adição de uma mistura de óleo cru ou óleo após degomagem aquosa com uma solução cáustica em nano reatores sob alta pressão (40 - 80 bar). As condições de pressão e modelagem interna do reator fazem com que se tenha uma alta turbulência e elevadas forças de cisalhamento, de modo que se obtenha uma ótima mistura entre o óleo cru e a solução cáustica. A mistura sai do reator em uma pressão de 3 - 4 bar, podendo assim, ser destinada diretamente à centrífuga. Por fim, o óleo nanoneutralizado pode ser destinado a uma lavagem ou passar por um processo de tratamento por sílica (HAMM, HAMILTON, CALLIAUW, 2013).

Dentre as vantagens deste processo podem ser destacadas reduções significativas no consumo de ácido fosfórico/cítrico e no uso de soda cáustica, além de uma mistura mais eficiente entre o óleo cru e a solução cáustica (HAMM, HAMILTON, CALLIAUW, 2013).

Já as desvantagens são basicamente três: o processo não apresenta uma cavitação uniforme, é requerido uma alta quantidade de energia e a aplicabilidade desse refino se dá apenas em processos em batelada (HAMM, HAMILTON, CALLIAUW, 2013). Sendo assim, tal processo se mostra inviável para implementação.

#### *5.1.2.6 Branqueamento*

Neste processo, terras clarificantes, ativadas ou naturais, são utilizadas como adsorventes para remover pigmentos do óleo a fim de clarificá-lo (MANDARINO, HIRAKURI e ROESSING, 2015).

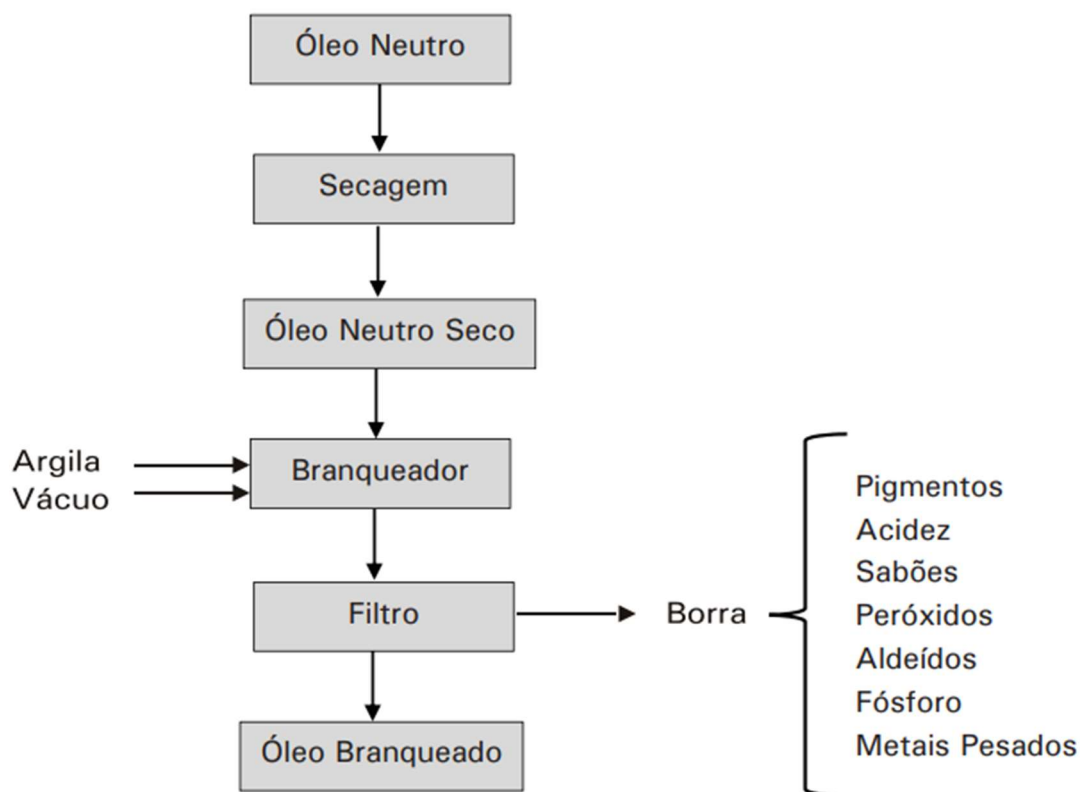
Mesmo após a etapa de centrifugação, o óleo ainda contém umidade, entretanto, a ação das terras clarificantes é mais efetiva em meio anidro, desse modo, o primeiro passo para o processo de branqueamento deve ser a secagem (MANDARINO, HIRAKURI e ROESSING, 2015).

No branqueamento, o óleo é seco a temperaturas entre 80°C e 90°C, a vácuo, por 30 minutos. Após, por sucção, adiciona-se terra clarificante ao óleo na quantidade requerida e, por meio de agitação, é realizada a mistura dos componentes em temperaturas de 80°C a 95°C durante 20 a 30 minutos. Por fim, é resfriada a mistura de 60°C a 70°C e separa-se o óleo através de filtros-prensa (MANDARINO, HIRAKURI e ROESSING, 2015).

A torta gerada após a filtração contém cerca de 50% de óleo, sendo que, caso tenha aplicação de ar comprimido, esse teor é diminuído a 30% - 35%. Podendo ser ainda mais reduzido com insuflação de vapor direto, porém isso causa efeito adverso sobre os panos do filtro-prensa e produz óleo de baixa qualidade. Além disso, o “bolo” depois desse tratamento é descartado (MANDARINO, HIRAKURI e ROESSING, 2015).

A Figura 15 a seguir apresenta um esquema simplificado do processo de branqueamento. Devido à elevada geração de efluentes e por se tratar de um processo não determinante para o produto final requerido, optou-se por não realizar o branqueamento.

Figura 15 - Processo de branqueamento.



Fonte: Mandarino, J. M; Hirakuri, M. H.; Roessing, A. C. (2015).

#### 5.1.2.7 Desodorização

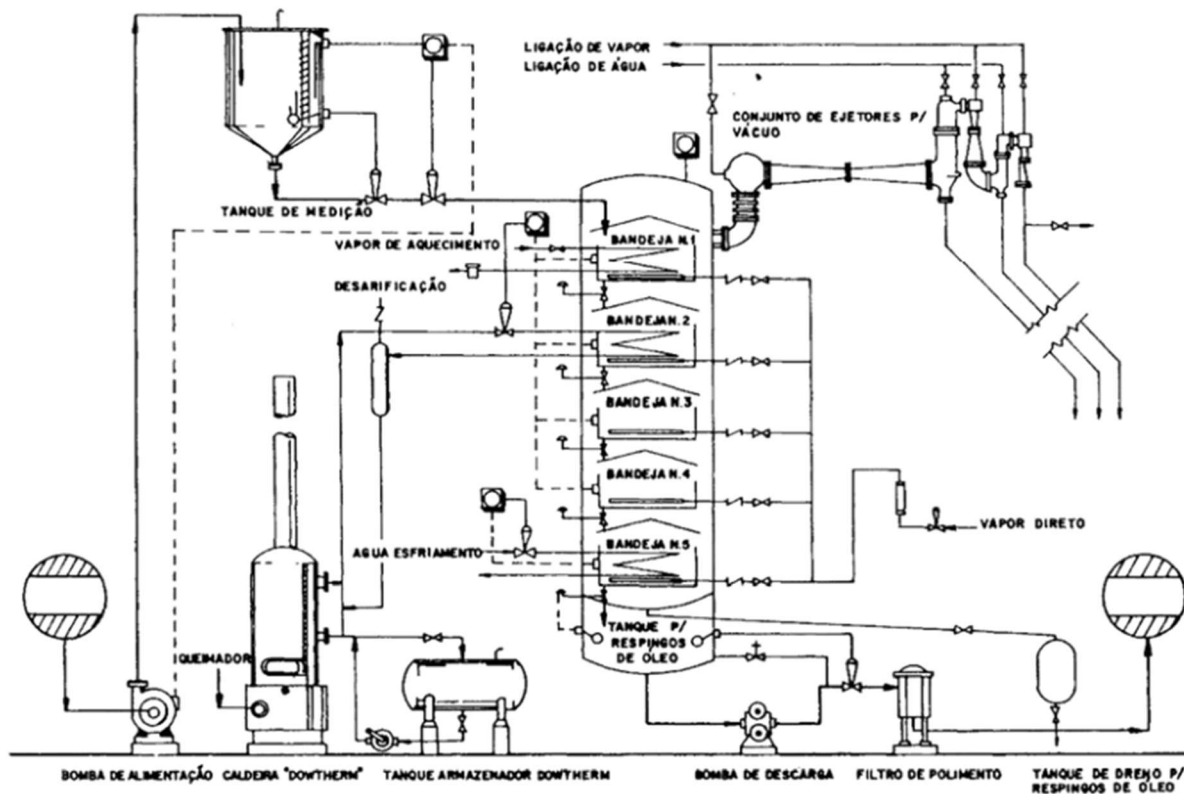
Este processo possui três objetivos, remover componentes voláteis, componentes de menor valor agregado e contaminantes, remover sabores diferentes e degradar termicamente pigmentos (O'BRIEN, 2009).

A desodorização opera em condições de vácuo (pressão absoluta de 2 mm de Hg a 8 mm de Hg) e temperatura de 20°C a 25°C com insuflação direta de vapor para que se alcance a completa desodorização e também uma quase completa remoção dos ácidos graxos livres residuais. A presença de vácuo no sistema reduz o consumo de vapor direto, o tempo de processo e o perigo de oxidação e hidrólise do óleo (MANDARINO, HIRAKURI e ROESSING, 2015).

Esse procedimento pode ser realizado com fluxos descontínuos, semicontínuos ou contínuos, porém o mais aplicado em indústrias de médio e grande porte é o semicontínuo. Este é desenvolvido utilizando o aparelho do tipo Girdler, exibido na Figura 16 a seguir, em que possui cinco ou mais bandejas de aço inoxidável, sendo que as primeiras pré aquecem o óleo, as intermediárias são responsáveis por aquecê-lo até uma temperatura de 230°C e 240°C

através da insuflação de vapor direto e, a última, resfria a 40°C - 45°C. O óleo é transferido de uma bandeja a outra através de controle automático e permanece em cada uma durante cerca de 30 minutos (MANDARINO, HIRAKURI e ROESSING, 2015).

Figura 16 - Equipamento tipo Girdler para desodorização semicontínua.



Fonte: Mandarino, Hirakuri e Roessing (2015).

Segundo Costa *et al* (2017), o óleo de crambe é considerado um óleo não-comestível, desse modo, não é destinado à indústria alimentícia. Assim como, seu custo de operação é relativamente alto, inviabilizando sua implementação no processo industrial.

## 6 PROJETO DO PROCESSO

### 6.1 PROCESSO RESUMIDO

O processo produtivo do óleo de crambe refinado possui duas etapas principais, sendo elas:

- 1) Extração do óleo;
- 2) Refino do óleo bruto.

De acordo com as classificações de tecnologias existentes para a produção de óleo há um pré-tratamento que consiste em processos para facilitar a separação de gorduras/óleos das fontes. O pré-tratamento pode ser por enzimas ou microrganismos, vivos ou mortos ou de matéria-prima vegetal.

Para remover o óleo utiliza-se as tecnologias de extração mecânica, com o auxílio de extrusoras, rolos ou prensas, e/ou utilizando extratores para facilitar a remoção do óleo da fonte. A extração mecânica pode ser a quente, através do aquecimento ou não-resfriamento da oleaginosa.

A necessidade de novas técnicas reside no fato de que os métodos tradicionais têm diferentes deficiências, como mais energia, mais tempo, baixo rendimento e menos ecologicamente correto (SHARMA *et al.*, 2019) Os métodos físicos de extração do óleo conseguem recuperar apenas cerca de 80% do óleo presente na matéria oleaginosa; portanto, para recuperar os 20% restantes, uma tecnologia diferente deve ser aplicada (PUERTOLAS, ALVAREZ-SABATEL e CRUZ, 2016). A extração por solvente é amplamente adotada devido à simplicidade e economia do processo.

Quando se utiliza extrator por solvente é possível colocá-lo em contracorrente em combinação com extrusoras, utilizar gases ou vapores supercríticos, ultrassom e qualquer tratamento pós-separação necessário dos meios de extração. A separação de óleos e gorduras também pode ocorrer com a aplicação direta de calor, que pode ser proveniente de água, soluções ou vapor.

O refino do óleo pode ser via reação química (com ácidos, bases ou agentes oxidantes), adsorção, destilação (com uso de gases ou vapores indiferentes) ou por meios mecânicos, utilizando-se de processos simples, como decantação ou centrifugação.

A primeira etapa objetiva a extração do óleo partindo da semente de crambe. Para este fim são realizadas as extrações mecânicas e com solvente, de modo a maximizar a quantidade

de óleo extraído. Essa etapa também gera um farelo de crambe, que segundo estudos de Mendonça *et al.* (2015) pode ser comercializado como ração de ruminantes.

A rota tecnológica escolhida para a etapa de extração teve como bases a patente US 2005/0069614 A1 e documentos da Embrapa, ambos referentes à extração do óleo de soja, oleaginosa com diversas propriedades físico-químicas semelhantes ao crambe, conforme estudos de Carrera *et al.* (2012). A partir dessas bases, realizaram-se adaptações sugeridas em estudos com enfoque na extração e refino do óleo de crambe.

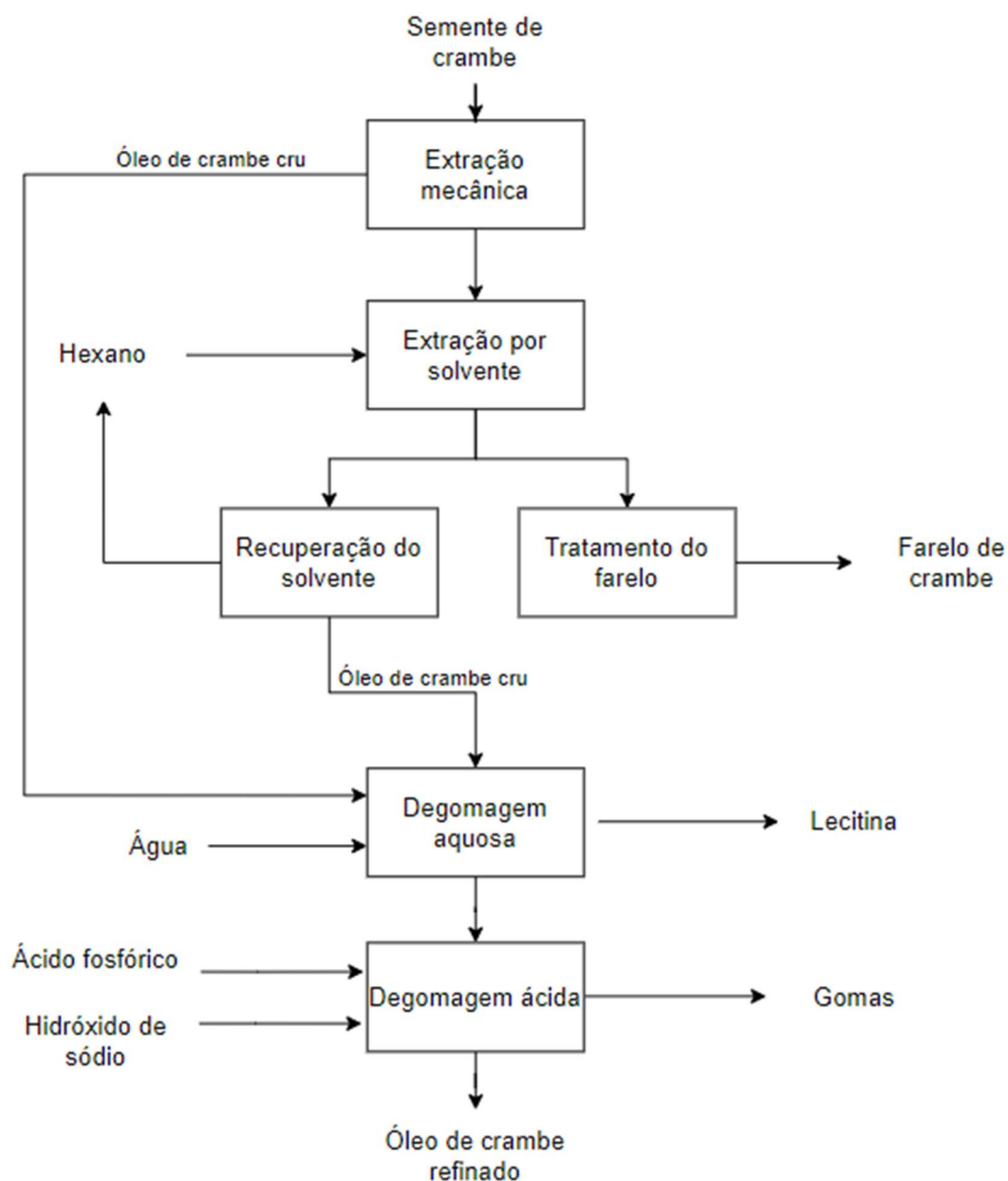
O óleo extraído contém muitas impurezas, como ácidos graxo livres (AGLs), fosfolipídios e outras substâncias que precisam ser retiradas ou ao menos diminuídas, de modo a cumprir com os requisitos de qualidade de biodiesel conforme a Resolução ANP N° 798, de 01/08/2019 - DOU 2.8.2019. Desse modo, a segunda etapa visa refinar o óleo de crambe para que este esteja com as condições de qualidade adequadas para a produção de biodiesel.

A primeira etapa de refino físico de óleos vegetais, chamada de degomagem aquosa, baseia-se no fato dos fosfolípidos terem tendência a se hidratar e formar agregados de alto peso molecular na presença de água. Estes são insolúveis no óleo e, dessa forma, podem ser removidos como gomas úmidas utilizando separação mecânica. Na sequência, as gomas são secas, gerando lecitinas com, aproximadamente, 50 a 65% de lipídios polares, na sua maioria fosfolipídios (GUNSTONE, 2008; MUSTAKAS, KOPAS e ROBINSON, 1965). Em geral, a lecitina possui aplicação como emulsificantes, dispersantes, modificadores de estrutura e estabilizadores de alimentos e rações, estes são não tóxicos, mas altamente funcionais na forma de fosfolipídio de lecitina ou ácido fosfatídico (PA) (COSTA *et al.*, 2017; GUNSTONE, 2008; MUSTAKAS, KOPAS e ROBINSON, 1965). A composição típica de uma lecitina de soja sem óleo comercial é 81% de fosfolipídios (principalmente PCs, PEs e PIs), 10% de glicolipídios e 6% de carboidratos (HAMM, HAMILTON e CALLIAUW, 2013).

O processo descrito acima pode ser resumido no diagrama de blocos abaixo, na Figura 17.



Figura 17 - Diagrama de blocos simplificado do processo.



Fonte: Autores (2021).

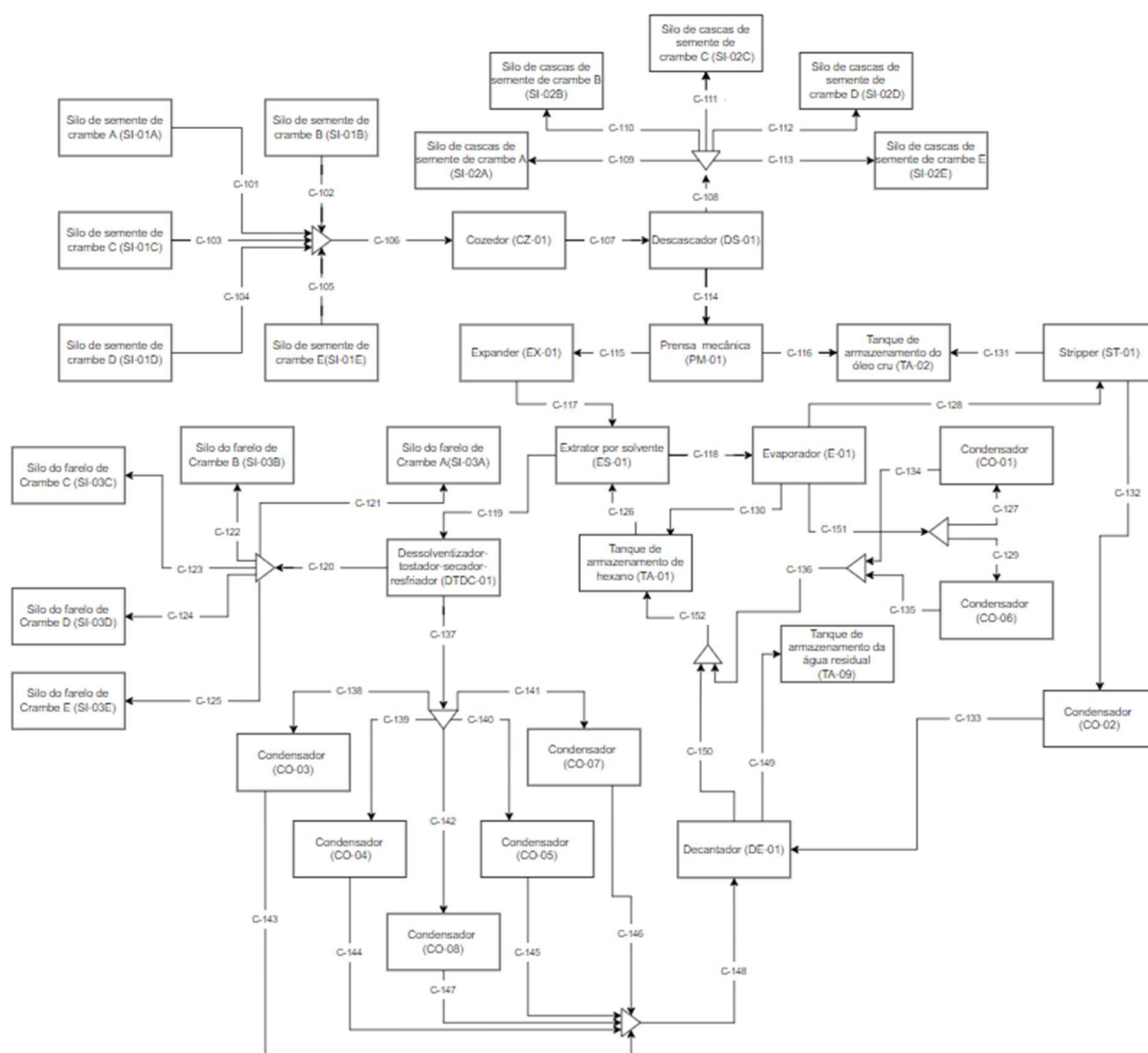
## 6.2 PROCESSO DETALHADO

Cada etapa do processo contém operações unitárias específicas, que garantem a produção do óleo de crambe dentro das normas brasileiras para a produção de biodiesel. A seguir, cada etapa e suas operações unitárias serão especificadas.

## 6.2.1 Extração do óleo

A rota tecnológica da etapa de extração do óleo de crambe é semelhante à rota da extração do óleo da soja, presente em documentos da Embrapa e na patente US 2005/0069614 A1. O fluxograma da rota tecnológica referente a extração utilizada pela CramBIO<sup>®</sup> está representado na Figura 18.

Figura 18 - Fluxograma da extração do óleo de crambe na CramBIO<sup>®</sup>.



Fonte: Autores (2021).

O fluxograma se inicia pelos silos de semente de crambe (SI-01A, SI-01B, SI-01C, SI-01D e SI-01E) que contêm as sementes utilizadas para a obtenção de óleo, sendo reabastecido periodicamente para que sempre haja matéria-prima para o processo de extração.

Antes da extração mecânica e por solvente, as sementes de crambe passam por processos de cozimento e descascamento, respectivamente, realizados para aumentar a eficiência em relação ao óleo extraído da semente da prensagem mecânica posterior (MANDARINO, HIRAKURI e ROESSING, 2015; FELBERG e CABRAL, 2001) e para aumentar a qualidade do farelo (FALASCA *et al.*, 2010; PITOL *et al.*, 2010).

Desse modo, as sementes vão ao cozedor pela corrente C-106, onde são aquecidas e umidificadas. Para o cozimento, é utilizado vapor que entra pela corrente C-301. As sementes cozidas são carregadas pela corrente C-107 até o descascador, o qual retira as cascas das sementes, de modo a aumentar a eficiência na posterior prensagem mecânica e a qualidade do farelo produzido na extração química (FELBERG e CABRAL, 2001; FALASCA *et al.*, 2010). As cascas seguem pela corrente C-108 para o silo de cascas de semente de crambe (SI-02), sendo armazenadas para posteriormente serem utilizadas para queima na caldeira da instalação.

Uma importante diferença entre as extrações do óleo de soja e do óleo de crambe se dá entre essas etapas de cozimento e descascamento. Na rota da soja, é comum uma etapa adicional de trituração e laminação do grão, a fim de reduzir seu tamanho e aumentar a eficiência da prensagem (MANDARINO, HIRAKURI e ROESSING, 2015). Entretanto, o grão de soja possui um diâmetro entre 5 e 10 mm (HAMM, HAMILTON e CALLIAUW, 2013), enquanto o grão de crambe possui entre 0,8 e 2,55 mm (LALAS *et al.*, 2012). Mandarino, Hirakuri e Roessing (2015) comentam que a trituração e laminação do grão de soja são feitas utilizando rolos de aço inoxidável, de modo que são obtidos flocos com espessura de 2 a 4 mm, valores maiores do que o grão de crambe inteiro. Visto isso, acredita-se que as etapas de trituração e laminação não são necessárias para o crambe, de modo que estas não se encontram presentes na rota tecnológica da CramBIO®.

As etapas subsequentes da rota da extração do crambe são as mesmas que a da extração da soja. Os grãos descascados e aquecidos partem para uma prensa mecânica do tipo *expeller* pela corrente C-114, onde são prensados a fim de se retirar cerca de 70% do óleo presente neles (ATABANI *et al.*, 2013; FUNDAÇÃO MS, 2010). Com isso, a prensa mecânica (PM-01) possui duas correntes de saída, sendo estas a corrente C-116 contendo o óleo extraído e a corrente C-115 contendo a torta de crambe gerada pela prensagem.

Enquanto o óleo extraído já parte pela corrente C-116 para o tanque de armazenamento de óleo cru (TA-02), a torta de crambe passa por mais processos para que o restante do óleo contido nela seja extraído.

A partir disso, a torta de crambe parte pela corrente C-115 até o *expander* (EX-01), equipamento responsável por realizar um tratamento térmico de curta duração em alta pressão de vapor, seguido de uma rápida despressurização até a pressão atmosférica (ZHANG, KOSEOGLU e RHEE, 1994). Isso faz com que a torta se torne uma estrutura porosa mais densa, aumentando a capacidade e eficiência da posterior extração por solvente (WIJERATNE, WANG e JOHNSON, 2004).

Após o tratamento térmico adequado realizado pelo *expander*, a torta segue pela corrente C-117 até o extrator por solvente (ES-01), que consegue extrair até 99,5% do óleo restante utilizando hexano como solvente, segundo a patente US 2005/0069614 A1. O extrator possui uma esteira na qual a torta de crambe passa enquanto é regada pelo hexano proveniente do tanque de armazenamento TA-01 através da corrente C-126. O solvente orgânico é liberado dentro do equipamento por diversas saídas que seguem o caminho da esteira e retira o óleo conforme entra em contato com a torta. A mistura de óleo e hexano é denominada micela, a qual é realimentada pelas mesmas saídas de hexano do equipamento para garantir a maior eficiência de extração química.

A micela enfim sai do extrator por solvente pela corrente C-118 a uma concentração de 23% de óleo (HAMM, HAMILTON e CALLIAUW, 2013) em direção ao evaporador (E-01), enquanto o farelo de crambe, nome dado à torta que sai do extrator por solvente, segue para tratamento no decantador-tostador-secador-resfriador (DTDC) pela corrente C-119 a fim de retirar o restante de hexano acumulado e poder ser vendido como ração para ruminantes. Nesse equipamento, o farelo passa por aquecimentos à base de vapor e, posteriormente, por um resfriamento e secagem (HAMM, HAMILTON e CALLIAUW, 2013) para, enfim, ir em direção aos silos de farelo de crambe SI-03 pela corrente C-120 e ser armazenado para futura venda.

Existem quantidades altas de hexano gasoso e vapor que saem do DTDC-01 e precisam ser condensados. Desse modo, o equipamento possui as saídas C-138, C-139, C-140, C-141 e C-142 contendo a mistura gasosa com 91% de hexano e 9% de vapor (HAMM, HAMILTON e CALLIAUW, 2013). Para fim de integração energética do processo e uma economia tanto da demanda de água quanto de vapor, as correntes C-138, C-139, C-140 e C-141 foram utilizadas para aquecer diversas correntes primárias da rota tecnológica. As correntes são destinadas, respectivamente, aos condensadores CO-03, CO-04, CO-05 e CO-

07. Enquanto que a corrente C-142 se destina ao condensador CO-08, este não fazendo parte da integração energética e utilizando água a 25°C como fluido frio. Mais detalhes acerca das correntes primárias aquecidas nos outros condensadores estão contidos no tópico “6.2.2 (Refino do óleo)”.

Os condensadores CO-03, CO-04, CO-05, CO-07 e CO-08 possuem, respectivamente, as correntes de saída C-143, C-144, C-145, C-146 e C-147, contendo hexano e água condensados que se destinam ao decantador DE-01.

Simultaneamente, a maior parte do hexano presente na micela que entra no evaporador de dois efeitos pela corrente C-118 é separado do óleo e sai por duas correntes e fases diferentes: líquido pela corrente C-130, diretamente em direção ao tanque de armazenamento de hexano TA-01, e gasoso pela corrente C-151 rumo aos condensadores CO-01 e CO-06, este que também agrega à integração energética da rota tecnológica ao utilizar uma corrente primária do processo como fluido frio para troca térmica e condensação do hexano.

A micela contendo 95% de óleo sai do evaporador E-01 pela corrente C-128 rumo ao *stripper* (ST-01), equipamento utilizado para retirar esta pequena quantidade de hexano que ainda resta, de modo a aumentar o teor de óleo até cerca de 97% (KEMPER, 1998). O equipamento utiliza vapor aquecido para separar o hexano do óleo, de modo que o vapor entra pela corrente C-314 e sai junto com o hexano pela corrente C-132 rumo ao condensador CO-02. A outra saída do *stripper* contém majoritariamente óleo, de modo que se destina ao tanque de armazenamento de óleo cru (TA-02) pela corrente C-131.

O condensador CO-02 é responsável por condensar o vapor e hexano gasosos que saem do *stripper* pela corrente C-132. Desse modo, a mistura se torna líquida e parte pela corrente C-133 até o decantador DE-01. Para a condensação das substâncias, se utiliza água que vem da corrente C-308 e sai pela corrente C-309.

A corrente C-133 chega ao decantador juntamente com a corrente C-148, sendo esta a corrente que une as correntes C-143, C-144, C-145, C-146 e C-147 mencionadas anteriormente. Com isso, tem-se no decantador DE-01 um processo de separação entre a água e o hexano, garantindo uma recuperação de 99,9% do hexano adicionado no extrator por solvente (HAMM, HAMILTON e CALLIAUW, 2013). O equipamento possui duas saídas, sendo a corrente C-150 contendo apenas hexano e se destinando ao tanque de armazenamento de hexano TA-01 e a corrente C-149 contendo majoritariamente água e destinada ao tanque de armazenamento de água residual TA-09.

O tanque de armazenamento de hexano TA-01, por sua vez, possui a entrada de hexano proveniente do evaporador E-01 pela corrente C-130 e o hexano recuperado no decantador e condensadores CO-01 e CO-06 pela corrente C-152. O tanque possui apenas uma saída, que destina hexano ao extrator por solvente pela corrente C-126.

A seguir serão explicadas as especificações referentes a cada operação unitária da etapa de extração do óleo.

#### *6.2.1.1 Silos de semente de crambe (SI-01)*

Os silos SI-01 possuem a função de estocar as sementes de crambe que chegarão à indústria. As sementes serão guardadas em um silo, sendo recomendado utilizar silos de milho para o crambe.

As sementes serão armazenadas com uma umidade de 7%, a qual é considerada ótima para espécies ortodoxas segundo Kermode (1997). O silo deve ser limpo, sem insetos, com pisos perfurados e com ventiladores para controlar a umidade no ambiente (BIODIESELBR, 2009).

A CramBIO<sup>®</sup> possui um total de cinco silos de armazenamento de crambe, todos idênticos em seus dimensionamentos, possuindo formato cilíndrico, 15 metros de altura e diâmetro próximo a 14 metros. Os silos fornecem 853.000 kg de semente de crambe por dia e são reabastecidos semanalmente, visto que possuem a capacidade de armazenar o suficiente para 7 dias de processo. Os silos escolhidos tanto para semente de crambe como para as cascas e farelo foram baseados no Anexo I.

#### *6.2.1.2 Cozedor (CZ-01)*

O processo de cozimento visa o rompimento das paredes celulares para facilitar a saída do óleo na prensa mecânica e o descascamento da semente. O cozimento é realizado em equipamentos chamados de cozedores constituídos de 4 a 5 bandejas sobrepostas aquecidas a vapor. O aquecimento pode ser feito de forma indireta em que é utilizado uma camisa de vapor do cozedor, ou de forma direta quando é introduzido de forma direta o vapor no interior do mesmo, o que conseqüentemente umedece o material e eleva muito mais rápido a temperatura. Esta deve ser elevada até 105°C e resultar em 20% de umidade dos flocos (MANDARINO, HIRAKURI e ROESSING, 2015). O tempo de cozimento ótimo, segundo

Felberg e Cabral (2001) é de 4 minutos. Tal condição garante um rendimento no descascador de 86,93%. Um exemplo de cozedor pode ser visto na Figura 19.

Figura 19 – Exemplo de cozedor industrial.



Fonte: Alliance (2021).

#### 6.2.1.3 Descascador (DS-01)

O segundo tratamento a ser feito com as sementes de crambe antes da extração de seu óleo é o descascamento. Apesar de estudos de Onorevoli (2012) e Rosseto *et al.* (2012) indicarem diferenças insignificantes no teor de óleo extraído de sementes de crambe com e sem casca, o descascamento contribui com uma maior qualidade do farelo de crambe, visando a venda como ração para ruminantes. De acordo com Falasca *et al.* (2010), o farelo de crambe processado com casca garante uma faixa de 25 a 35% de proteínas, enquanto o mesmo processado sem a casca garante uma faixa proteica entre 46 e 58%.

Além disso, a casca constitui, aproximadamente, 22% da massa da semente de crambe (PITOL *et al.*, 2010), de modo a permitir uma posterior economia da quantidade de solvente adicionada na extração química. A casca retirada, por sua vez, também pode ser utilizada para a queima e geração de energia em caldeiras.

O modelo de descascador utilizado foi o YDTZ da *Dalian Bugoo Engineering Company, Ltd*, chamado de *Soybean de-hulling machine/ soybean shelling machine*, o qual possui certificação da ISO9001 e atende às especificações da planta de processos. O modelo de descascador pode ser visto na Figura 20.

Figura 20 – Descascador utilizado.



Fonte: Bugoo (2021).

#### 6.2.1.4 Silos de cascas de sementes de crambe (SI-02)

Os silos SI-02 armazenam as cascas provindas do descascador DS-01. Os silos feitos de aço inox podem armazenar as cascas à umidade e temperatura ambientes, sendo estas, respectivamente, 6,3 - 7,8% e 25°C, durante 26 semanas sem decomposição significativa de seus glucosinolatos (BAKER, MUSTAKAS e MCGHEE, 1975).

Ao todo são 5 silos para a armazenagem das cascas, todos idênticos de formato cilíndrico com 15,5 metros de altura e 15,80 metros de diâmetro, assim armazenando as cascas referentes a 7 dias de processo.

#### 6.2.1.5 Prensa mecânica (PM-01)



A primeira extração do óleo de crambe se dá na prensagem mecânica das sementes. De acordo com ATABANI *et al.* (2013), prensas *expellers* (tipo parafuso) são mais eficientes na extração do óleo contido em sementes, garantindo uma faixa entre 68 e 80% de óleo extraído.

A patente US 2005/0069614 A1 indica a utilização de uma prensa mecânica com sistemas de pré-aquecimento para que as sementes atinjam entre 148 e 185 °C. O tempo de residência na prensa recomendado se dá entre 10 e 30 segundos, não podendo ser ultrapassados 60 segundos, para assim garantir a extração de até 85% do óleo de soja. Entretanto, para o óleo de crambe é possível extrair em torno de 70% do óleo total presente na semente (FUNDAÇÃO MS, 2010).

Este processo utiliza prensas contínuas a alta pressão com a finalidade de preparar a matéria-prima com alto teor de óleo, reduzindo entre 50% a 66,6% o óleo na semente para facilitar a extração por solvente, uma vez que reduzirá a quantidade de óleo a ser extraída, o tamanho do extrator e o volume de solvente usado (PIGHINELLI e GAMBETTA, 2012). Entretanto, o teor de umidade é um fator importante que influencia a recuperação de óleo. De acordo com Singh *et al.* (2002), quando o teor de umidade é reduzido de 7% para 3,5%, a recuperação do óleo aumenta de 67,9% para 82,5% para o óleo de crambe cozido e 63,5% para 78,5% para o óleo de crambe cru.

O óleo extraído na prensa PM-01 parte para o tanque de armazenamento do óleo de crambe cru (TA-02), enquanto a torta remanescente parte para o *expander* (EX-01) e após isso para o extrator por solvente (ES-01) para retirar o óleo que ainda permanece na torta. Um exemplo de prensa *expeller* pode ser observado na Figura 21.

Figura 21 – Exemplo de prensa *expeller*.



Fonte: HDC (2021).

#### 6.2.1.6 Expander (EX-01)

Consiste em um tratamento térmico de curta duração em alta pressão de vapor, seguido de uma rápida despressurização até a pressão atmosférica. O tratamento do expansor também requer uma etapa de resfriamento subsequente para atingir o nível de temperatura ambiente para interromper a degradação térmica e atender aos requisitos do consumidor de óleo de alta qualidade. O expansor remove a membrana externa, reduz a resistência da superfície à transferência de massa e aumenta a porosidade da matriz da semente. Especificamente, o solvente obtém maior difusividade dentro do grão de textura expansora (ZHANG, KOSEOGLU e RHEE, 1994).

Portanto, este equipamento converte os flocos provenientes da prensagem em uma estrutura porosa mais densa denominada *collets*, aumentando a capacidade e a eficiência da extração por solvente através do melhor contato entre o óleo e o solvente e a ruptura das células da semente (WIJERATNE, WANG e JOHNSON, 2004). O *expander* utilizado está ilustrado na Figura 22 e no Anexo M, neste último também contendo as informações de demanda de vapor do equipamento.

Figura 22 – Exemplo de *expander*.



Fonte: Anderson *International Corp* (2021).

#### 6.2.1.7 Extrator por solvente (ES-01)

De acordo com a patente US 2005/0069614 A1, é possível extrair 99,5% do óleo restante na torta em uma extração por solvente posterior à extração mecânica. Para tal, utiliza-se o hexano como solvente.

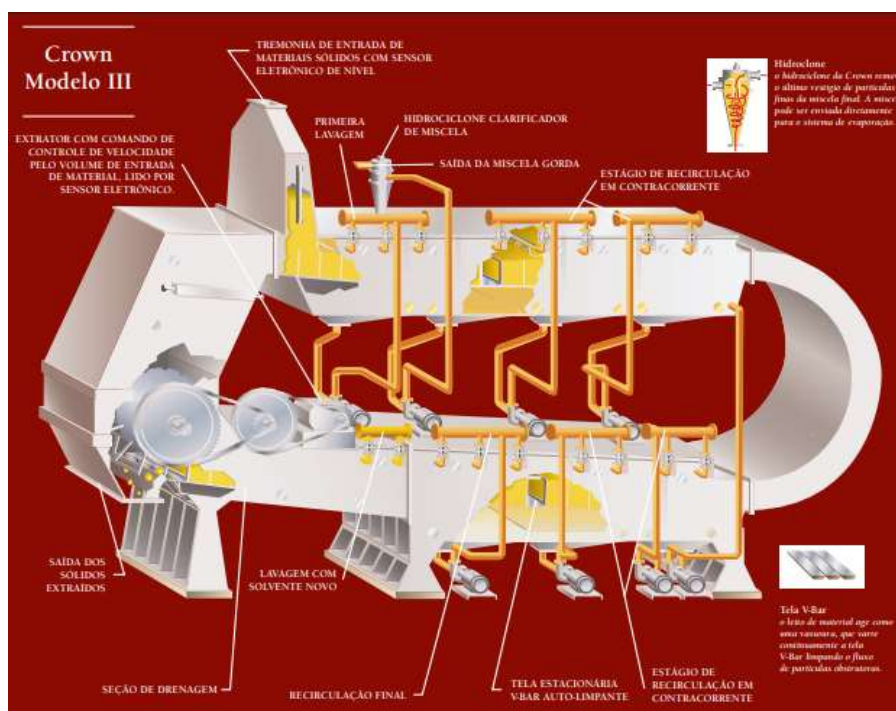
Estudos de Almeida *et al.* (2010) chegaram ao mesmo percentual de extração utilizando a razão mássica de 1 kg de hexano para cada 1,32 kg de materiais inertes da torta, os quais envolvem toda composição da torta excluindo o próprio óleo.

Segundo (HAMM, HAMILTON e CALLIAUW, 2013), extratores por solvente de estágio único requerem uma razão de 17,2 kg de solvente para cada kg de material a ser extraído, o que inviabiliza essa opção. Por isso, extratores multiestágios em contracorrente são requeridos para o processo.

Hamm, Hamilton e Calliau (2013) também comentam que a partir de 4 estágios a razão solvente/material diminui a ponto de viabilizar a extração e permite que 99,5% do óleo seja extraído. Com isso, a micela (nome dado à mistura contendo óleo e hexano) sai do extrator com uma concentração de 23% de óleo.

A partir dessas informações, o equipamento escolhido para a extração por solvente foi o *Crown Model III*, fornecido pela empresa *Iron Crown Works* e ilustrado na Figura 23.

Figura 23 – Representação do *Crown Model III*.



Fonte: *Iron Crown Works* (2021).

Neste equipamento, o óleo é alimentado através do funil de entrada, localizado na seção superior. A corrente interna é responsável pelo transporte do material durante todo o equipamento na seção superior, o qual foi conduzido por várias bombas de estágio durante esse período.

A seção posterior do extrator possui duas funções importantes. A primeira garante o giro do material, deixando o leito invertido ao sair da cauda. A segunda refere-se ao transporte da micela, adicionada na seção superior do equipamento, juntamente com a torta de crambe, gerando uma seção de imersão que auxilia na remoção de óleo na seção inferior do extrator. Essa etapa possui grandes rolos, que conduzem a corrente interna, garantindo que não haja desgaste nas placas fixas da seção da cauda.

Na parte inferior, foram realizadas sucessivas lavagens do material, até a última etapa, onde utilizou-se de solvente puro a fim de retirar o óleo remanescente. Já na seção onde ocorre a drenagem, o leito é elevado em uma rampa, garantindo que não haja transbordamento do excesso para a descarga. Na seção de descarga, por gravidade o material extraído cai em pequenos incrementos no transportador de flocos gastos, garantindo uma alimentação suave e contínua.

Na etapa de lavagem com solvente fresco, a micela percorre de estágio a estágio em contra-corrente ao longo da seção inferior do extrator. No final da parte inferior, um

controlador de nível automático bombeia a micela até a seção superior. Depois disso, o processo é repetido até a micela final ser removida da última etapa de lavagem na seção superior.

Por fim, na seção superior contém um ou mais hidrociclones que servem para bombear a micela inteira. Nessa etapa, todos os componentes finos presentes na micela foram removidos e destinados para o dessolventizador-tostador-secador-resfriador junto com o farelo de crambe remanescente. Já a micela lavada foi enviada para o evaporador 1 para recuperação do solvente.

#### 6.2.1.8 Dessolventizador - tostador - secador - resfriador (DTDC-01)

Este processo consiste em submeter a torta de crambe proveniente do processo de extração a correntes de vapor a fim de remover grandes quantidades de solvente. Além disso, este processo inativa os fatores antinutricionais, como os inibidores de tripsina e as lectinas ou fitohemaglutininas (HAMM, HAMILTON e CALLIAUW, 2013). A tecnologia proposta para utilização na CramBIO<sup>®</sup> é a detida pela Iron Crown Works, que é amplamente utilizada no mercado industrial com mais de 300 instalações no mundo inteiro e promete uma economia de vapor, segundo a empresa (CROWN IRON WORKS COMPANY, 2013).

A massa carregada de solvente, que provém do extrator por solvente ES-01, é alimentada na parte superior e distribuída uniformemente nos pratos de pré-dessolventização onde ocorre um aquecimento indireto para evaporação de solvente. A massa, então, percorre pelos pratos principais onde ocorre a injeção direta de vapor em contracorrente, e se adiciona quantidades controladas de água para o posterior cozimento. Nesta etapa ocorre a evaporação da maior parte do solvente. Em seguida, o prato de aspersão permite que o solvente residual seja evaporado para que o farelo prossiga para o sistema de secagem (CROWN IRON WORKS COMPANY, 2013).

A partir do *Desolventizer-Toaster* (DT), os *collets* passam pela válvula rotativa, diretamente para a seção de secagem do *Dryer-Cooler* (DC). A secagem e o resfriamento são realizados soprando ar aquecido na seção de secagem e usando ar ambiente para resfriar a torta na seção de resfriamento. O ar sai do DC e passa por ciclones, que podem ser substituídos por filtros, a fim de separar materiais particulados residuais (CROWN IRON WORKS, 2013).

O farelo de crambe na entrada do equipamento possui umidade de 10% e na saída possui 20%. Além disso, o vapor no equipamento opera a 10,3 bar e 185°C (HAMM, HAMILTON e CALLIAUW, 2013). O esquema disponibilizado pela *Iron Crown Works* está ilustrado na Figura 24.

Figura 24 – Modelo do dessolventizador - tostador - secador – resfriador.



Fonte: *Iron Crown Works* (2021).

#### 6.2.1.9 Tanque de armazenamento de hexano (TA-01)

O hexano utilizado no extrator por solvente é mantido no tanque de armazenamento TA-01. O tanque recebe hexano do distribuidor e também de correntes com a substância recuperada do processo, provindas do evaporador (E-01), condensador 1 e 6 (CO-01 e CO-06) e do decantador (DE-01). Visto que cerca de 99,9% do hexano utilizado no processo é recuperado (HAMM, HAMILTON e CALLIAUW, 2013), há reposição de parte do hexano após 15 dias.

O tanque de armazenamento deve estar fresco, seco e bem ventilado, distante de fontes de calor e ignição. Deve possuir piso impermeável, isento de materiais combustíveis e com dique de contenção para reter em caso de vazamento (PETROBRAS, 2019).

### 6.2.1.10 Evaporador 1 (E-01)

Segundo estudos de Potrich (2019), a micela contendo óleo e hexano que sai do extrator por solvente deve passar por um sistema de evaporadores e um *stripper* para que o hexano seja retirado e o óleo possa ir para as posteriores etapas de refino.

O evaporador de dois efeitos opera a fim de aquecer a micela a 65 °C e elevar o teor de óleo nela de 23% para 95%. O hexano evaporado parte para um condensador, enquanto a micela segue para um segundo evaporador (PARAÍSO, 2001).

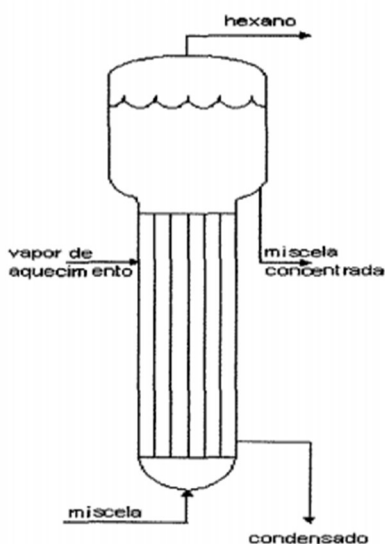
Segundo Paraíso (2001), os evaporadores utilizados nesse processo podem ser de tipo vertical de tubos verticais longos, cuja ilustração está na Figura 25.

O evaporador opera com vapor, que se depara com chicanas instaladas no feixe de tubos na entrada do equipamento, as quais provocam um movimento livre do vapor, do condensado e do não-condensado para a parte de baixo.

Entretanto, ao atingir a concentração de 95 % em óleo, a taxa de evaporação do hexano se torna muito baixa, assim sendo necessário um *stripper* para remover o hexano restante na micela (POTRICH, 2019).

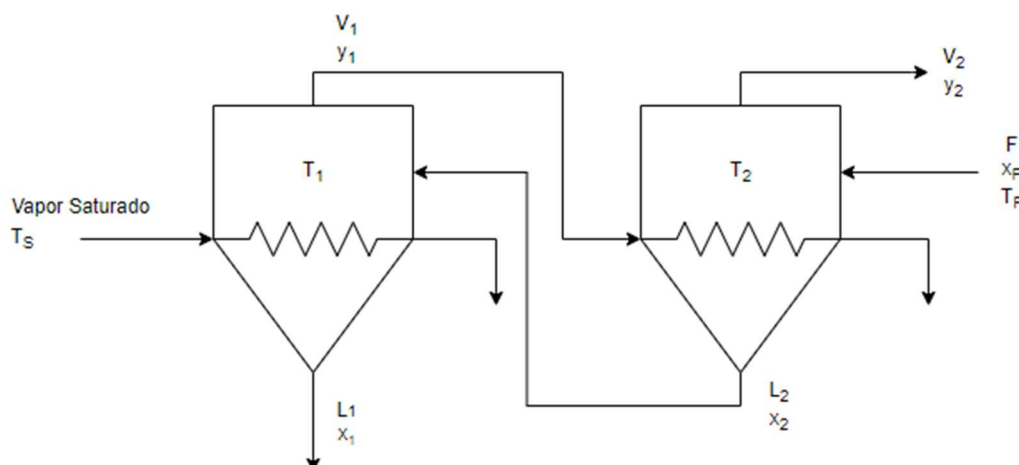
A fim de tornar o processo de evaporação mais eficiente optou-se por dimensionar um evaporador de dois efeitos com correntes cruzadas, conforme ilustra a Figura 26.

Figura 25 - Ilustração de um evaporador vertical de tubos verticais longos.



Fonte: Paraíso (2001).

Figura 26 - Esquema de um evaporador de dois efeitos com correntes cruzadas.



Fonte: Autores (2021).

Neste tipo de evaporador a alimentação entra no equipamento no segundo efeito e recebe calor do vapor produzido de hexano no segundo efeito. Assim, a micela, já mais concentrada, entra no primeiro efeito pela corrente L<sub>2</sub> e recebe calor do vapor saturado que é alimentado também no primeiro efeito. A micela com 95% de teor em óleo sai pela corrente L<sub>1</sub>. Como o vapor saturado fornece mais energia para a evaporação do que o vapor de hexano saturado, é previsto que a quantidade de vapor produzido no primeiro efeito seja maior do que a produzida no segundo.

#### 6.2.1.11 Stripper (ST-01)

A etapa envolvendo o *Stripper* é muito importante na destilação da micela. Ela tem a função de finalizar a extração do hexano no processo, pois, após passar pelos dois evaporadores, ainda há uma pequena parte do solvente que permanece no óleo. Na Figura 27, está representado o *Stripper*, enquanto na Figura 28 está o esquema do *Stripper* da COAMO.

Como ilustrado na Figura 27, o *stripper* é uma coluna alta e estreita, equipada com instalações internas, denominadas de estágios, no qual a micela corre, enquanto é soprado vapor direto em contracorrente, que arrasta consigo o solvente (FERNANDES-JUNIOR, 2009). A micela concentrada em óleo forma a corrente líquida que entra na parte superior e, ao atingir o estágio, forma um pequeno reservatório de líquido, que possibilita o contato entre o vapor direto e a micela. O vapor saturado entra no fundo do estágio que é distribuído no



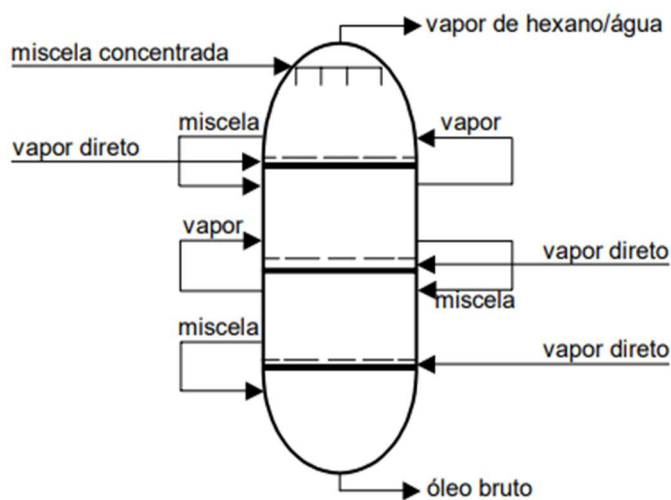
seio do líquido de modo a ocorrer o *stripper* do hexano presente no óleo. Ou seja, a remoção do hexano presente no óleo (PARAÍSO, ANDRADE e ZEMP, 2005).

Neste equipamento ocorre a operação inversa da absorção, portanto o gás solúvel que está presente na fase líquida é transferido para a fase gasosa em virtude da diferença de potencial químico, força motriz da transferência de massa (FOUST *et al.*, 1982).

Para contribuir com a mudança de fase do hexano bem como evitar ao máximo a condensação do vapor d'água, a temperatura da coluna deve ter um valor elevado (próximo a 120°C).

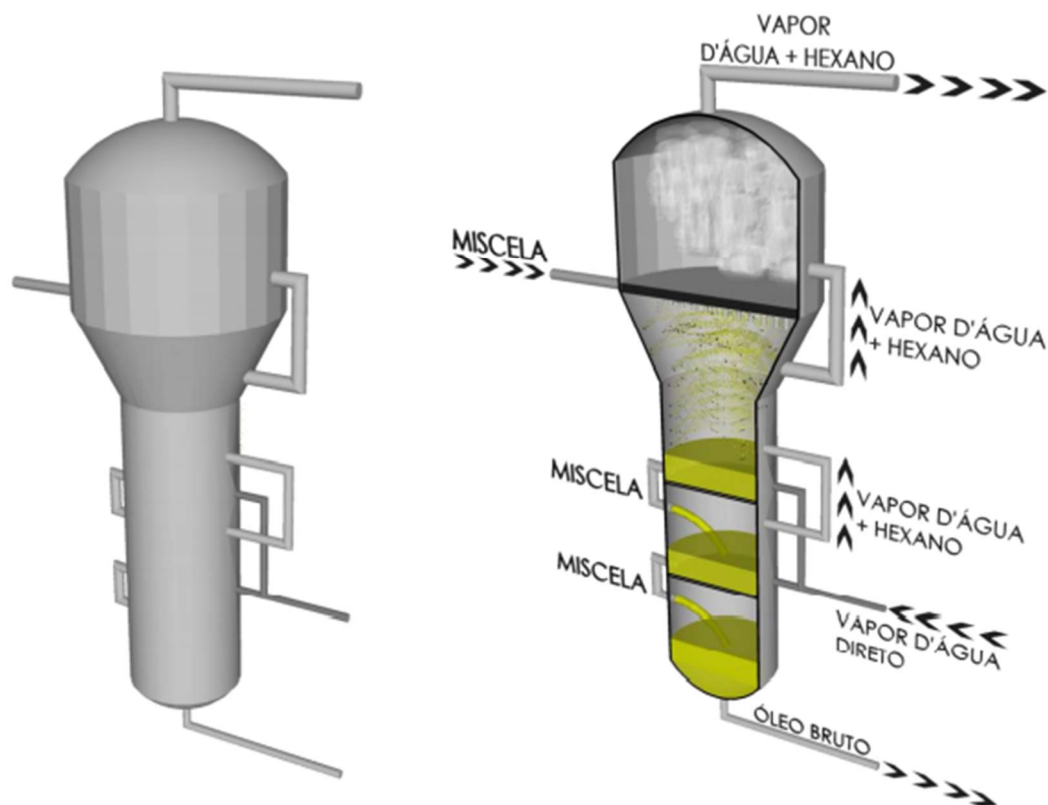
Segundo Kemper (1998), para maximizar a recuperação do hexano, recomenda-se que a micela entre no *stripper* com uma concentração em massa de óleo de 95% ou mais e uma temperatura superior a 107°C, o vapor deve ser superaquecido com temperatura de 177°C e uma pressão em torno de 4 kgf/cm<sup>2</sup>. A pressão de operação deve situar-se em torno de 610 mmHg.

Figura 27 - Stripper.



Fonte: Paraíso, Andrade e Zemp (2005).

Figura 28 - Esquema do equipamento stripper da planta industrial COAMO.

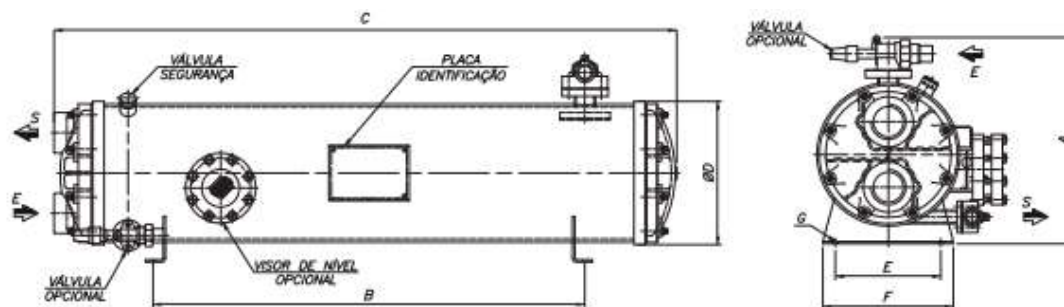


Fonte: Neto (2012).

#### 6.2.1.12 Condensadores na extração

A rota tecnológica possui um total de 8 condensadores que visam a recuperação de 99% do hexano utilizado no processo. Visto que algumas correntes principais da rota necessitam de aquecimento, estas foram utilizadas como fluido frio para condensação do hexano e vapor. A Figura 29 ilustra o tipo de condensador utilizado. As especificações dos modelos e respectivas medidas estão contidas no Anexo P.

Figura 29 – Ilustração do tipo de condensador utilizado.



Fonte: Evacon (2017).

Com isso, os condensadores 1, 3, 4, 5 e 7 foram integrados à etapa de refino do óleo (ver tópico 6.2.2) para aquecerem as correntes principais da área de refino. Já os condensadores 2, 6 e 8 utilizaram água a 25°C como fluido frio.

O primeiro e o sexto condensadores (CO-01 e CO-06) recebem o hexano gasoso provindo do evaporador (E-01), enquanto o segundo condensador recebe uma mistura de hexano gasoso e vapor provindos do *stripper* (ST-01).

Já os condensadores 3, 4, 5, 7 e 8 devem condensar hexano e vapor provenientes do dessolventizador-tostador-secador-resfriador (DTDC-01).

Apenas o hexano condensado do primeiro e sexto condensadores (CO-01 e CO-06) tem destino direto ao tanque de armazenamento do hexano (TA-01). Visto que os outros condensadores possuem correntes de saída contendo a mistura de água e hexano, estas se destinam primeiramente ao decantador (DE-01) para que haja a separação das substâncias.

#### 6.2.1.13 Decantador (DE-01)

As correntes de hexano condensado e água passam por um último equipamento de purificação, que visa separar as substâncias. Para isso, utiliza-se um decantador simples que permite uma separação eficiente da mistura por diferença de densidade (PARAÍSO, 2001). Enquanto 99,9% do hexano é separado no decantador e retorna para o tanque de armazenamento para poder ser reutilizado no processo, a água com uma pequena quantidade de hexano parte para o tanque de armazenamento de água residual (TA-09) para posterior destinação adequada. Uma representação do decantador utilizado pode ser vista na Figura 30.

Figura 30 – Decantador utilizado.



Fonte: Águas Claras (2021).

#### 6.2.1.14 Tanque de armazenamento de água residual (TA-09)

O TA-09 recebe água com pequenas quantidades de hexano provenientes do DE-01 através da corrente C-149. Esse tanque possui a finalidade de armazenar a água residual do processo de extração para que seja destinada a empresas terceiras que irão tratar adequadamente essa água. O tanque cilíndrico foi projetado para armazenar por 3 dias a mistura e a recebe em uma vazão de 2.463,84 kg/h. Desse modo, ainda adicionando um fator de segurança de 25% de volume para o tanque, este foi dimensionado com um volume igual a 237,24 m<sup>3</sup> e diâmetro igual a 6,57 metros.

#### 6.2.1.15 Silos de farelo de crambe (SI-03)

Os silos SI-03 possuem como função estocar o farelo de crambe proveniente do DTDC-01. A fim de atender à Portaria n° 795 de 15 de dezembro de 1993 referente às condições do farelo de soja e, utilizando-a como base para o farelo de crambe, serão

utilizados ventiladores para controle da umidade do produto, até que atinja um valor máximo de 11% de umidade (Legal Information Institute, 1981).

São ao todo 5 silos SI-03, contruídos em aço-carbono, todos cilíndricos e idênticos em suas dimensões, contendo 14 metros de altura, 14,50 metros de diâmetro e armazenando o farelo proveniente de 7 dias de processo.

### 6.2.2 Refino do óleo

Conforme Gauto e Rosa. (2011) e Costa *et al.* (2019), o refino do óleo refere-se ao tratamento de purificação destinado a remover ácidos graxos livres, fosfatídeos, pró-oxidantes, ceras e outras impurezas grosseiras presentes na maioria dos óleos comerciais, como é o caso do óleo de crambe. A degomagem é realizada para remover estes materiais e evitar precipitação durante o período de estocagem, transporte ou até mesmo durante o uso do óleo (O'BRIEN, 2009). Além de que esses produtos colaboram para a degradação dos óleos, através da ação enzimática e a proliferação de fungos e bactérias (GAUTO e ROSA, 2011). Ademais, outro benefício da degomagem é o reaproveitamento das gomas retiradas do processo para fins comerciais, reduzindo, significativamente, o descarte de efluentes (O'BRIEN, 2009).

O óleo cru de crambe apresenta uma série de componentes, dentre eles podem-se destacar os fosfolipídios. Estes são uma classe de lipídios que contém fósforo em suas moléculas (GUNSTONE, 2008). No óleo de crambe, o conteúdo de fósforo é de  $86,30 \pm 15,45$  ppm, em que é possível encontrar fosfolipídios hidratáveis (HP) e não hidratáveis (NHP), também chamados de gomas (COSTA *et al.*, 2017). Conforme Costa *et al.* (2017), os HPs presentes no óleo de crambe são fosfatidilcolina (PC) e fosfatidilinositol (PI), e os NHPs são fosfatidiletanolamina (PE) e ácido fosfatídico (PA).

Dessa forma, as primeiras etapas de refino do óleo bruto são a degomagem aquosa e ácida, as quais promovem a remoção dos HPs e dos NHPs (COSTA *et al.*, 2018; FAN, BURTON e AUSTIC, 2010). Na sequência, realiza-se a neutralização utilizando uma base, a qual, combinada com os processos de degomagem, possibilita a remoção eficiente de fósforo, ceras e outras impurezas presentes. E, por fim, um tratamento com água de lavagem.

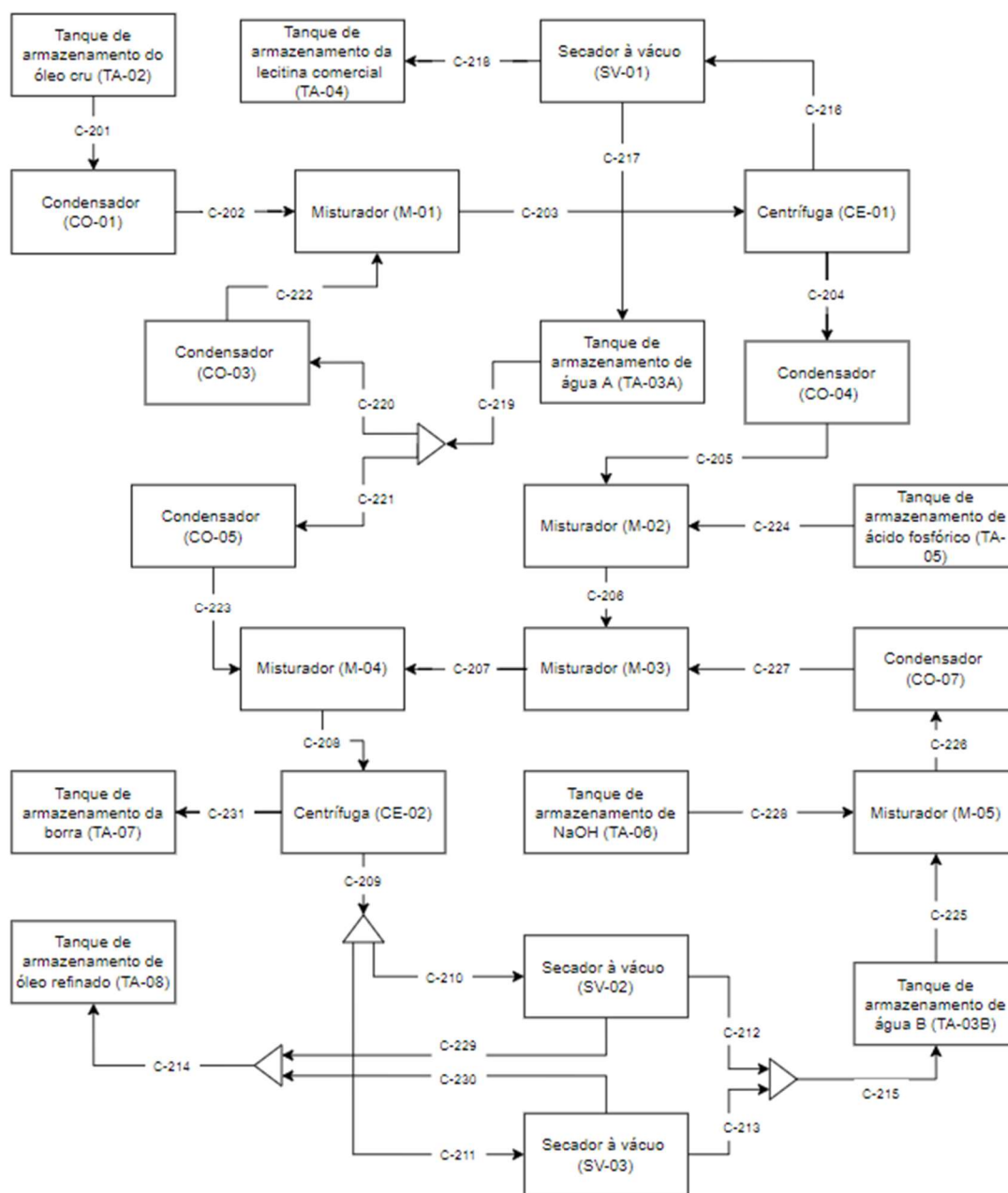
Neste contexto, é possível ressaltar a importância do uso desta metodologia para alcançar um produto que atenda ao padrão de qualidade. Portanto, para descrever o processo de refino utilizou-se documentos, artigos e livros de óleo de crambe e, também, de outros óleos vegetais que possuem propriedades físico-químicas semelhantes, como os óleos de

canola e soja. Dessa maneira, para melhor visualização do fluxograma do processo detalhado do refino do óleo de crambe, fez-se a Figura 31.

O processo é iniciado no tanque de armazenamento 2 (TA-02), que armazena o óleo cru proveniente do processo de extração. O óleo, portanto, é transferido pela corrente C-201 até o condensador 1 (CO-01) para ser aquecido através da troca de calor com o hexano gasoso que percorre pelo lado dos cascos e é condensado. Na sequência, o óleo já aquecido é transportado pela corrente C-202 até o misturador 1 (M-01), que também recebe a corrente C-222 proveniente do condensador 3 (CO-03) com água a mesma temperatura. Neste momento, promove-se a degomagem aquosa, a qual tem por finalidade hidratar os fosfolipídios e substâncias coloidais. Neste caso, a quantidade de água deve ser ajustada corretamente, visto que, ao utilizar pouca quantidade, nota-se o surgimento de gomas viscosas e escuras, ao passo que, ao usar uma grande quantia, perdas excessivas de óleo são promovidas, devido à reação de hidrólise (O'BRIEN, 2009). Portanto, a água aquecida é colocada em contato com o óleo bruto por meio das pás do misturador, em que os HPs possuem grande afinidade pela água, promovendo a formação das gomas que possuem valor comercial (COSTA *et al.*, 2017; O'BRIEN, 2009).

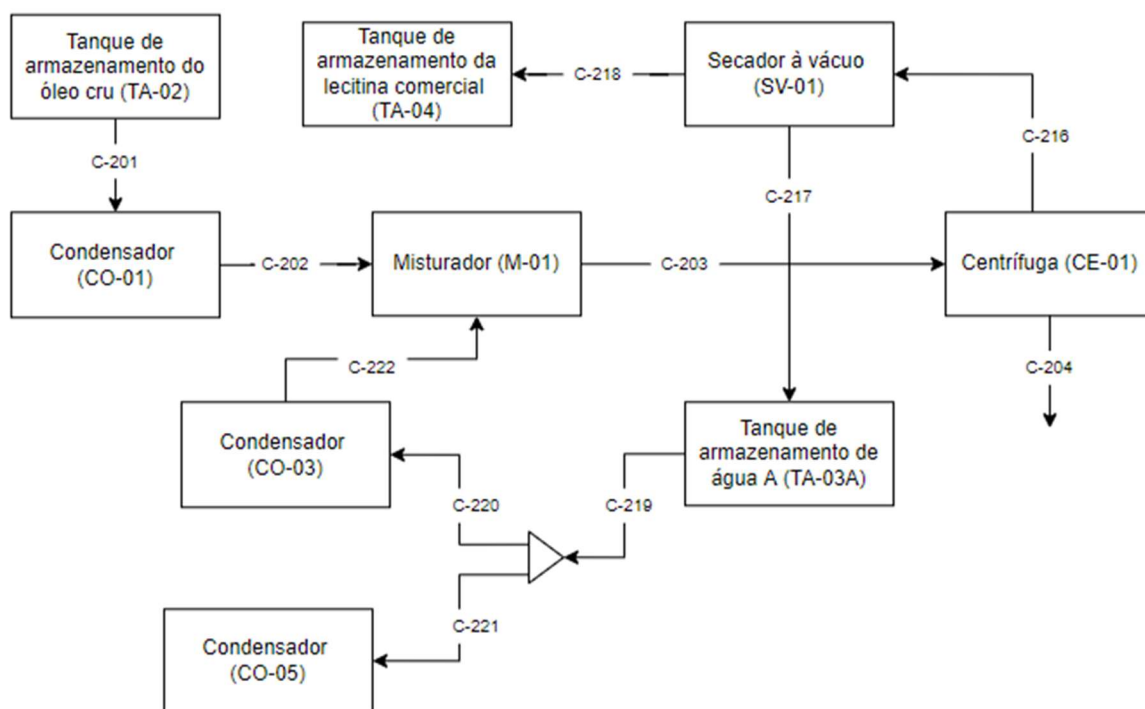
Após o tempo de contato, a mistura é transferida para a centrífuga 1 (CE-01) através da corrente C-203 para remover o precipitado formado. Neste caso, o óleo é descarregado como a fase leve na C-204 e as gomas como fase pesada por meio da C-216. As gomas hidratadas possuem aproximadamente 50% de umidade e, portanto, são secas através do secador a vácuo 1 (SV-01) e chegam no equipamento por meio da corrente C-216. A partir da secagem, as gomas passam a ser denominadas de lecitina, a qual é armazenada no tanque de armazenamento 4 (TA-04), chegando no equipamento por meio da corrente C-218. Esta etapa é melhor ilustrada por meio da Figura 32.

Figura 31 - Fluxograma detalhado do refino do óleo de crambe.



Fonte: Autores (2021).

Figura 32 - Degomagem aquosa.



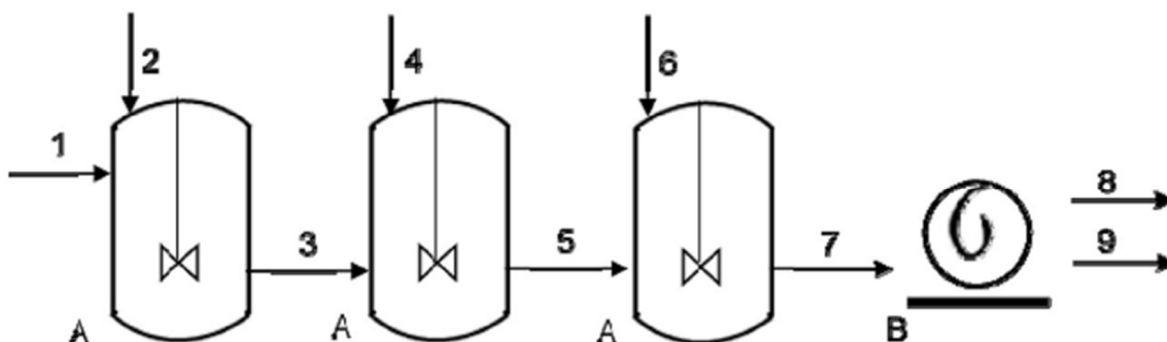
Fonte: Autores (2021).

Após o processo de degomagem aquosa, o óleo ainda apresenta um teor de fósforo de 34,52 ppm ( $\pm 0,02\%$ ), correspondente a uma redução de fósforo de 60% prevista por esta metodologia (COSTA *et al.*, 2017). Neste caso, considerou-se que 100% do HPs (PC e PI) foram removidos do processo, permanecendo somente os NHPs fosfatidiletanolamina (PE) e do ácido fosfatídico (PA). Logo, para removê-los foi necessário a realização da degomagem ácida (COSTA *et al.*, 2017; FAN, BURTON e AUSTIC, 2010).

Na sequência, portanto, realiza-se a degomagem utilizando ácido fosfórico que é adicionado para tornar os fosfatídeos hidrofóbicos, fosfatidiletanolamina (PE) e ácido fosfatídico (PA) que estão associados a um metal, em moléculas hidrofílicas (MAIONCHI, 2017; O'BRIEN, 2009). O procedimento ocorre semelhante à metodologia A1 descrita por Costa *et al.* (2017), conforme ilustrado na Figura 33 a seguir.



Figura 33 - Fluxograma adotado para degomagem química através da metodologia A1 usando óleo cru de *Crambe abyssinica*.



Fonte: Costa *et al.* (2017).

Em que:

A - Misturadores

B - Centrífuga

1 - Óleo cru (60°C)

2 - Solução de H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> (85% em massa)

3 - Mistura 1

4 - Solução de NaOH (4% em massa)

5 - Mistura 2

6 - Água

7 - Mistura 3

8 - Óleo degomado

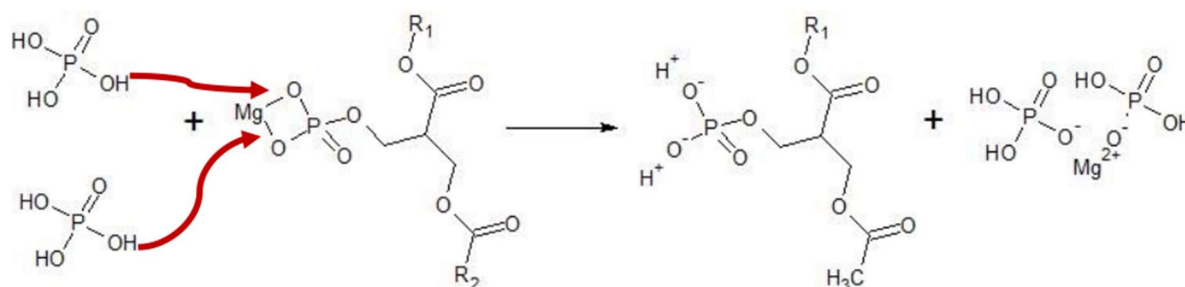
9 - Impurezas

Retornando ao fluxograma demonstrado na Figura 32, em que o óleo degomado com água passa pelo condensador 4 (CO-04) para ser aquecido, entrando no equipamento pela corrente C-204 e saindo pela C-205 em direção ao misturador 2 (M-02). Este equipamento recebe também a corrente C-224 com a solução de ácido fosfórico que reagirá com auxílio das pás do misturador. A solução ácida provém do tanque de armazenamento 5 (TA-05).

Dessa forma, o ácido fosfórico é adicionado em excesso para promover a liberação do fosfatidiletanolamina (PE) e ácido fosfatídico (PA), em que o ácido ataca as ligações entre o oxigênio e o metal, fazendo com que a molécula permaneça na sua forma iônica e, consequentemente, solúvel em água. A adição de ácido permite a redução do pH e, por sua

vez, promove a conversão do NHP em HP (COSTA *et al.*, 2017). Neste caso, o ácido forma um complexo de ligação com os íons metálicos divalentes de cálcio e magnésio que são removidos juntamente com a fase aquosa posteriormente (O'BRIEN, 2009). O excesso de ácido acrescentado se justifica para garantir a reação. O mecanismo deste processo é ilustrado na Figura 34 a seguir, a qual descreve a reação do ácido fosfórico com NHP ligado ao íon divalente de magnésio na proporção de 2:1 respectivamente.

Figura 34 - Mecanismo da reação dos NHPs com ácido fosfórico.

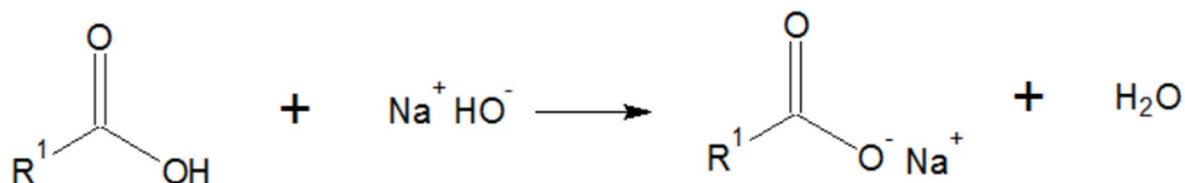


Fonte: Maionchi (2017).

Posteriormente, o óleo é conduzido até o próximo misturador (M-03) através da corrente C-206. O misturador também recebe pela corrente C-227 uma solução de hidróxido de sódio. A solução básica é formada no misturador 5 (M-05), que recebe o hidróxido de sódio puro provindo do tanque de armazenamento 6 (TA-06) e água que vem do tanque de armazenamento TA-03B. A solução formada parte para o condensador 7 (CO-07), na qual é aquecida até 60°C e se destina ao misturador 3 (M-03).

O procedimento de mistura no M-03 ocorre até atingir o contato suficiente da soda com os ácidos graxos livres e neutralizar toda a acidez remanescente do ácido fosfórico (COSTA *et al.*, 2017). Portanto, a adição de NaOH é justificada para promover um aumento do pH e converter os fosfolipídios em sais de sódio que são hidratáveis (O'BRIEN, 2009). Dessa maneira, o mecanismo da reação de neutralização está descrito na Figura 34, em que o ácido graxo reage com o excesso de soda (1:1), formando um sal de sódio, extremamente hidrofílico e uma molécula de água. Neste caso, a soda foi adicionada em excesso em relação ao ácido fosfórico para resultar em um óleo neutro com um baixo teor de sabões e para garantir a reação.

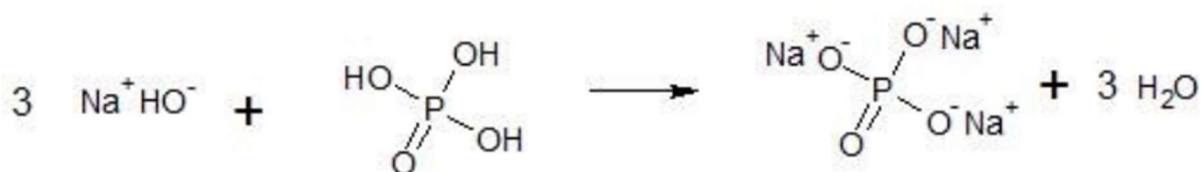
Figura 35 - Mecanismo da reação de neutralização dos ácidos graxos.



Fonte: Maionchi (2017).

A soda é dosada para neutralizar os ácidos graxos livres, como descrito na reação anterior, mas também para neutralizar a acidez remanescente do ácido fosfórico conforme ilustrado pela Figura 36 a seguir.

Figura 36 - Neutralização da acidez remanescente do ácido fosfórico.



Fonte: Maionchi (2017).

Para neutralizar a acidez remanescente do ácido fosfórico adicionou-se 3 mol de NaOH para 1 mol de H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> como proporção estequiométrica. Para isto, considerou-se que todos os reagentes foram consumidos, transformando-se em produtos.

As gomas são hidrolisadas pela água na solução cáustica, tornando-se insolúveis no óleo. Neste caso, a redução do teor de fósforo é determinada, em grande parte, pela quantidade de água presente na solução. Sabe-se que, tratamentos com excesso de soda cáustica removem mais fósforo, no entanto o aumento da remoção se deve mais à quantidade acrescida de água do que de NaOH (O'BRIEN, 2009). Estudos comparativos mostram que soluções cáusticas mais diluídas removem mais fósforo, portanto, óleos crus com médios e altos níveis de fósforo são refinados com maior efetividade com soluções diluídas (O'BRIEN, 2009). Por esse motivo, soluções cáusticas diluídas são recomendadas para óleos desse tipo, como também é o caso do *Crambe Abyssinica*.

Após a neutralização, a mistura é repassada através da corrente C-207 até o último misturador (M-04). Este equipamento recebe também a corrente C-223 com água quente a 60°C. A água é utilizada para evitar a formação de sabões insolúveis, em que os sabões são facilmente removidos do óleo com uma lavagem. A corrente de água quente é proveniente do

tanque de armazenamento de água (TA-03A), que a libera a 25°C pela corrente C-221 em direção ao condensador 5 (CO-05), equipamento que a aquece até 60°C enquanto condensa o hexano vindo do DTDC-01 e posteriormente libera a água aquecida para o misturador 4 (M-04).

Após o procedimento de lavagem, a mistura é conduzida até a centrífuga CE-02 por meio da corrente C-208, sendo este o equipamento responsável por separar as gomas impuras (COSTA *et al.*, 2017). O óleo lavado com água é descarregado como a fase leve através da corrente C-209. Nesse caso, sabe-se que 2,0125% de óleo neutro foi perdido, saindo pela corrente C-231 (NOVOZYMES, 2021). As gomas removidas na corrente C-231 possuem 50% de umidade (MANDARINO, HIRAKURI e ROESSING, 2015). Portanto, metade da quantidade de água ainda permanece na corrente C-209. Para fins de cálculo, considerou-se que 100% das gomas remanescentes, contendo as soluções de ácido fosfórico e hidróxido de sódio, NHPs remanescentes e complexos formados foram removidas do processo na corrente C-231. Ainda assim, a borra retirada nesta corrente pode ser reutilizada para a fabricação de sabão em pó ou em barra (MANDARINO, HIRAKURI e ROESSING, 2015).

O óleo degomado neutro é conduzido através da corrente C-209 até os secadores a vácuo SV-02 e SV-03 a fim de reduzir a umidade até valores aceito pelas normas (MANDARINO, HIRAKURI e ROESSING, 2015). Para o funcionamento deste procedimento utiliza-se vácuo, em que a umidade é removida do processo através das correntes C-212 e C-213 e reciclada de volta para o tanque de armazenamento de água TA-03B. O óleo degomado neutro e seco sai dos equipamentos pelas correntes C-229 e 230 em direção ao tanque de armazenamento (TA-08).

Portanto, observou-se que ao utilizar tal composição de ácido fosfórico alcançou-se uma redução de 75% da concentração de fósforo no óleo em relação à quantidade remanescente da degomagem aquosa (34,52 ppm) (COSTA *et al.*, 2017). Em que, após os procedimentos combinados de degomagem aquosa e ácida, obteve-se uma redução de 90% do teor total de fósforo, permanecendo somente 8,63 ppm ( $\pm 0,02\%$ ) no produto final, permanecendo dentro dos valores permitidos.

Com isso, para melhor elucidar as etapas do refino do óleo de crambe e o funcionamento dos equipamentos, juntamente com suas composições, formas de operação e rendimento, mostrou-se a seguir de forma detalhada os constituintes desse processo em ordem.

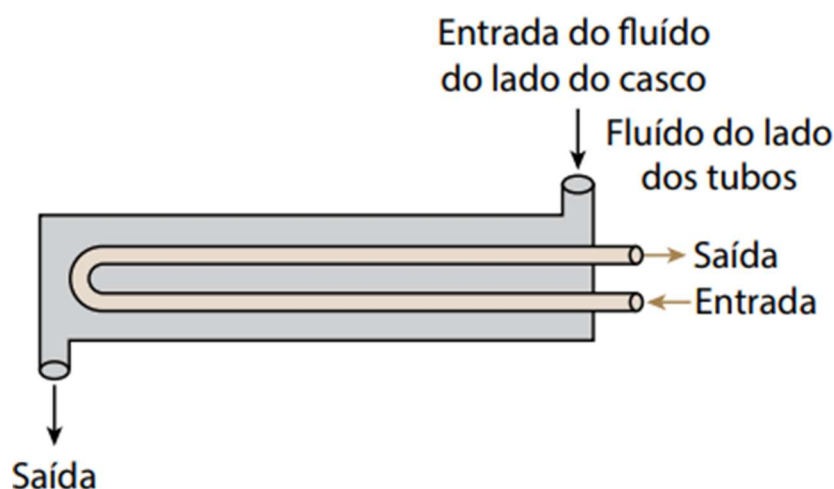
### 6.2.2.1 Tanque de armazenamento do óleo de crambe cru (TA-02)

O tanque de armazenamento TA-02 tem como função a estocagem do óleo de crambe cru que recebe as correntes advindas da prensagem mecânica (PM-01) e do *stripper* (ST-01). Adotou-se que o óleo permanece armazenado por até três dias em um tambor de aço (BSBIOS, 2014). Assim como, segundo a Norma Brasileira NBR 7505- 1:2.000, é necessário a instalação de uma bacia de contenção para fins de segurança.

### 6.2.2.2 Condensador 1 (CO-01)

Segundo Costa *et al.* (2017), é necessário aquecer o óleo de crambe cru até a temperatura de 40°C através de um trocador de calor/condensador do tipo casca e tubos com escoamento em contracorrente com 1 passe no casco e 2 passes nos tubos conforme representado de forma simplista na Figura 37.

Figura 37 - Trocador de calor/condensador com um passe no casco e dois passes nos tubos.



Fonte: Çengel e Cimbala (2015).

Convencionou-se que o hexano (fluido quente) escoar no interior dos tubos e o óleo (fluido frio) pelo lado dos cascos. A escolha se deve à preferência por alocar fluidos corrosivos, perigosos e caros percorrendo pelos tubos, os quais deverão ser feitos de materiais resistentes à corrosão.

Para o fluido quente, utilizou-se hexano gasoso proveniente do evaporador 1 (E-01), que por sua vez deve ser condensado para sua recuperação e reutilização no processo de

extração do óleo. Visto isso, o condensador 1 garante uma integração energética no processo, de modo que cumpre tanto a função de condensar o hexano quanto de aquecer o óleo, assim evitando o uso de mais equipamentos e de maiores demandas de água e vapor para respectivas condensação e aquecimento.

#### 6.2.2.3 Tanques-pulmão de armazenamento da água (TA-03A e TA-03B)

Os tanques-pulmão de armazenamento TA-03A e TA-03B são instalados na indústria para armazenar a água que é utilizada em diversos trechos do processo produtivo. Eles são reabastecidos continuamente por outros quatro tanques (TA-03C, TA-03D e TA-03E) alocados no exterior da planta industrial. Essa explicação é melhor descrita no item 8.2 deste documento.

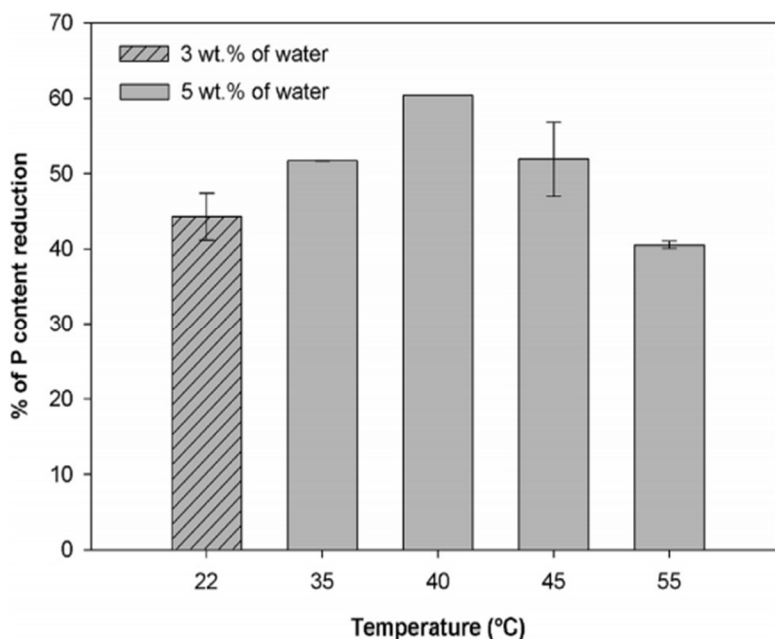
Todos os tanques, considerados reservatórios superiores, são estocados à temperatura ambiente em tanques do tipo aço inox e devem ser hermeticamente fechados para garantir suas propriedades (QUIMIDROL, 2015).

#### 6.2.2.4 Condensador 3 (CO-03)

Segundo Costa *et al.* (2017), é necessário aquecer a água até a temperatura de 40°C através de um trocador de calor do tipo casca e tubos com escoamento em contracorrente com 1 passe no casco e 2 passes nos tubos.

Para a escolha desta temperatura utilizou-se os estudos realizados por Costa *et al.* (2017), em que se verificou uma maior eficiência do processo ao utilizar 40°C como temperatura de entrada da água. Apesar dos fosfolípidios hidratarem-se com maior facilidade ao utilizar uma temperatura superior à 40°C, malefícios como o aumento da solubilidade dos HPs também podem ser promovidos, gerando uma redução significativa da eficiência do processo (COSTA *et al.*, 2017). De maneira análoga, ao conduzir esta etapa com temperatura inferior à 40°C, resultados desfavoráveis são obtidos. Assim sendo, através da Figura 38 é possível analisar esta escolha com maior destreza.

Figura 38 - Redução do teor de fósforo do óleo de crambe durante a degomagem aquosa em diferentes temperaturas e pesos mássicos.



Fonte: Costa *et al.* (2017).

Para o fluido quente, se utilizou a mistura de vapor e hexano gasoso provenientes do DTDC-01, que devem ser condensados para a recuperação do hexano e reutilização no processo de extração do óleo. Assim como o condensador 1, o condensador 3 (CO-03) também garante uma integração energética no processo, de modo que cumpre tanto a função de condensar o hexano e vapor quanto de aquecer o óleo, assim evitando o uso de mais equipamentos e de maiores demandas de água e vapor para respectivas condensação e aquecimento.

Assim como no outro condensado, convencionou-se que o hexano (fluido quente) escoar no interior dos tubos e o óleo (fluido frio) pelo lado dos cascos. A escolha se deve à preferência por alocar fluidos corrosivos, perigosos e caros percorrendo pelos tubos, os quais deverão ser feitos de materiais resistentes à corrosão.

#### 6.2.2.5 Misturador 1 (M-01)

No misturador 1 (M-01) é onde ocorre a degomagem aquosa do óleo de crambe. Esta etapa possui a função de converter os fosfolipídios diretamente em gomas hidratadas e removê-las. Portanto, conforme Costa *et al.* (2017), no misturador 1, sob agitação magnética

constante, adiciona-se cerca de 5% de água em relação à massa de óleo utilizada durante 30 minutos.

Segundo Geankoplis, Hersel e Lepek (2018), a viscosidade do fluido é um dos vários fatores que afetam a seleção do tipo de agitador. Para a seleção do melhor impelidor, levou-se em conta a viscosidade do óleo da semente de crambe que, segundo Lalas *et al.* (2012), é de 175 cP. Dessa forma, através da Tabela 9 abaixo, fez-se a análise do melhor equipamento.

Tabela 9 - Emprego de impelidores quanto à faixa de viscosidade do fluido a ser agitado.

Tipo de impelidor	Faixa de viscosidade (cP)
Pás	$10^2 - 3,0 \times 10^4$
Turbina	$10^0 - 3,0 \times 10^4$
Hélice	$10^0 - 10^4$
Âncora	$10^2 - 2,0 \times 10^3$
Espiral Dupla	$10^4 - 2,0 \times 10^6$

Fonte: Cremasco (2012).

Como somente água e óleo são misturados no M-01, levou-se somente em conta o valor do componente com maior viscosidade, neste caso, o óleo. Portanto, optou-se pela escolha do impelidor do tipo turbina com seis pás retas (90°), visto que esse tipo de impelidor provoca fluxo predominantemente radial, indicado para fluidos viscosos. Onde o fluxo se propaga em correntes e a mistura é provocada através da energia cinética (CREMASCO, 2012).

#### 6.2.2.6 Centrifuga (CE-01)

Para remover o precipitado formado utilizou-se uma centrífuga operando com rotação de 3500 rpm durante 10 minutos (COSTA *et al.*, 2017). Como não há informações na literatura sobre a composição das gomas de *Crambe abyssinica* removidas nesse processo, utilizou-se as usadas para a soja, as quais possuem aproximadamente 50% de umidade (MANDARINO, HIRAKURI e ROESSING, 2015). Segundo Souza *et al.* (2021), 99% do óleo degomado é recuperado na etapa de degomagem aquosa. Portanto, somente 1% do óleo é perdido através da centrifugação.



O modelo escolhido para a centrífuga 1 é o descrito pela Alfa Laval VO 20 conforme ilustrado no Anexo C18.

#### 6.2.2.7 Secador a vácuo (SV-01)

Segundo a Mandarino, Hirakuri e Roessing. (2015), as gomas passam por um secador a vácuo com temperatura entre 70°C e, aproximadamente, 100 mm de Hg de pressão, a fim de reduzir a umidade relativa do material de 50% a 2%. O produto seco e extraído nessa fase é denominado lecitina. Visto que não há especificações para a lecitina de crambe, adotou-se os mesmos parâmetros encontrados para a lecitina da soja. Em que a lecitina comercial possui uma composição de cerca de 60% de uma mistura de fosfatídeos (lecitina, cefalina e fosfatidilinositol), 38% de óleo e 2% de umidade. (MANDARINO, HIRAKURI e ROESSING, 2015).

Para a escolha do secador, utilizou-se o Quadro 11, adaptado de Parikh (2015).

Quadro 11 - Escolha do secador a vácuo conforme os requerimentos específicos de processo.

(continua)

Tipo de Secador	Pratos	Tambor	<i>Tumbling</i>	Vibracion al	Cônico	Filme Fino	Pás	<i>Mixer- kne-ader</i>
Requerimentos								
Contínuo	x	x		x	yy	x	x	x
Descontínuo	yy	yy	x	yy	x		x	x
Vácuo	x		*		x	x	x	x
Área superficial e volumes grandes	*	o	o	o	*	x	*	x
Alta capacidade calorífica específica	*	x	o	x	*	x	*	x
Materiais								
Friável	x	yy	x	x	x	*	x	x

Quadro 11 - Escolha do secador a vácuo conforme os requerimentos específicos de processo.

(conclusão)

Fluido	yy	x	yy	yy	yy	x	o	x
Viscoso	yy	x	yy	yy	yy	yy	o	x
Duro	yy	yy	yy	yy	yy	o	*	x
Processamento								
Mecânico	x	x	x	o	x	*	*	*
Térmico	*	o	o	*	*	o	o	o
yy = não adequado; o = pode ser adequado; * = bom; x = ideal								

Fonte: Adaptado de Parikh (2015).

Com isso, definiu-se o secador a vácuo de tipo misturador-amassador (*mixer-kneader*), visto que este se mostra ideal para processos contínuos e descontínuos com alta capacidade específica, opera a vácuo, atende a grandes áreas superficiais e volumes (PARIKH, 2015). A escolha do modelo é feita de acordo com o sistema de aquecimento, calor trocado, em que optou-se pelo DMX-7 da Olsa.

#### 6.2.2.8 Tanque de armazenamento da lecitina (TA-04)

O tanque de armazenamento TA-04 tem como função a estocagem da lecitina de crambe proveniente do secador a vácuo (SV-01). Adotou-se que o composto permanece armazenado por até trinta dias em um tambor de aço (BSBIOS, 2014). Assim como, segundo a Norma Brasileira NBR 7505- 1:2.000, é necessário a instalação de uma bacia de contenção para fins de segurança.

#### 6.2.2.9 Condensador 4 (CO-04)

Segundo Costa *et al.* (2017), é necessário aquecer o óleo até a temperatura de 60°C através de um trocador de calor do tipo casca e tubos com escoamento em contracorrente com 1 passe no casco e 2 passes nos tubos.

Assim como nos outros condensadores que envolvem a etapa de refino, este também realiza integração energética ao utilizar vapor e hexano gasoso para aquecer o óleo enquanto a mistura gasosa é condensada. Os fluidos quentes e frios também escoam nos mesmos locais que os anteriores e o modelo escolhido é o mesmo.

#### *6.2.2.10 Tanque de armazenamento da solução de ácido fosfórico (TA-05)*

O tanque de armazenamento TA-05 é utilizado para armazenar a solução de ácido fosfórico que é utilizado na degomagem ácida. A escolha da concentração do ácido levou-se em conta o estudo elaborado por Costa *et al.* (2017), em que na metodologia A1 utilizou-se uma solução com 85% de concentração de ácido fosfórico. Portanto, a solução de ácido é armazenada em um tanque de aço-carbono em local fresco, seco e bem ventilado, distante de fontes de calor e ignição (QUIMIDROL, 2014).

#### *6.2.2.11 Misturador 2 (M-02)*

Conforme Costa *et al.* (2017), é necessário adicionar a solução de ácido fosfórico do TA-05 para converter os fosfolípidos não hidratáveis, ainda presentes no óleo degomado, em hidratáveis. Dessa forma, a solução é adicionada no misturador 2 na dose de 0,05% em relação à massa do óleo durante 5 minutos. A densidade do óleo de crambe degomado com ácido foi obtida através da densidade relativa dos componentes envolvidos no processo, resultando em 893,0015 kg/m<sup>3</sup>. O modelo do misturador é um tanque agitado com chicanas semelhante ao M-01, conforme calculado no Apêndice C.

#### *6.2.2.12 Tanque de armazenamento de hidróxido de sódio (TA-06)*

O tanque de armazenamento TA-06 é utilizado para armazenar hidróxido de sódio puro que é adicionado, posteriormente, no misturador 5 a fim de promover sua diluição até a concentração de 4% em massa. Dessa maneira, o composto sólido é estocado em um tambor de polietileno de 736 lb (336 kg) e a área de estocagem deve ser seca, fria, ventilada e longe de fontes de calor. (OSWALDOCRUZ, 2003).

#### 6.2.2.13 Misturador 5 (M-05)

O misturador 5 é responsável por promover a diluição do hidróxido de sódio sólido em uma solução de 4% em massa a partir da adição de água proveniente do TA-03B. O equipamento segue o modelo MH-5000 do Anexo Q.

#### 6.2.2.14 Condensador 7 (CO-07)

O condensador 7 possui uma função muito semelhante ao condensador 6, visto que também realiza integração energética ao condensar o vapor e o hexano gasoso vindos do DTDC-01 enquanto aquece a solução de hidróxido de sódio 4% proveniente do misturador 5 (M-05). A solução de hidróxido de sódio inicialmente a 25°C também é aquecida até 60°C para ser adicionada posteriormente ao misturador 3 (M-03) e realizar a neutralização do óleo (COSTA *et al.*, 2017).

#### 6.2.2.15 Misturador 3 (M-03)

Conforme Costa *et al.* (2017), a mistura proveniente do M-02 é repassada até o misturador 3, onde a solução de hidróxido de sódio na concentração de 4% é adicionada na dose de 2 vol% em relação ao óleo. Este é recebido no equipamento a uma temperatura de 60°C e permanece no misturador durante 60 minutos até neutralizar todo o excesso de ácido. A soda foi adicionada em excesso em relação ao ácido fosfórico para garantir que ocorra a reação e para gerar em um óleo neutro com um baixo teor de sabões. O modelo do misturador é um tanque agitado com chicanas semelhante ao M-01, conforme calculado no Apêndice C.

#### 6.2.2.16 Condensador 5 (CO-05)

Para esse procedimento, optou-se pelo uso de um trocador de calor do tipo casca e tubos com escoamento em contracorrente com 1 passe no casco e 2 passes nos tubos, convencionou-se que o hexano (fluido quente) escoar no interior dos tubos e a água líquida (fluido frio) pelo lado dos cascos. A escolha se deve à preferência por alocar fluidos corrosivos, perigosos e caros percorrendo pelos tubos, os quais deverão ser feitos de materiais resistentes à corrosão.

De mesmo modo que os outros condensadores que envolvem o refino do óleo, este também realiza integração energética ao utilizar a mistura gasosa de hexano e vapor proveniente do DTDC-01 para aquecer a água até 60°C. A mistura gasosa, por sua vez, é condensada ao trocar calor com a água.

#### 6.2.2.17 Misturador 4 (M-04)

Conforme Costa *et al.* (2017), a mistura é repassada até o misturador 4, onde adiciona-se água na dose de 5% em relação à massa de óleo durante 30 minutos a 60°C. Segundo O'Brien (2009), a água é acrescentada à mistura para promover a dissociação do ácido fosfatídico (PA) e da fosfatidiletanolamina (PE). O modelo do misturador é um tanque agitado com chicanas semelhante ao M-01, conforme calculado no Apêndice C.

#### 6.2.2.18 Centrífuga (CE-02)

Para separar as gomas, que são impuras, utiliza-se umaerando a 3500 rpm durante 10 minutos (COSTA *et al.*, 2017). O óleo lavado com água é descarregado como a fase leve na corrente C-209 e sabe-se que 2,0125% de óleo neutro foi perdido, saindo pela corrente C-231 (NOVOZYMES, 2021). As gomas removidas na corrente C-231 possuem 50% de umidade (MANDARINO, HIRAKURI e ROESSING, 2015). Em que, considerou-se que 100% das gomas remanescentes, contendo as soluções de ácido fosfórico e hidróxido de sódio, NHPs remanescentes e complexos formados foram removidas do processo na corrente C-231. Ainda assim, a borra retirada nesta corrente pode ser reutilizada para a fabricação de sabão em pó ou em barra (MANDARINO, HIRAKURI e ROESSING, 2015). O modelo escolhido para a centrífuga 1 é o descrito pela Alfa Laval VO 20 conforme ilustrado no Anexo C27.

#### 6.2.2.19 Tanque de armazenamento da borra (TA-07)

O tanque de armazenamento TA-07 é utilizado para armazenar a borra remanescente do processo de refino. De acordo com a NBR 11174 - 07/90, a borra pode ser armazenada em contêineres e/ou tambores, em tanques e a granel, optando-se assim, por tanques pela capacidade e facilidade de manuseio. A borra pode ser, posteriormente, utilizada para a

fabricação de sabão em pó ou em barra e por isso será destinada para esse ramo industrial (MANDARINO, HIRAKURI e ROESSING, 2015).

#### *6.2.2.20 Secadores a vácuo (SV-02 e SV-03)*

Os secadores a vácuo SV-02 e SV-03 são idênticos e são instalados na planta industrial para reduzir a umidade do óleo de crambe refinado de 50% até 0,05%. Em que o óleo entra no equipamento com a temperatura de 60°C e sai a 85°C e opera a 50 mm de Hg de pressão, o que equivale a aproximadamente 0,067 bar (O'BRIEN, 2009). A escolha do modelo é feita de acordo com o sistema de aquecimento, calor trocado, optou-se pelo DMX-7 da Olsa

#### *6.2.2.21 Tanque de armazenamento do óleo de crambe refinado (TA-08)*

O tanque de armazenamento TA-08 é utilizado para armazenar o óleo de crambe refinado. Este é armazenado à temperatura ambiente em tanque de aço inox, em local seco, bem ventilado e longe da luz solar até ser comercializado (BRASINTER, 2014).

## 7 INSTRUMENTAÇÃO E CONTROLE

Os processos industriais são variados, englobam diversos produtos e necessitam rígido controle na área fabril, a fim de garantir principalmente a padronização dos produtos e segurança dos processos. Para o bom funcionamento do controle do processo é indispensável a correta instrumentação que, juntamente com a sintonia do controlador, farão com que importantes parâmetros do processo, como temperatura, pressão, nível de líquido, vazão, pH, umidade, entre outros, mantenham-se dentro dos valores aceitáveis.

A etapa de evaporação do solvente é muito importante dentro do processo de extração de óleos vegetais, principalmente se fosse destinado a consumo humano, pois o hexano é extremamente tóxico. Além disso, a integração energética do processo a partir do reciclo do hexano é fundamental para a viabilidade econômica da empresa. Sendo assim, é de suma importância que os parâmetros do processo sejam controlados e mantidos dentro da faixa de operação e, por este motivo, será o equipamento escolhido para fazer a malha de controle.

A malha de controle segue a padronização ISA para simbologia/codificação, onde cada instrumento ou função programada será identificado por um conjunto de letras e um conjunto de algarismos. De acordo com a norma, o prefixo da identificação do instrumento será composto de no mínimo duas e no máximo três letras maiúsculas, que irão representar a variável do processo medida, tipo de medição e função, de acordo com o Quadro 12 a seguir.

Quadro 102 - Letras de Identificação de instrumentação.

(Continua)

	Primeiras letras		Letras sucessivas		
	Variável mensurada	Variável modificada	Função Passiva	Função Ativa	Função modificadora
<b>A</b>	Análise		Alarme		
<b>B</b>	Queima, combustão		Escolha do usuário	Escolha do usuário	Escolha do usuário
<b>C</b>	Escolha do usuário			Controle	Fechar
<b>D</b>	Escolha do usuário	Diferencial			Desvio

Quadro 12 - Letras de Identificação de instrumentação.

(Conclusão)

<b>E</b>	Tensão		Sensor, elemento primário		
<b>F</b>	Vazão	Razão			
<b>G</b>	Escolha do usuário		Medidor, Dispositivo de visualização		
<b>H</b>	Mão				Alto
<b>I</b>	Corrente		Indicar		
<b>J</b>	Potência		Varredura		
<b>K</b>	Tempo	Taxa de tempo		Estação de controle	
<b>R</b>	Radiação		Gravar		Reproduzir
<b>S</b>	Velocidade, frequência	Segurança		Chave	Parar
<b>T</b>	Temperatura			Transmitir	
<b>U</b>	Multivariável		Multifunção	Multifunção	
<b>V</b>	Vibração, análise mecânica			Válvula	
<b>W</b>	Peso, força		Sonda		
<b>X</b>	Não-classificado	Eixo X	Dispositivos acessórios	Não- classificado	Não- classificado
<b>Y</b>	Evento, estado, presença	Eixo Y		Dispositivos auxiliares	
<b>Z</b>	Posição, dimensão	Eixo Z, sistema instrumentado de segurança		Atuador	

Fonte: ANSI/ISA-5.1 (2009).

Sendo assim, os instrumentos utilizados e suas respectivas nomenclaturas estão contidas no Quadro 13.



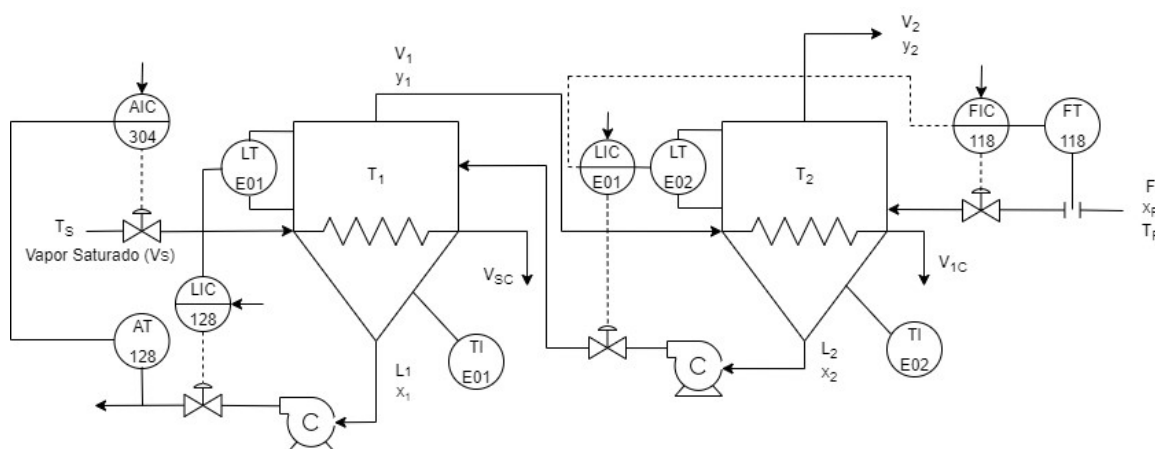
Quadro 13 - Lista dos instrumentos utilizados no Evaporador.

AIC-304	Controlador indicador de análise
AT-128	Transmissor de análise
LIC-128	Controlador indicador de nível
LT-E01	Transmissor de nível
TI-E01	Indicador de temperatura
LIC-E01	Controlador indicador de nível
LT-E01	Transmissor de nível
TI-E02	Indicador de temperatura
FIC-118	Controlador indicador de vazão
FT-118	Transmissor de vazão

Fonte: Autores (2021).

Os instrumentos que foram posicionados nas tubulações receberam o número da corrente que indica o setor (1 - extração, 2 - refino e 3 - linhas de vapor e água) e o número da corrente, conforme o fluxograma geral de produção. Aqueles que foram posicionados no equipamento receberam o nome do equipamento seguido da ordem em que foram posicionados. A malha completa de controle do evaporador pode ser visualizada na Figura 39 a seguir.

Figura 39 - Malha de controle do Evaporador 1.



Fonte: Autores (2021).

Os dois transmissores de nível têm a função de prevenir o acúmulo dentro dos efeitos de forma a impedir o aumento de pressão que pode prejudicar a eficiência do processo. Os controladores LIC-128 e LIC-E01 emitem sinais elétricos para as válvulas das correntes C-118, C-128 e L<sub>2</sub> que operam e controlam impedindo o acúmulo. O transmissor de vazão FT-118 consiste numa placa de orifício que mede a vazão e envia um sinal para o controlador FIC-118. Este controlador envia um sinal elétrico para a válvula da corrente C-118 que pode aumentar ou reduzir a vazão até atingir um *setpoint* desejado. O transmissor AT-128 analisa a concentração em hexano na corrente C-128 e envia um sinal para o controlador AIC-304 que atua na válvula a fim de aumentar ou reduzir a vazão de vapor na alimentação do primeiro efeito. Por fim, foram posicionados dois indicadores de temperatura nos efeitos para a visualização dos operadores.

Na CramBIO<sup>®</sup> há uma sala de controle dentro do pavilhão industrial com todos os controladores que recebem sinais da fábrica. Assim, é possível ter uma visão mais sistêmica do processo e perceber previamente caso haja a necessidade de algum reparo.

## 8 INSTALAÇÕES E UTILIDADES DO PROCESSO

### 8.1 INSTALAÇÕES DE VAPOR E CONDENSADO

De acordo com Macintyre (2010), as partes essenciais de um sistema de vapor são:

- a) tubulação de distribuição de vapor;
- b) purgadores, eliminadores de ar, válvulas de segurança, bombas de condensado, filtros e válvulas;
- c) estações de redução de pressão;
- d) elementos de aquecimento;
- e) caldeira e equipamentos complementares da casa de caldeira.

Para temperaturas de vapor até 120 °C e de condensado, para quaisquer diâmetros, pode-se usar o tubo de aço-carbono ASTM A-120 ou A-53. A ligação dos tubos se faz com solda de encaixe nos diâmetros de ½” até 2” e com solda de topo, para diâmetros acima de 2”. Para diâmetros até 4” é aceitável o tubo de aço-carbono galvanizado com juntas de rosca.

Para temperaturas inferiores a 120 °C, tem-se:

- Diâmetros até 2” — carcaça e mecanismo de bronze; extremidades rosqueadas;
- Diâmetros acima de 2” — carcaça de ferro fundido. Mecanismo de bronze; extremidades com flanges planas. Junta de amianto grafitado.

As emendas dos tubos podem ser de solda de encaixe, solda de topo ou junta de rosca, conforme ilustra a Figura 40.

Nas linhas de vapor saturado, a fim de evitar perdas de carga elevadas e erosão das tubulações, em geral adotam-se os seguintes valores para a velocidade do vapor:

- ramais secundários e linhas curtas: 10 a 15 m/s;
- linhas alimentadoras: 15 a 30 m/s.

De acordo com Bazzo (1995), a nível geral as caldeiras podem ser classificadas em:

- aquotubulares;
- flamotubulares;
- elétricas.

Figura 40 - Emendas dos tubos de vapor.



Fonte: Macintyre (2010).

Para as instalações de vapor da CramBIO<sup>®</sup> as caldeiras aquotubulares são mais indicadas pois são de uso mais abrangente, atendendo desde pequenas fábricas até grandes centrais termelétricas. Considerando que a demanda de vapor na planta é de 22.304,39 kg/h e que não será necessário vapor superaquecido para acionamentos mecânicos, faz-se a escolha da caldeira FAM modelo FAM-22 do grupo Alfa Laval Aalborg, que permite o uso de lenha, cavaco, briquetes, bagaço, entre outros combustíveis sólidos, como a casca de crambe. Este modelo tem a capacidade de produzir até 24,2 ton/h de vapor (água a 80 °C) numa pressão máxima de operação de até 300 psig (20,58 bar), valor este que atende a demanda da CramBIO<sup>®</sup>.

Ademais, é previsto uma inclinação no sentido do escoamento de pelo menos 0,5% nas tubulações para que o condensado acompanhe o fluxo de vapor, evitando arraste no sentido contrário ao que se deseja. A cada 30 metros de tubulação em cada ramal é previsto um ponto de coleta composto de um separador e um purgador, totalizando 1 conjunto para cada ramal.

O condensado formado durante o processo é recolhido em linhas de condensado, enviado para uma estação de tratamento e, posteriormente, parte para um reservatório na casa de caldeiras. A estação de tratamento removerá sais presentes na água do poço e da água

municipal, bem como eventuais contaminações provenientes dos condensadores, e demais equipamentos envolvidos nas correntes de água do processo a fim de prevenir incrustações e conservar as tubulações da caldeira.

## 8.2 INSTALAÇÕES DE ÁGUA POTÁVEL

A água potável é empregada na unidade industrial tanto para suprir o consumo do processo produtivo, quanto para as demandas auxiliares e consumo dos colaboradores em atividades básicas como uso dos bebedouros, lavatórios, sanitários e chuveiros. Para obter a quantidade consumida nas atividades básicas dos funcionários considerou-se os estudos feitos por Macintyre (2010), o qual estima que em indústrias com refeitórios o consumo médio de água potável para cada funcionário é de aproximadamente 100 L/dia. Dessa forma, adotou-se que a CramBIO<sup>®</sup> possui 140 funcionários, totalizando um gasto de 14.000 L/dia de água potável. Ademais, estipulou-se um gasto de 7.000 L/dia para atender a demanda de limpeza, preparo de refeições e demais utilidades. Desse modo, a demanda total de consumo para colaboradores e atividades básicas da indústria é de 21.000 L/dia de água potável.

Além do mais, o processo produtivo gasta 1.318,8053 m<sup>3</sup>/dia de água potável e, portanto, somando com o valor obtido para consumo dos colaboradores e atividades básicas tem-se 1.339,8053 m<sup>3</sup>/dia de água potável. Dessa forma atribuiu-se uma margem de 10% a mais do valor mínimo como forma de segurança, totalizando uma demanda de 1.473,7859 m<sup>3</sup>/dia de água potável.

Segundo Macintyre (2010), o número mínimo de aparelhos auxiliares é determinado de acordo com o número total de funcionários da indústria. Portanto, a quantidade por colaborador é definida conforme mostrado no Quadro 14.

A distribuição total de água potável da indústria é dividida em dois tipos de reservatórios, os reservatórios inferiores e os superiores. Em que, conforme Macintyre (2010),  $\frac{3}{5}$  do total de água potável é destinada ao reservatório inferior e  $\frac{2}{5}$  aos reservatórios superiores, correspondendo respectivamente a 884,2715 m<sup>3</sup>/dia e 589,5143 m<sup>3</sup>/dia. Conforme ilustrado pela Figura 41 abaixo.

O reservatório inferior é construído abaixo do nível do meio-fio, em que a água é elevada mecanicamente até os reservatórios superiores (TA-03C, TA-03D e TA-03E) através de bombas centrífugas acionadas por motores elétricos. Nesse caso, é necessário ter duas bombas funcionando alternadamente, enquanto uma delas é consertada em caso de defeito, a

outra segue em funcionamento. Para isso, usa-se somente uma única tubulação de recalque à qual conecta-se a pequenos trechos das tubulações de recalque das duas bombas, sendo necessário um registro de recalque para cada uma das bombas. Além disso, usa-se válvulas de fundo de poço e de retenção nas tubulações de sucção e de recalque, respectivamente, para cada uma das bombas. Enquanto as válvulas de fundo de poço impedem que o fluido já bombeado volte para o reservatório, mantendo a tubulação cheia de líquido e permitindo a operação de forma imediata da bomba, as válvulas de retenção impedem que uma bomba atue sobre a outra quando estão dispostas em paralelo (MATHIAS, 2008).

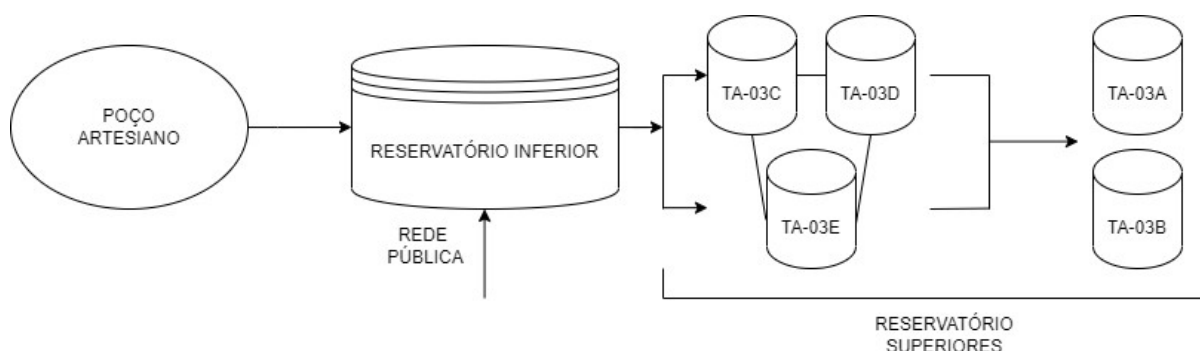
O reservatório inferior é abastecido pela rede pública e também por um poço artesiano situado próximo a indústria. O poço instalado deve seguir a Lei Federal nº 9.433, de 08 de janeiro de 1997 que tem por objetivo controlar de forma quantitativa e qualitativa dos usos da água e acesso aos recursos hídricos (BRASIL, 1997).

Quadro 114 - Número mínimo de aparelhos para estabelecimentos industriais.

<b>Tipo de aparelho</b>	<b>Lavatórios</b>	<b>Banheiros ou Chuveiros</b>	<b>Bebedouros instalados fora dos compartimentos sanitários</b>	<b>Vasos Sanitários</b>	<b>Mictórios</b>
<b>Qtd. por pessoa</b>	1 para cada 10 pessoas	1 para cada 15 pessoas	1 para cada 75 pessoas	5 para cada 75-100 pessoas	1 para cada 50 operários
<b>Valor total</b>	14	10	2	6	3

Fonte: Adaptado de Macintyre (2010).

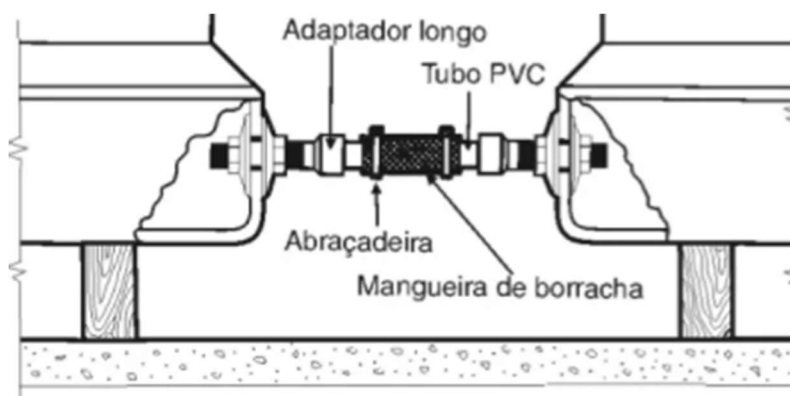
Figura 41 - Representação do sistema de distribuição de água da CramBIO®.



Fonte: Autores (2021).

Já os reservatórios superiores correspondem a todos os tanques TA-03, de modo que os tanques TA-03C, TA-03D e TA-03E servem como reabastecedores dos tanques pulmões TA-03A e TA-03B, que por sua vez se encontram situados no interior da planta industrial. Os três tanques externos possuem o mesmo volume de água, 161,1619 m<sup>3</sup>/dia, e são interligados através de um “barrilete” provido de registros de manobra do tipo gaveta a fim de facilitar a limpeza ou até mesmo o conserto de qualquer um dos repartimentos, permanecendo os demais em uso (MACINTYRE, 2010). O barrilete utilizado é ilustrado na Figura 42 a seguir.

Figura 42 - Ligação entre os tanques de água.

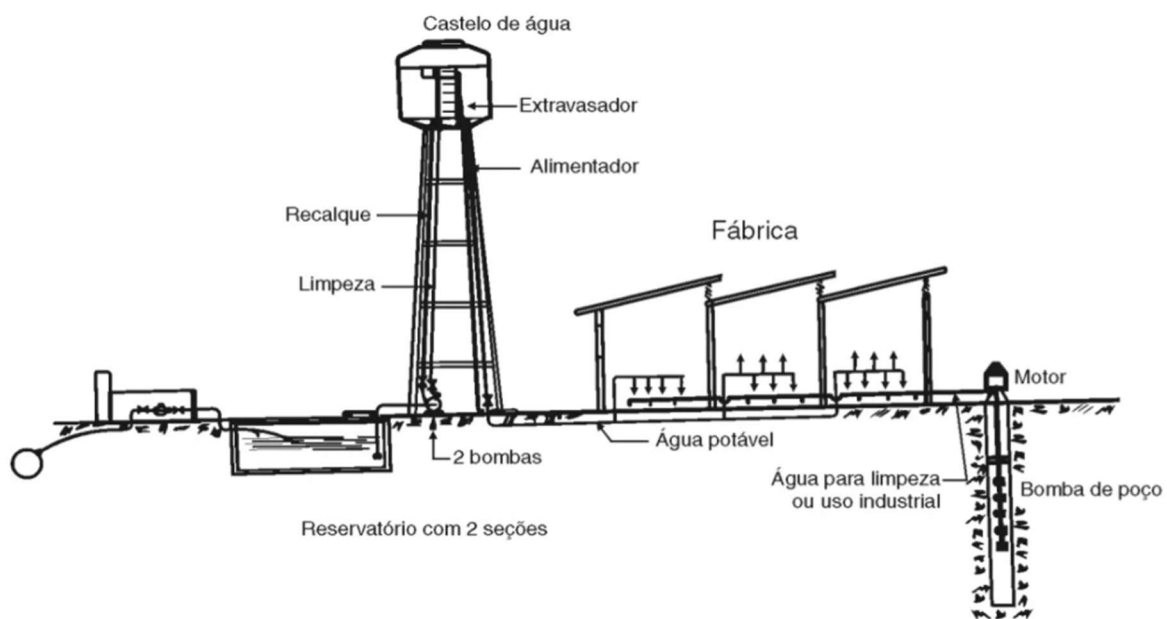


Fonte: Macintyre (2010).

Portanto, para atender a demanda industrial utiliza-se de um sistema misto de distribuição que representa uma combinação entre o sistema direto e indireto, ou seja, uma parcela da instalação é conectada diretamente à rede pública e a outra a um poço artesiano (MACINTYRE, 2010). Esse sistema é melhor ilustrado conforme mostrado na Figura 43 a seguir.

Na Figura 43 é possível perceber que a água potável é bombeada até o topo do castelo de água que, por gravidade, abastece todos os demais pontos de consumo. Nesse caso, o castelo de água é meramente ilustrativo e serve como representação para os Tanques de Armazenamento TA-03C, TA-03D e TA-03E do processo produtivo, visto que os tanques são suficientemente altos para obter uma energia potencial satisfatória, sendo assim, dispensável seu uso. Como também, a planta industrial faz uso de uma instalação de bombeamento de poço, sendo esta água não potável destinada para a limpeza ou uso industrial. Entretanto, a água do poço deve ser adequadamente tratada, servindo como reforço de água potável para o uso industrial.

Figura 43 - Sistema misto de abastecimento de uma fábrica.



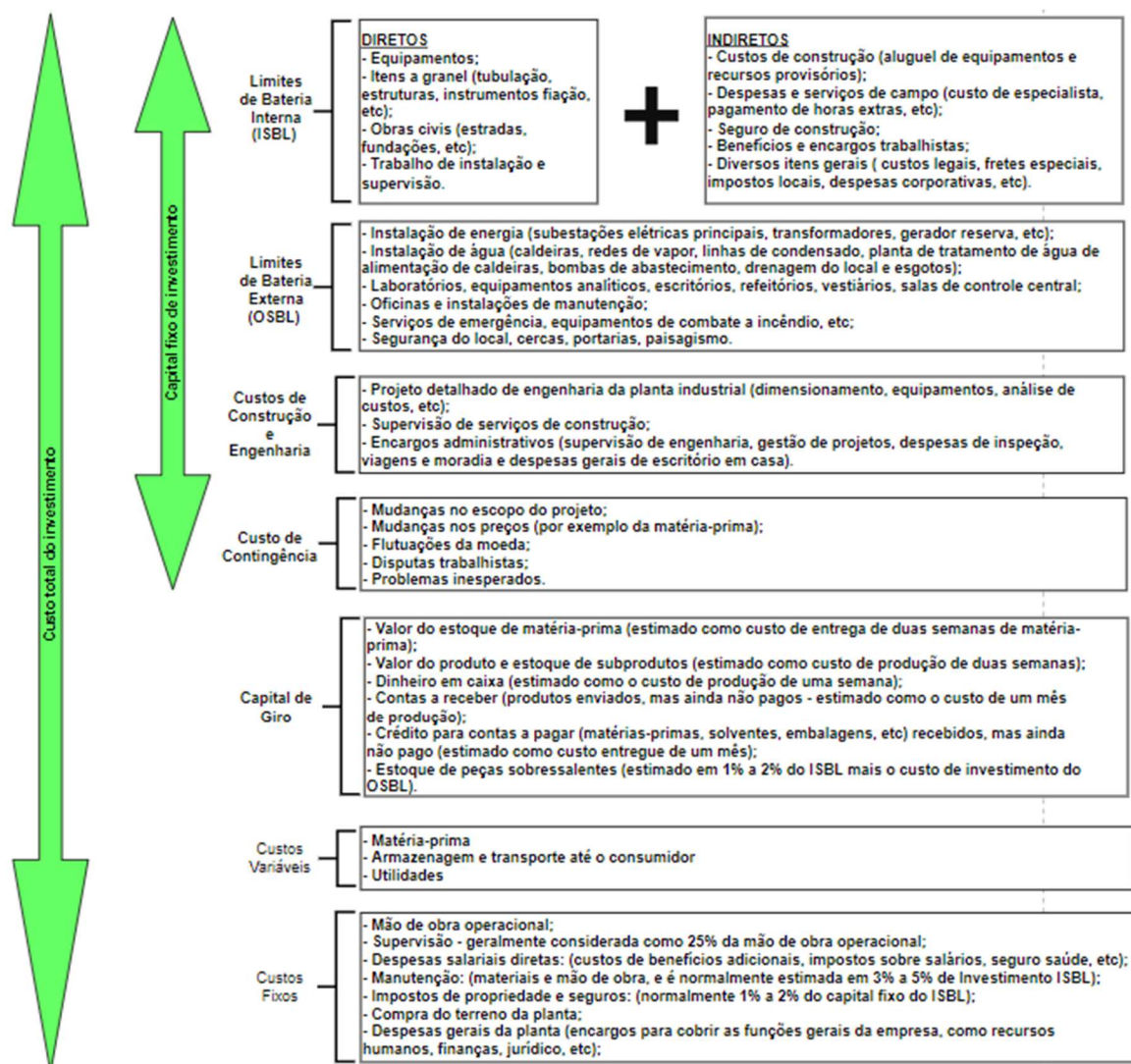
Fonte: Macintyre (2010).



## 9 ANÁLISE FINANCEIRA

A análise econômica realizada nesta seção, consiste em avaliar financeiramente a implementação e operação de uma indústria de refino de óleo de crambe visando o mercado de biodiesel. O custo dessa implementação é denominado custo de capital e pode ser aplicado de várias formas. A que será aplicado agrupa os custos em quatro tópicos: Investimentos de Capital Fixo, Capital de Giro, Custos Variáveis da Produção e Custos Fixos da Produção. Foi utilizado tal método devido a proporcionar uma análise organizada dos dados (TOWLER e SINNOTT, 2013). Abaixo na Figura 44, ilustra-se a metodologia utilizada na estimação de custos. Importante salientar que o valor do Dólar adotado foi R\$ 5,374 que é relativo à média do ano 2021 até o dia 30 de novembro (IPEADATA, 2021).

Figura 44 - Diagrama da metodologia de custos.



Fonte: Autores (2021).

## 9.1 INVESTIMENTOS DE CAPITAL FIXO

Os investimentos de capital fixo estão associados ao projeto, construção, instalação da indústria e modificações necessárias para preparar o local da unidade industrial. Esses custos são compostos por: *Inside Battery Limits* (ISBL) ou Custo para Implementação do Processo Industrial, *Outside Battery Limits* (OSBL) ou Custos Externos, Custos de Construção e Engenharia e Custos de Contingência. Cada custo será explicado em seguida.

### 9.1.1 Custos Para Implementação Do Processo Industrial (ISBL)

O ISBL são os gastos referentes à aquisição e instalação dos equipamentos do processo. Para essa parte inicial da estimativa, utilizou-se a equação desenvolvida por Petley (1997) no qual é levado em consideração mais de 79 plantas com diversos processos e dados históricos. Dentro dos métodos analisados no artigo de Tsagkari *et al.* (2016), o de Petley é um dos mais precisos. Decidiu-se por adotar tal aproximação devido a quantidade e complexidade dos equipamentos no processo e porque, das plantas estudadas pelo autor, há em grande quantidade biorrefinarias. Como apresentado no artigo de Tsagkari *et al.* (2016), a equação apresenta um erro de 18% de superestimação do valor, se mostrando assim satisfatório para realizar a análise inicial econômica neste trabalho. A Equação 1 que Petley (1997) elaborou é apresentada abaixo:

$$ISBL = 55882 \cdot Q^{0,44} \cdot N^{0,4876} \cdot T_{m\acute{a}x}^{-0,038} \cdot P_{m\acute{a}x}^{-0,02} \cdot F_m^{0,341} \quad (1)$$

O valor do ISBL = custo de implementação das unidades envolvendo processo industrial (US\$); Q = produção em toneladas por ano; N = número de unidades funcionais críticas do processo;  $T_{m\acute{a}x}$  = temperatura máxima do processo (K);  $P_{m\acute{a}x}$  = pressão máxima do processo (bar);  $F_m$  = parâmetro que correlaciona os custos dos materiais com aço carbono (TSAGKARI *et al.*, 2016).

O número de unidades funcionais é o número de etapas que impactam no produto final. Normalmente são elencadas como uma unidade funcional: compressores, refrigeradores, destiladores, fornos e equipamentos de purificação. No geral, os processos que envolvem purificação são os mais caros e por isso necessitam ser contabilizados (TOWLER e SINNOTT, 2013). No caso da CramBIO<sup>®</sup>, as etapas que envolvem isso são a pré-extração,

extração, purificação dos subprodutos, recuperação do hexano, degomagem e purificação do óleo, totalizando 6 etapas. A temperatura máxima no processo foi 185°C e está na entrada de vapor no DTDC. Já a pressão máxima é 10,4 atm encontrada dentro dos tubos de vapor. Ademais, o valor do parâmetro  $F_m$  escolhido foi 1,5 que é referente ao aço inox (TOWLER e SINNOTT, 2013).

Faltando unicamente o valor da produção proposta que é a soma de aproximadamente 96.197 ton/ano + 204.310 ton/ano de farelo + 991 ton/ano de lecitina. Isso dá uma produção de 301.498 ton/ano, encontrando um valor para o ISBL de US\$ 29.843.451,23, equivalente a R\$ 160.378.706,93.

### **9.1.2 Custos Externos (OSBL)**

O OSBL reflete os custos envolvendo as modificações na infraestrutura da planta industrial para acomodar uma nova ou ampliar a capacidade da mesma. Segundo Towler e Sinnott (2013), o valor do OSBL representa cerca de 40% do ISBL. Dessa forma, o valor para o OSBL é de US\$ 11.937.380,49, equivalente a R\$ 64.151.482,77.

### **9.1.3 Custos de Construção e Engenharia**

Os custos de construção e engenharia se referem aos gastos com o projeto detalhado e outros serviços de engenharia necessários para executar o projeto. Há a necessidade de ser calculado tal custo, visto que a CramBIO<sup>®</sup> não apresenta uma vasta equipe de engenheiros grande o suficiente para realizar todas essas atividades internamente, exceto para projetos muito pequenos. Na maioria dos casos para projetos maiores será delegado para outra empresa. O cálculo dessa parcela é realizado com a soma de 10% do ISBL com o OSBL para grandes indústrias (TOWLER e SINNOTT, 2013). Desse modo, o investimento de capital estimado de construção e engenharia é igual a US\$ 14.921.725,62, equivalente a R\$ 80.189.353,47.

### **9.1.4 Custos de Contingência**

Os custos de contingência são um acréscimo ao valor estipulado, uma vez que está sendo usado uma estimativa passível a inconformidades. Além disso, toda estimativa de custo

é incerta devido a fatores como flutuações de mercado, crises, entre outros fatores. Assim, Towler e Sinnott (2013) propõem que essa parcela deve conter, no mínimo 10%. Entretanto, foi adotado de 20% do ISBL+OSBL, pois por ser uma rota tecnológica com uma matéria-prima diferente, é necessário ter uma parcela maior caso dê algo de errado. Quanto mais incerto é a tecnologia e a rota, maior o custo de contingência sendo 50% o limite. Sendo assim, o custo de contingência é de US\$ 8.356.166,35, equivalente a R\$ 44.906.037,94.

## 9.2 CAPITAL DE GIRO

O capital de giro é um dinheiro adicional necessário, acima do valor de construção da planta, para que seja possível iniciar e executar até gerar receita. De acordo com Towler e Sinnott (2013), o capital de giro representa um valor de 5 a 30% sobre o ISBL+OSBL dependendo da variabilidade dos produtos. Como na planta, serão somente 3 derivados predominantemente por uma mesma matéria-prima, adotou-se o valor de 10%, resultando em um valor de R\$ 40.987.042,28.

## 9.3 CUSTOS VARIÁVEIS DA PRODUÇÃO

Os custos variáveis de produção são os custos proporcionais à produção da planta. São constituídos, neste projeto, pelos custos de transporte, matéria-prima e utilidades.

### 9.3.1 Transporte

O transporte dos produtos será inteiramente realizado através de ferrovias e o cálculo dos custos foi realizado através do software aberto fornecido pelo Observatório Nacional de Transporte e Logística (ONTL). O transporte é realizado da cidade de Itumbiara - GO até os estados de Mato Grosso, Rio Grande do Sul e Goiás, onde há maior quantidade de indústrias de biodiesel no Brasil. Como a CramBIO<sup>®</sup> possui produção de óleo, lecitina e farelo de crambe, cada um desses produtos possui uma tarifa atribuída a eles. Na Tabela 10 a seguir, estão apresentados os custos médios ferroviários, a produção anual esperada e o custo anual de transporte para cada substância.

Desse modo, é possível determinar o custo anual total envolvendo o transporte dos produtos, obtendo um valor igual a R\$ 42.167.402,57.

Tabela 10 - Custo anual de transporte dos produtos da CramBIO®.

<b>Produto</b>	<b>Custo médio ferroviário</b>	<b>Produção anual</b>	<b>Custo anual</b>
Óleo de crambe	R\$ 241,83/m <sup>3</sup>	108.086,70 m <sup>3</sup>	R\$ 26.138.605,58
Lecitina de crambe	R\$ 241,83/m <sup>3</sup>	991,21 m <sup>3</sup>	R\$ 239.704,04
Farelo de crambe	R\$ 77,28/ton	204.310,21 ton	R\$ 15.789.092,95

Fonte: Autores (2021).

Os produtos serão armazenados em tambores de aço para serem transportados. Vale ressaltar que esses tambores serão retornáveis e serão comprados o equivalente a 7 dias de produção. Apesar de estar em custo variáveis, este não foi considerado um, pois será comprado somente uma vez no primeiro mês de operação. Na Tabela 11 a seguir estão apresentados os valores referentes ao armazenamento pré-transporte desses produtos.

Tabela 11 - Custo de armazenamento dos produtos da CramBIO®.

<b>Produto</b>	<b>Custo do tambor de aço</b>	<b>Produção</b>	<b>Custo</b>
Óleo de crambe	R\$ 165,00/200L	2.161.733,95 L	R\$ 1.783.430,51
Lecitina de crambe	R\$ 165,00/200L	19.824,18 L	R\$ 16.354,95
Farelo de crambe	R\$ 165,00/200L	12.018.247,59 L	R\$ 9.915.054,26

Fonte: Autores (2021).

Desse modo, é possível determinar o custo total envolvendo o armazenamento dos produtos, obtendo um valor igual a R\$ 11.714.839,72.

### 9.3.2 Matéria-prima

Os custos de aquisição de matéria-prima foram considerados apenas em relação ao insumo, desconsiderando taxas de entrega, uma vez que todas as substâncias químicas e a oleaginosa podem ser comercializados no próprio município da instalação fabril. No processo são utilizados como matérias primas o hexano, ácido fosfórico, hidróxido de sódio e semente

de crambe. Na Tabela 12 a seguir estão expostos os custos, consumo e custo total anual para cada insumo.

Tabela 12 - Custo anual de consumo de reagentes da CramBIO<sup>®</sup>.

<b>matéria-prima</b>	<b>Custo unitário</b>	<b>Consumo anual</b>	<b>Custo anual</b>
Hexano	R\$ 12,396/kg <sup>1</sup>	139.498,64 kg	R\$ 1.729.225,16
Hidróxido de sódio	R\$ 2,726/kg <sup>1</sup>	61.595,70 kg	R\$ 167.909,89
Ácido fosfórico	R\$ 4,921/kg <sup>1</sup>	50.303,85 kg	R\$ 247.545,25
Semente de crambe	R\$ 1,05/kg <sup>2</sup>	298.550.000,00 kg	R\$ 313.477.500,00

Fonte: Autores (2021), [1] ComexStat, [2] BIODIESELBR.

Através das informações da Tabela 11 é possível determinar o custo anual total com as matérias-primas, obtendo um valor igual a R\$ 315.622.180,30.

### 9.3.3 Utilidades

Na CramBIO<sup>®</sup> as utilidades utilizadas são água distribuída na forma de vapor ou líquida e energia elétrica para funcionamento do processo. Esses custos foram calculados a partir das tarifas do estado de Goiás onde a indústria será instalada, vale ressaltar que, pelo fato de a unidade industrial ter necessidade de utilizar 1473,7859 m<sup>3</sup> por dia, o que impacta o valor da tarifa de água.

As tarifas, assim como o consumo de cada uma das utilidades e o custo total delas estão expostos na Tabela 13 a seguir.

Tabela 13 - Custos com utilidades.

<b>Utilidade</b>	<b>Tarifa</b>	<b>Consumo anual</b>	<b>Custo anual total</b>
Água	R\$ 10,83/m <sup>3</sup>	461.581,86 m <sup>3</sup>	R\$ 4.998.931,57
Energia elétrica	R\$ 0,5474/kWh	26.535.660,94 kWh	R\$ 14.525.620,80

Fonte: Autores (2021).

Desse modo, o custo total anual com as utilidades do processo terá um valor igual a R\$ 19.524552,37.

## 9.4 CUSTOS FIXOS DA PRODUÇÃO

Os custos fixos abrangem os gastos incorridos independentemente da produção da planta, ou seja, a taxa de produção não afeta os gastos nessa categoria. Os gastos a serem considerados são referentes a mão de obra, impostos e manutenções referentes ao processo. A compra do terreno também será incluída neste item, apesar de ser somente uma parcela.

### 9.4.1 Encargos trabalhistas

A empresa contará com 140 colaboradores e os pagará de acordo com o piso salarial de cada categoria. Também será contabilizado o auxílio transporte referente a duas passagens a cada dia trabalhado, horas extras, adicional noturno (quando houver jornada de trabalho no turno da noite), décimo terceiro e o terço de férias.

O salário bruto foi calculado levando em conta o piso salarial, a contribuição de 20% do salário para o INSS e a contribuição de 8% do salário para o Fundo de Garantia do Tempo de Serviço (FGTS). Já para o auxílio de transporte foi calculado levando em conta o preço de duas passagens da cidade de Itumbiara - GO. Considerando o mês com 30 dias e o preço de uma passagem do transporte público de R\$ 4,10, segundo a prefeitura de Itumbiara.

Tabela 14 - Custos com mão de obra.

(Continua)

<b>Função</b>	<b>Quantidade</b>	<b>Salário Bruto (R\$/mês)</b>	<b>Auxílio Transporte (R\$/mês)</b>	<b>Custo Total (R\$/ano)</b>
Diretor Executivo	1	5.283,00	246,00	71.631,00
Diretor Comercial	1	9.144,00	246,00	121.824,00
Diretor Administrativo Financeiro	1	9.674,00	246,00	128.714,00

Tabela 14 - Custos com mão de obra.

				(Continuação)
Diretor de Operações	1	10.181,00	246,00	135.305,00
Gerente Comercial	1	4.655,00	246,00	63.467,00
Gerente Fiscal	1	4.819,00	246,00	65.599,00
Gerente de Logística e Produção	1	4.622,00	246,00	63.038,00
Gerente de Logística e Produção (noturno)	1	5.546,40	246,00	75.055,20
Gerente Jurídico	1	4.203,00	246,00	57.591,00
Gerente de Recursos Humanos	2	4.500,00	246,00	122.904,00
Assistente Comercial	3	2.092,00	246,00	90.444,00
Assistente de Logística e Produção	4	2.391,00	246,00	136.140,00
Analista Contábil	1	2.680,00	246,00	37.792,00
Analista Fiscal	1	2.635,00	246,00	37.207,00
Engenheiro Químico	2	5.529,00	246,00	149.658,00
Engenheiro Eletricista	2	5.417,00	246,00	146.746,00
Engenheiro Mecânico	2	5.189,00	246,00	140.818,00
Supervisor de Almoarifado	1	2.000,00	246,00	28.952,00
Supervisor de Almoarifado noturno	1	2.400,00	246,00	34.152,00



Tabela 14 - Custos com mão de obra.

(Continuação)

Supervisor de Limpeza e Manutenção	1	2.452,00	246,00	34.828,00
Supervisor de Limpeza e Manutenção noturno	1	2.942,40	246,00	41.203,20
Supervisor de Produção	2	3.023,00	246,00	84.502,00
Supervisor de Produção noturno	2	3.627,60	246,00	100.221,60
Analista de Programação da Produção	4	4.427,00	246,00	242.012,00
Encarregado de Recebimento e Despacho	3	2.047,00	246,00	88.689,00
Encarregado de Recebimento e Despacho noturno	3	2.456,40	246,00	104.655,60
Mecânico	4	2.384,00	246,00	135.776,00
Mecânico noturno	4	2.860,80	246,00	160.569,60
Operário	25	1.967,00	246,00	713.075,00
Operário noturno	20	2.360,40	246,00	672.744,00
Faxineiro	10	1.222,94	246,00	188.502,20
Faxineiro noturno	10	1.467,53	246,00	220.298,64
Operadores de controle	2	2.200,00	246,00	63.104,00
Operadores de controle noturno	2	2.640,00	246,00	74.544,00
Analista de Controle e Qualidade (noturno)	2	3.260,00	246,00	90.664,00
Analista de Controle e Qualidade noturno	2	3.912,00	246,00	107.616,00
Técnico de Segurança do Trabalho	3	2.875,00	246,00	120.981,00
Assistente Jurídico	2	2.082,00	246,00	60.036,00
Analista de Recursos Humanos	5	3.096,00	246,00	216.000,00
Cozinheiro	5	1.424,00	246,00	107.320,00
Cozinheiro (noturno)	5	1.708,80	246,00	125.832,00
<b>TOTAL</b>	<b>140</b>	<b>146.263,47</b>	<b>10.086,00</b>	<b>5.227.059,04</b>

Fonte: Autores (2021).

### 9.4.2 Licenciamento e Documentação

Para iniciar as operações da CramBIO<sup>®</sup>, é necessário que alguns documentos legais sejam adquiridos previamente, são esses, Registro da Empresa, Pedido de CNPJ e Declaração Cadastral, Alvará de Funcionamento, Licenciamento Ambiental e Autorização para produção. Estes custos estão expostos na Tabela 15 a seguir.

Tabela 15 - Custos associados a licenciamento e documentação.

<b>Documento</b>	<b>Preço</b>
Registro da Empresa	R\$ 726,00
Pedido do CNPJ e Declaração Cadastral	R\$ 430,00
Alvará de Funcionamento	R\$ 586,00
Licenciamento Ambiental	R\$ 276,12
Autorização para produção	R\$ 45,00

Fonte: Autores (2021).

Desse modo, o custo total com documentação e licenciamento é igual a R\$ 2.063,12.

### 9.4.3 Manutenção e seguro

De acordo com Turton *et al.* (2009), o custo com manutenção dos equipamentos e das instalações pode ser considerado como 3% do investimento total, o que seria equivalente a R\$ 12.568.950,10. Além disso, o custo com seguro foi considerado como 1% do investimento total segundo Turton *et al.* (2009), equivalente a R\$ 4.189.650,03.

### 9.4.4 Depreciação de equipamentos e instalações

De acordo com Turton *et al.* (2009), o custo decorrente da depreciação dos equipamentos pode ser considerado como 10% do investimento com aquisição de equipamentos e com instalações, equivalente a R\$ 16.037.870,69. O valor considerado para calcular a porcentagem foi o ISBL que, predominantemente, é constituído de valores envolvendo os equipamentos e instalações.

### 9.4.5 Gastos com terreno

A unidade industrial será instalada na cidade de Itumbiara - GO e para determinar o gasto com o terreno utilizou-se o indicador monetário CUB (Custo Unitário Básico) que, conforme à Lei Federal 4.591 de 16 de dezembro de 1962, artigo 54, serve como parâmetro na determinação dos custos dos imóveis.

De acordo com o SIDUSCON-GO (2021), o valor atualizado em novembro de 2021 de 1m<sup>2</sup> para projetos de padrão galpão industrial é de R\$926,02. Como o projeto da CramBIO<sup>®</sup> consta com 17.964.49 m<sup>2</sup> contando com todas as suas instalações, os gastos totais com o terreno serão de R\$ 16.635.477,03.

## 9.5 FINANCIAMENTO

O investimento de capital fixo, capital de giro, custos variáveis e custos fixos, ou seja, a totalidade dos custos necessários para inauguração da CramBIO<sup>®</sup> e começar a produzir estão representados na Tabela 16 abaixo. Salienta-se que os custos variáveis e fixos são custos que ocorrem todo mês e todos os outros são somente uma parcela.

Tabela 16 - Categorização dos custos.

<b>Custos</b>	<b>anual</b>
ISBL	R\$ 160.378.706,93
OSBL	R\$ 64.151.482,77
Engenharia	R\$ 80.189.353,47
Contingência	R\$ 44.906.037,94
Capital de giro	R\$ 40.987.042,28
Armazenamento	R\$ 11.714.839,72
Documentação	R\$ 2.063,12
Terreno	R\$ 16.635.477,03
<b>Total</b>	<b>R\$ 418.965.003,26</b>
Transporte	R\$ 42.167.402,57
matéria-prima	R\$ 315.622.180,30
Encargos trabalhistas	R\$ 5.227.059,04
Depreciação	R\$ 16.037.870,69
Utilidades	R\$ 19.524.552,37
Manutenção	R\$ 12.568.950,10
Seguro	R\$ 4.189.650,03
<b>Total</b>	<b>R\$ 415.337.665,10</b>

Fonte: Autores (2021).

Logo os custos recorrentes a cada mês (variáveis e fixos) serão R\$ 34.611.472,09 e o valor necessário para começar as operações e que será pedido como empréstimo é R\$ 418.965.003,26.

O financiamento terá duração de 60 meses e será realizado através do Banco Nacional do Desenvolvimento (BNDES) o qual apresenta uma taxa de juros igual a 15,1% a.a., o que representa uma taxa de 1,1788% a.m. (BNDES, 2021). Além disso, o sistema de amortização escolhido foi o constante (SAC) e a Tabela 17 a seguir apresenta as informações do financiamento ao longo dos 60 meses (5 anos).

Tabela 17 - Informações do financiamento ao longo de 12 meses.

(continua)

<b>Mês</b>	<b>Valor da parcela (R\$)</b>	<b>Amortização (R\$)</b>	<b>Juros (R\$)</b>	<b>Saldo devedor (R\$)</b>
0	-	-	-	R\$ 418.965.003,26
1	R\$ 11.921.509,51	R\$ 6.982.750,05	R\$ 4.938.759,46	R\$ 411.982.253,21
2	R\$ 11.839.196,86	R\$ 6.982.750,05	R\$ 4.856.446,80	R\$ 404.999.503,16
3	R\$ 11.756.884,20	R\$ 6.982.750,05	R\$ 4.774.134,14	R\$ 398.016.753,10
4	R\$ 11.674.571,54	R\$ 6.982.750,05	R\$ 4.691.821,49	R\$ 391.034.003,05
5	R\$ 11.592.258,88	R\$ 6.982.750,05	R\$ 4.609.508,83	R\$ 384.051.252,99
6	R\$ 11.509.946,22	R\$ 6.982.750,05	R\$ 4.527.196,17	R\$ 377.068.502,94
7	R\$ 11.427.633,57	R\$ 6.982.750,05	R\$ 4.444.883,51	R\$ 370.085.752,88
8	R\$ 11.345.320,91	R\$ 6.982.750,05	R\$ 4.362.570,85	R\$ 363.103.002,83
9	R\$ 11.263.008,25	R\$ 6.982.750,05	R\$ 4.280.258,20	R\$ 356.120.252,77
10	R\$ 11.180.695,59	R\$ 6.982.750,05	R\$ 4.197.945,54	R\$ 349.137.502,72
11	R\$ 11.098.382,94	R\$ 6.982.750,05	R\$ 4.115.632,88	R\$ 342.154.752,67
12	R\$ 11.016.070,28	R\$ 6.982.750,05	R\$ 4.033.320,22	R\$ 335.172.002,61
13	R\$ 10.933.757,62	R\$ 6.982.750,05	R\$ 3.951.007,57	R\$ 328.189.252,56
14	R\$ 10.851.444,96	R\$ 6.982.750,05	R\$ 3.868.694,91	R\$ 321.206.502,50
15	R\$ 10.769.132,31	R\$ 6.982.750,05	R\$ 3.786.382,25	R\$ 314.223.752,45

Tabela 17 - Informações do financiamento ao longo de 12 meses.

(continuação)

16	R\$ 10.686.819,65	R\$ 6.982.750,05	R\$ 3.704.069,59	R\$ 307.241.002,39
17	R\$ 10.604.506,99	R\$ 6.982.750,05	R\$ 3.621.756,94	R\$ 300.258.252,34
18	R\$ 10.522.194,33	R\$ 6.982.750,05	R\$ 3.539.444,28	R\$ 293.275.502,28
19	R\$ 10.439.881,68	R\$ 6.982.750,05	R\$ 3.457.131,62	R\$ 286.292.752,23
20	R\$ 10.357.569,02	R\$ 6.982.750,05	R\$ 3.374.818,96	R\$ 279.310.002,18
21	R\$ 10.275.256,36	R\$ 6.982.750,05	R\$ 3.292.506,31	R\$ 272.327.252,12
22	R\$ 10.192.943,70	R\$ 6.982.750,05	R\$ 3.210.193,65	R\$ 265.344.502,07
23	R\$ 10.110.631,04	R\$ 6.982.750,05	R\$ 3.127.880,99	R\$ 258.361.752,01
24	R\$ 10.028.318,39	R\$ 6.982.750,05	R\$ 3.045.568,33	R\$ 251.379.001,96
25	R\$ 9.946.005,73	R\$ 6.982.750,05	R\$ 2.963.255,68	R\$ 244.396.251,90
26	R\$ 9.863.693,07	R\$ 6.982.750,05	R\$ 2.880.943,02	R\$ 237.413.501,85
27	R\$ 9.781.380,41	R\$ 6.982.750,05	R\$ 2.798.630,36	R\$ 230.430.751,80
28	R\$ 9.699.067,76	R\$ 6.982.750,05	R\$ 2.716.317,70	R\$ 223.448.001,74
29	R\$ 9.616.755,10	R\$ 6.982.750,05	R\$ 2.634.005,04	R\$ 216.465.251,69
30	R\$ 9.534.442,44	R\$ 6.982.750,05	R\$ 2.551.692,39	R\$ 209.482.501,63
31	R\$ 9.452.129,78	R\$ 6.982.750,05	R\$ 2.469.379,73	R\$ 202.499.751,58
32	R\$ 9.369.817,13	R\$ 6.982.750,05	R\$ 2.387.067,07	R\$ 195.517.001,52
33	R\$ 9.287.504,47	R\$ 6.982.750,05	R\$ 2.304.754,41	R\$ 188.534.251,47
34	R\$ 9.205.191,81	R\$ 6.982.750,05	R\$ 2.222.441,76	R\$ 181.551.501,41
35	R\$ 9.122.879,15	R\$ 6.982.750,05	R\$ 2.140.129,10	R\$ 174.568.751,36
36	R\$ 9.040.566,50	R\$ 6.982.750,05	R\$ 2.057.816,44	R\$ 167.586.001,31
37	R\$ 8.958.253,84	R\$ 6.982.750,05	R\$ 1.975.503,78	R\$ 160.603.251,25
38	R\$ 8.875.941,18	R\$ 6.982.750,05	R\$ 1.893.191,13	R\$ 153.620.501,20
39	R\$ 8.793.628,52	R\$ 6.982.750,05	R\$ 1.810.878,47	R\$ 146.637.751,14
40	R\$ 8.711.315,86	R\$ 6.982.750,05	R\$ 1.728.565,81	R\$ 139.655.001,09
41	R\$ 8.629.003,21	R\$ 6.982.750,05	R\$ 1.646.253,15	R\$ 132.672.251,03

Tabela 17 - Informações do financiamento ao longo de 12 meses.

(conclusão)

42	R\$ 8.546.690,55	R\$ 6.982.750,05	R\$ 1.563.940,50	R\$ 125.689.500,98
43	R\$ 8.464.377,89	R\$ 6.982.750,05	R\$ 1.481.627,84	R\$ 118.706.750,92
44	R\$ 8.382.065,23	R\$ 6.982.750,05	R\$ 1.399.315,18	R\$ 111.724.000,87
45	R\$ 8.299.752,58	R\$ 6.982.750,05	R\$ 1.317.002,52	R\$ 104.741.250,82
46	R\$ 8.217.439,92	R\$ 6.982.750,05	R\$ 1.234.689,86	R\$ 97.758.500,76
47	R\$ 8.135.127,26	R\$ 6.982.750,05	R\$ 1.152.377,21	R\$ 90.775.750,71
48	R\$ 8.052.814,60	R\$ 6.982.750,05	R\$ 1.070.064,55	R\$ 83.793.000,65
49	R\$ 7.970.501,95	R\$ 6.982.750,05	R\$ 987.751,89	R\$ 76.810.250,60
50	R\$ 7.888.189,29	R\$ 6.982.750,05	R\$ 905.439,23	R\$ 69.827.500,54
51	R\$ 7.805.876,63	R\$ 6.982.750,05	R\$ 823.126,58	R\$ 62.844.750,49
52	R\$ 7.723.563,97	R\$ 6.982.750,05	R\$ 740.813,92	R\$ 55.862.000,44
53	R\$ 7.641.251,32	R\$ 6.982.750,05	R\$ 658.501,26	R\$ 48.879.250,38
54	R\$ 7.558.938,66	R\$ 6.982.750,05	R\$ 576.188,60	R\$ 41.896.500,33
55	R\$ 7.476.626,00	R\$ 6.982.750,05	R\$ 493.875,95	R\$ 34.913.750,27
56	R\$ 7.394.313,34	R\$ 6.982.750,05	R\$ 411.563,29	R\$ 27.931.000,22
57	R\$ 7.312.000,68	R\$ 6.982.750,05	R\$ 329.250,63	R\$ 20.948.250,16
58	R\$ 7.229.688,03	R\$ 6.982.750,05	R\$ 246.937,97	R\$ 13.965.500,11
59	R\$ 7.147.375,37	R\$ 6.982.750,05	R\$ 164.625,32	R\$ 6.982.750,05
60	R\$ 7.065.062,71	R\$ 6.982.750,05	R\$ 82.312,66	R\$ 0,00

Fonte: Autores (2022).

## 9.6 FLUXO DE CAIXA

Tendo em vista que o regime de tributação escolhido na CramBIO<sup>®</sup> é o de Lucro Real, é necessário informar as tributações que serão realizadas no fluxo de caixa. Todas as alíquotas do Lucro Real são calculadas com base no lucro real de uma empresa, durante o período de apuração, que pode ocorrer trimestralmente ou anualmente.

O Imposto de Renda de pessoas jurídicas (IRPJ) será de 25% sobre o valor do Lucro operacional da empresa (após debitados as despesas e custos variáveis). Já a Contribuição

Social sobre o Lucro Líquido (CSLL) incide sobre o lucro do período base e tem o valor de 9%.

Os impostos que incidem sobre o lucro bruto são os impostos sobre circulação de mercadorias e serviços (ICMS, 12%), programação de integração social (PIS, 0,65% a.a.) e a contribuição para financiamento da seguridade social (COFINS, 3% a.a.).

Os ganhos da indústria são advindos da venda de óleo de crambe, lecitina e farelo. Na Tabela 18 abaixo, encontra-se a quantidade produzida, preço e quanto gera de receita.

Tabela 18 - Receita gerada.

<b>Produto</b>	<b>Preço</b>	<b>Produção anual (kg)</b>	<b>Receita anual (R\$)</b>	<b>Produção mensal (kg)</b>	<b>Receita mensal (R\$)</b>
Óleo de Crambe	7,774/kg <sup>[1]</sup>	96.197.159,04	747.836.714,38	8.016.429,92	62.319.726,20
Lecitina	5,486/kg <sup>[2]</sup>	991.208,88	5.437.276,31	82.600,74	453.106,36
Farelo	2,393/kg <sup>[3]</sup>	204.310.209,00	488.944.976,67	17.025.850,75	40.745.414,72
<b>Total</b>	-	-	1.242.218.967,36		103.518.247,28

Fonte: Autores (2021), IFAG (2021)<sup>[1]</sup>, Comex Stat (2021)<sup>[2]</sup>, CONAB (2021)<sup>[3]</sup>.

Para realizar uma boa análise financeira, é fundamental que seja o mais parecido com a realidade. Visto isso, foram feitas algumas considerações para tornar a análise fidedigna como considerar que a indústria opera a 80% de sua eficiência e que somente após 1 ano, a indústria começará a produzir e a gerar receita. Quanto à primeira consideração, segundo Hansen (2001), as indústrias não conseguem ter 100% de eficiência, pois é algo ideal. Por isso, avaliar uma indústria que consegue produzir a 80% da sua capacidade, é uma consideração necessária a ser feita, visto que mais que 85%, já é um fator considerado equivalente a uma empresa global referência em sua área. Em relação à segunda consideração, ela foi estabelecida, visto que é impossível uma indústria de grande porte começar a produzir desde o primeiro mês. Um ano para ela se estabelecer já é um cenário otimista considerando o país (Brasil) em que ela se encontra e, portanto, é uma consideração vital a ser feita. O cenário com as observações comentadas acima está demonstrado na Tabela 19, representando o fluxo de caixa previsto da empresa.

Tabela 19 - Fluxo de caixa da CramBIO®.

(Continua)

Mês	Receita Bruta	Custo de produção	ICMS+PIS+CONFINS	Financiamento	CSLL+IRPJ	Lucro Líquido
0	0,00	0,00	0,00	11.921.509,51	0,00	-11.921.509,51
1	0,00	0,00	0,00	11.839.196,86	0,00	-11.839.196,86
2	0,00	0,00	0,00	11.756.884,20	0,00	-11.756.884,20
3	0,00	0,00	0,00	11.674.571,54	0,00	-11.674.571,54
4	0,00	0,00	0,00	11.592.258,88	0,00	-11.592.258,88
5	0,00	0,00	0,00	11.509.946,22	0,00	-11.509.946,22
6	0,00	0,00	0,00	11.427.633,57	0,00	-11.427.633,57
7	0,00	0,00	0,00	11.345.320,91	0,00	-11.345.320,91
8	0,00	0,00	0,00	11.263.008,25	0,00	-11.263.008,25
9	0,00	0,00	0,00	11.180.695,59	0,00	-11.180.695,59
10	0,00	0,00	0,00	11.098.382,94	0,00	-11.098.382,94
11	0,00	0,00	0,00	11.016.070,28	0,00	-11.016.070,28
12	0,00	0,00	0,00	10.933.757,62	3.717.477,59	-7.216.280,03
13	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	10.851.444,96	8.293.006,71	16.098.189,50
14	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	10.769.132,31	8.320.993,01	16.152.515,85
15	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	10.686.819,65	8.348.979,32	16.206.842,21
16	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	10.604.506,99	8.376.965,62	16.261.168,56
17	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	10.522.194,33	8.404.951,93	16.315.494,91
18	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	10.439.881,68	8.432.938,23	16.369.821,27
19	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	10.357.569,02	8.460.924,53	16.424.147,62
20	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	10.275.256,36	8.488.910,84	16.478.473,98
21	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	10.192.943,70	8.516.897,14	16.532.800,33
22	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	10.110.631,04	8.544.883,44	16.587.126,68
23	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	10.028.318,39	8.572.869,75	16.641.453,04
24	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	9.946.005,73	8.600.856,05	16.695.779,39
25	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	9.863.693,07	8.628.842,35	16.750.105,75
26	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	9.781.380,41	8.656.828,66	16.804.432,10
27	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	9.699.067,76	8.684.814,96	16.858.758,45
28	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	9.616.755,10	8.712.801,26	16.913.084,81
29	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	9.534.442,44	8.740.787,57	16.967.411,16
30	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	9.452.129,78	8.768.773,87	17.021.737,52
31	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	9.369.817,13	8.796.760,18	17.076.063,87
32	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	9.287.504,47	8.824.746,48	17.130.390,22
33	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	9.205.191,81	8.852.732,78	17.184.716,58
34	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	9.122.879,15	8.880.719,09	17.239.042,93
35	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	9.040.566,50	8.908.705,39	17.293.369,29
36	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	8.958.253,84	8.936.691,69	17.347.695,64
37	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	8.875.941,18	8.964.678,00	17.402.021,99
38	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	8.793.628,52	8.992.664,30	17.456.348,35
39	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	8.711.315,86	9.020.650,60	17.510.674,70



Tabela 19 - Fluxo de caixa da CramBIO®.

							(Conclusão)
40	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	8.629.003,21	9.048.636,91	17.565.001,06	
41	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	8.546.690,55	9.076.623,21	17.619.327,41	
42	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	8.464.377,89	9.104.609,52	17.673.653,77	
43	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	8.382.065,23	9.132.595,82	17.727.980,12	
44	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	8.299.752,58	9.160.582,12	17.782.306,47	
45	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	8.217.439,92	9.188.568,43	17.836.632,83	
46	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	8.135.127,26	9.216.554,73	17.890.959,18	
47	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	8.052.814,60	9.244.541,03	17.945.285,54	
48	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	7.970.501,95	9.272.527,34	17.999.611,89	
49	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	7.888.189,29	9.300.513,64	18.053.938,24	
50	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	7.805.876,63	9.328.499,94	18.108.264,60	
51	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	7.723.563,97	9.356.486,25	18.162.590,95	
52	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	7.641.251,32	9.384.472,55	18.216.917,31	
53	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	7.558.938,66	9.412.458,85	18.271.243,66	
54	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	7.476.626,00	9.440.445,16	18.325.570,01	
55	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	7.394.313,34	9.468.431,46	18.379.896,37	
56	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	7.312.000,68	9.496.417,77	18.434.222,72	
57	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	7.229.688,03	9.524.404,07	18.488.549,08	
58	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	7.147.375,37	9.552.390,37	18.542.875,43	
59	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	7.065.062,71	9.580.376,68	18.597.201,78	
60	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	0,00	11.982.498,00	23.260.143,17	
61	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	0,00	11.982.498,00	23.260.143,17	
62	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	0,00	11.982.498,00	23.260.143,17	
63	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	0,00	11.982.498,00	23.260.143,17	
64	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	0,00	11.982.498,00	23.260.143,17	
65	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	0,00	11.982.498,00	23.260.143,17	
66	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	0,00	11.982.498,00	23.260.143,17	
67	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	0,00	11.982.498,00	23.260.143,17	
68	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	0,00	11.982.498,00	23.260.143,17	
69	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	0,00	11.982.498,00	23.260.143,17	
70	82.814.597,82	34.611.472,09	12.960.484,56	0,00	11.982.498,00	23.260.143,17	

Fonte: Autores (2022).

## 9.7 TAXA MÍNIMA DE ATRATIVIDADE (TMA)

Tem-se definida a Taxa Mínima de Atratividade (TMA) como uma taxa de juros que indica o mínimo que uma empresa se propõe a receber ao realizar um investimento. No Brasil, o mercado se baseia na taxa SELIC para realização do cálculo da TMA, de modo que no mês de Dezembro de 2021 esta se encontrava com um valor equivalente a 9,25% a.a..

Portanto, para o projeto da CramBIO® se considerou uma TMA de 9,25% a.a que representa 0,74% ao mês.

## 9.8 INDICADORES DE RETORNO

Para avaliar se o projeto é viável serão utilizados como base as análises dos indicadores de retorno: TIR, VPL e Payback. Utilizou-se o software *Excel*® para realizar o cálculo desses indicadores.

### 9.8.1 Taxa Interna de Retorno (TIR)

A Taxa Interna de Retorno (TIR) é uma taxa representativa, utilizada para indicar se um projeto econômico é viável ou não por meio dos fluxos de caixa da empresa ao longo de determinado tempo. Portanto, calcula a taxa de desconto que um fluxo de caixa deve ter para que seu Valor Presente Líquido (VPL) seja equivalente a zero.

Para analisar o resultado da TIR, é necessário conhecer a TMA para realizar a comparação entre as duas, de modo que um projeto se mostra lucrativo quando a TIR possui um valor maior que a TMA. O valor de TIR encontrado foi de 1,14% e como a TMA é 0,74%, então conclui-se que o projeto é lucrativo.

### 9.8.2 Valor Presente Líquido (VPL)

O Valor Presente Líquido é uma ferramenta que permite analisar a viabilidade do projeto. Pode ser calculada por meio da soma de todos os valores do fluxo de caixa na data presente, de modo que se o valor resultante for positivo, o projeto é viável. Os valores encontrados estão representados na Tabela 20 e ilustrados na Figura 45 abaixo.

Tabela 20 - Fluxo de caixa da CramBIO®.

(continua)

Mês	Fluxo de caixa projetado	Valor Presente	Valor Presente Acumulado
0	-418.965.003,26	-418.965.003,26	-418.965.003,26
1	-11.921.509,51	-11.833.942,71	-430.798.945,98
2	-11.839.196,86	-11.665.911,23	-442.464.857,21
3	-11.756.884,20	-11.499.709,75	-453.964.566,96
4	-11.674.571,54	-11.335.320,45	-465.299.887,42
5	-11.592.258,88	-11.172.725,68	-476.472.613,09
6	-11.509.946,22	-11.011.907,93	-487.484.521,03
7	-11.427.633,57	-10.852.849,89	-498.337.370,91
8	-11.345.320,91	-10.695.534,37	-509.032.905,28
9	-11.263.008,25	-10.539.944,36	-519.572.849,64
10	-11.180.695,59	-10.386.062,99	-529.958.912,63
11	-11.098.382,94	-10.233.873,56	-540.192.786,19
12	-11.016.070,28	-10.083.359,52	-550.276.145,71
13	-7.216.280,03	-6.556.772,95	-556.832.918,66

Tabela 20 - Fluxo de caixa da CramBIO®.

(continua)

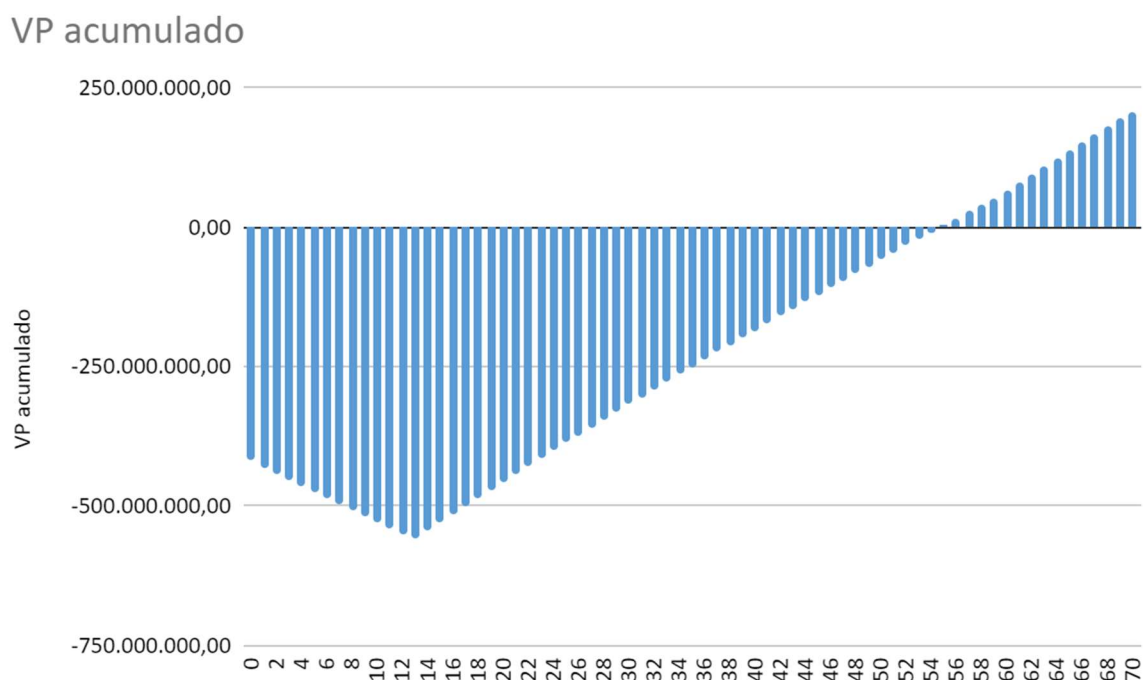
14	16.098.189,50	14.519.511,85	-542.313.406,81
15	16.152.515,85	14.461.500,90	-527.851.905,92
16	16.206.842,21	14.403.558,79	-513.448.347,13
17	16.261.168,56	14.345.687,64	-499.102.659,49
18	16.315.494,91	14.287.889,53	-484.814.769,96
19	16.369.821,27	14.230.166,52	-470.584.603,44
20	16.424.147,62	14.172.520,61	-456.412.082,84
21	16.478.473,98	14.114.953,79	-442.297.129,05
22	16.532.800,33	14.057.468,00	-428.239.661,05
23	16.587.126,68	14.000.065,17	-414.239.595,87
24	16.641.453,04	13.942.747,18	-400.296.848,69
25	16.695.779,39	13.885.515,87	-386.411.332,82
26	16.750.105,75	13.828.373,07	-372.582.959,75
27	16.804.432,10	13.771.320,56	-358.811.639,20
28	16.858.758,45	13.714.360,10	-345.097.279,10
29	16.913.084,81	13.657.493,41	-331.439.785,69
30	16.967.411,16	13.600.722,19	-317.839.063,50
31	17.021.737,52	13.544.048,12	-304.295.015,38
32	17.076.063,87	13.487.472,81	-290.807.542,57
33	17.130.390,22	13.430.997,88	-277.376.544,69
34	17.184.716,58	13.374.624,91	-264.001.919,78
35	17.239.042,93	13.318.355,45	-250.683.564,33
36	17.293.369,29	13.262.191,01	-237.421.373,31
37	17.347.695,64	13.206.133,10	-224.215.240,22
38	17.402.021,99	13.150.183,17	-211.065.057,05
39	17.456.348,35	13.094.342,66	-197.970.714,39
40	17.510.674,70	13.038.612,99	-184.932.101,41
41	17.565.001,06	12.982.995,53	-171.949.105,88
42	17.619.327,41	12.927.491,66	-159.021.614,22
43	17.673.653,77	12.872.102,69	-146.149.511,53
44	17.727.980,12	12.816.829,94	-133.332.681,59
45	17.782.306,47	12.761.674,69	-120.571.006,90
46	17.836.632,83	12.706.638,19	-107.864.368,70
47	17.890.959,18	12.651.721,68	-95.212.647,03
48	17.945.285,54	12.596.926,36	-82.615.720,67
49	17.999.611,89	12.542.253,41	-70.073.467,26
50	18.053.938,24	12.487.703,99	-57.585.763,27
51	18.108.264,60	12.433.279,24	-45.152.484,02
52	18.162.590,95	12.378.980,28	-32.773.503,75
53	18.216.917,31	12.324.808,18	-20.448.695,57
54	18.271.243,66	12.270.764,01	-8.177.931,56
55	18.325.570,01	12.216.848,82	4.038.917,26
56	18.379.896,37	12.163.063,63	16.201.980,89

Tabela 20 - Fluxo de caixa da CramBIO®.

			(conclusão)
57	18.434.222,72	12.109.409,44	28.311.390,32
58	18.488.549,08	12.055.887,22	40.367.277,54
59	18.542.875,43	12.002.497,93	52.369.775,47
60	18.597.201,78	11.949.242,51	64.319.017,97
61	23.260.143,17	14.835.540,32	79.154.558,30
62	23.260.143,17	14.726.569,15	93.881.127,45
63	23.260.143,17	14.618.398,41	108.499.525,86
64	23.260.143,17	14.511.022,21	123.010.548,07
65	23.260.143,17	14.404.434,72	137.414.982,79
66	23.260.143,17	14.298.630,14	151.713.612,94
67	23.260.143,17	14.193.602,73	165.907.215,67
68	23.260.143,17	14.089.346,77	179.996.562,44
69	23.260.143,17	13.985.856,61	193.982.419,05
70	23.260.143,17	13.883.126,60	207.865.545,65

Fonte: Autores (2021).

Figura 45 - VPL.



Fonte: Autores (2021).

Dessa forma, pode-se concluir que a indústria começará a dar um lucro crescente a partir do mês 55 ou em 4 anos e 7 meses.

### **9.8.3 *Payback***

O *Payback* representa o tempo necessário para haver retorno sobre o investimento feito. Ou seja, é o tempo necessário até o VPL zerar e dar números positivos, indicando que o investimento está começando a dar lucro e dessa forma, o projeto se torna viável do ponto de vista financeiro. Quanto menor o *Payback*, melhor para os investidores, visto que o dinheiro será retornado a eles em menor tempo.

O tempo de *payback* do projeto é de 55 meses equivalente a 4 anos e 7 meses, considerado aceitável, visto o tamanho da indústria e seu investimento inicial.

## 10 CONCLUSÃO

Em meio a crescente demanda de fontes alternativas e limpas de energia, devido a preocupações mundiais envolvendo o esgotamento de combustíveis fósseis e problemas climáticos, o desenvolvimento de combustíveis renováveis é uma importante pauta. Isto porque o setor de transportes é responsável por cerca de um quinto das emissões globais de dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) e por cerca de 60% do consumo mundial de petróleo (COSTA e PEREIRA, 2020). Por isso, fontes energéticas alternativas são extremamente relevantes no combate ao impacto ambiental.

Biocombustíveis são derivados da biomassa renovável com potencial para substituir parcial ou totalmente os combustíveis oriundos do petróleo em motores de combustão ou em outros setores de geração de energia (SILVA, 2017). Contudo, há outra alternativa que consegue substituir o biocombustível como as baterias elétricas. Entretanto, a previsão para essas tecnologias começarem a fazer efeito, por exemplo no Brasil, é somente próximo de 2050 (EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA, 2018). Até lá qualquer tecnologia que auxilie no combate às energias de fontes fósseis deve ser utilizada.

Em 2018, a oleaginosa mais utilizada na substituição às energias de origens fósseis no Brasil é a de soja, totalizando 69,8% da produção nacional de biodiesel (ANP, 2019). Entretanto, apesar de ser a mais utilizada, ela apresenta algumas desvantagens em relação ao crambe como por exemplo o ciclo de produção mais longo, a concorrência com o setor alimentício e o teor de óleo de semente de aproximadamente 19% (LUZ, MAINIER E MONTEIRO, 2015). Os maiores benefícios de se utilizar o crambe são a grande estabilidade oxidativa do produto final (COSTA *et al.*, 2019), sua tolerância a seca e geada, ciclo de produção mais curto e um elevado teor de óleo que dependendo da região pode ir de 30 a 38% (JASPER *et al.*, 2010; SOUZA *et al.*, 2009; LALAS *et al.*, 2012). Assim como a soja, também podem ser produzidos paralelamente a lecitina e o farelo, possibilitando aproveitar bem a matéria-prima.

Nesse cenário, criou-se a CramBIO<sup>®</sup> com uma planta projetada de 17.964.49 m<sup>2</sup> e faturamento mensal com o óleo de crambe refinado voltado para biodiesel, lecitina e farelo num total de R\$ 82.814.597,82 (considerando 80% de eficiência produtiva). Analisando os indicadores de retorno, pode-se concluir que o projeto é viável, visto que a TIR é maior que a TMA e o VPL depois de 4 anos e 7 meses fica positivo e crescente.

Há algumas ponderações a serem feitas em virtude de se utilizar uma matéria-prima pouco conhecida no Brasil. O primeiro impedimento é que para o tamanho da planta e sua

grande produção, no país não há matéria-prima suficiente. Então seria necessário importar ou fomentar a produção de crambe no Brasil. Em todo o país, apenas uma indústria já consome toda a produção nacional de crambe (BIODIESELBR, 2011). Outro impedimento que impacta diretamente a análise de custos é o desconhecimento do preço de venda dos produtos e do crambe em relação ao mercado. Não foi possível determinar o custo exato de mercado da semente de crambe (foi feita uma estimativa calculando o preço da semente em 2011 considerado a inflação acumulada até hoje) e nem o preço de venda da lecitina, farelo e óleo de crambe. Nos cálculos foi considerado o preço relativo à soja para esses produtos com um acréscimo de 15% maior, visto que é um produto escasso e com matéria-prima disponível.

Dessa forma, por não ter uma produção nacional de crambe grande o suficiente que comporte a produção em larga escala, o projeto não é possível de ser realizado no momento atual. Entretanto, este trabalho de conclusão de curso de Engenharia Química buscou apresentar o grande potencial que essa matéria-prima pouco explorada pelo mercado possui. Espera-se que o estudo apresentado neste documento possa fomentar futuras pesquisas e incentivos acerca do óleo de crambe voltado para a produção de biodiesel.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AERSTIN, F.; STREET, G. **Applied Chemical Process Design**. 1 ed. Michigan, Midland: Plenum Press, 1978.

ALMEIDA, R. L.; RAVAGNANI, M. A. S. S.; MODENES, A. N.; **Soybean oil extraction in belt extractors with miscella recirculation, Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**. Volume 49, Issue 10, 2010, Pages 996-1005, ISSN 0255-2701, <https://doi.org/10.1016/j.cep.2010.07.002>.

ANDERSON INTERNATIONAL CORP. **Solvex brochure**. Disponível em: <[http://www.andersonintl.com/wp-content/uploads/2021/04/210387\\_AI\\_Solvex\\_Brochure-v3.pdf](http://www.andersonintl.com/wp-content/uploads/2021/04/210387_AI_Solvex_Brochure-v3.pdf)>. Acesso em: 13/10/2021.

ANP - AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS. **RANP 45 - 2014**. 25 de agosto de 2014. Disponível em: <<http://legislacao.anp.gov.br/?path=legislacao-anp/resol-anp/2014/agosto&item=ranp-45-2014>>.

ANP - AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS. **RANP 798 - 2019**. 01 de agosto de 2019. Disponível em: <<http://legislacao.anp.gov.br/?path=legislacao-anp/resol-anp/2019/agosto&item=ranp-798-2019>>.

ANP - AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS. **Biocombustíveis**. Disponível em: <<http://www.anp.gov.br/biocombustiveis>>.

ANVISA - AGÊNCIA NACIONAL DE VIGILÂNCIA SANITÁRIA. **Instrução Normativa - IN nº 87**. 15 de março de 2021. Ministério da Saúde (MS). Disponível em: <[http://antigo.anvisa.gov.br/documents/10181/5887540/IN\\_87\\_2021\\_.pdf/10472f9f-5e55-4da1-84a7-04f24d26c858](http://antigo.anvisa.gov.br/documents/10181/5887540/IN_87_2021_.pdf/10472f9f-5e55-4da1-84a7-04f24d26c858)>.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS (ABNT). **NBR 7505**: Armazenamento de líquidos inflamáveis e combustíveis. Parte 4: Armazenamento em recipientes e em tanques portáteis até 3 000 L. Rio de Janeiro, 2015.



ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS (ABNT). **NBR 10004**: Resíduos sólidos - Classificação. Rio de Janeiro, 2004.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS (ABNT). **NBR 14001**: Sistemas de gestão ambiental — Requisitos com orientações para uso. Rio de Janeiro, 2015.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS (ABNT). **NBR 15553**: Biodiesel — Determinação dos teores de cálcio, magnésio, sódio, fósforo e potássio por espectrometria de emissão ótica com plasma indutivamente acoplado (ICPOES). Rio de Janeiro, 2019.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS (ABNT). **NBR 15554**: Produtos derivados de óleos e gorduras - Ésteres metílicos/etílicos de ácidos graxos - Determinação do teor de sódio por espectrometria de absorção atômica. Rio de Janeiro, 2008.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS (ABNT). **NBR 15555**: Produtos derivados de óleos e gorduras - Ésteres metílicos/etílicos de ácidos graxos - Determinação do teor de potássio por espectrometria de absorção atômica. Rio de Janeiro, 2008.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS (ABNT). **NBR 15556**: Biodiesel — Determinação do teor de sódio, potássio, magnésio e cálcio por espectrometria de absorção atômica. Rio de Janeiro, 2020.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS (ABNT). **NBR 11174**: Armazenamento de resíduos sólidos classes II - não inertes e III - inertes. Rio de Janeiro: ABNT, 1990.

ATABANI, A. E.; SILITONGAA, A. S.; ONGA, H. C.; MAHIAC, T. M. I.; MASJUKI, H. H.; BADRUDDINA, I. A.; FAYAZ, H. **Non-edible vegetable oils: A critical evaluation of oil extraction, fatty acid compositions, biodiesel production, characteristics, engine performance and emissions production**. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v. 18, p. 211–245, 2013.

BAKER, E. C.; MUSTAKAS, G. C.; MCGHEE, J. E. **Degradation of Lipids and Glucosinolates in Dehulled Crambe Seed During Storage**. *Journal of the American Oil Chemists' Society*, Vol. 52(10), pág. 404–406, 1975. doi:10.1007/bf02545275. Disponível em: <<https://aocs.onlinelibrary.wiley.com/doi/abs/10.1007/BF02545275>>.

BANCO NACIONAL DO DESENVOLVIMENTO - BNDES. **Taxa de juros a longo prazo**

- **TJLP.** Disponível em:

<[https://www.bndes.gov.br/wps/portal/site/home/financiamento/guia/custos-financeiros/taxa-juros-longo-prazo-](https://www.bndes.gov.br/wps/portal/site/home/financiamento/guia/custos-financeiros/taxa-juros-longo-prazo)

tjlp#:~:text=jul%2F2021%20a%20set%2F2021,%2F2021%204%2C61%25%20a.a.>.

BIODIESELBR. **Crambe: Preço, área plantada e mercado garantido.** São Paulo,

Novembro de 2011. Disponível em: <<https://www.biodieselbr.com/noticias/em-foco/crambe-mercado-garantido-080811>>.

BIODIESELBR. **Tudo sobre crambe.** São Paulo, fevereiro de 2021. Disponível em:

<<https://www.biodieselbr.com/plantas/crambe/crambe-abyssinica>>.

IPEADATA. **Taxa de câmbio comercial para compra: real (R\$) / dólar americano (US\$)**

- **média.** Novembro de 2021. Disponível em:

<<http://www.ipeadata.gov.br/ExibeSerie.aspx?serid=38590&module=M>>.

BRASIL. Lei Nº 9.433, de 8 de janeiro de 1997. Outorga o uso da água. **Secretaria de Estado de Meio Ambiente e Desenvolvimento Sustentável (SEMAD).** Governo do Estado de Goiás.

BRASINTER. **Ácido fosfórico.** FISPQ - Ficha De Informações De Segurança De Produto

Químico, março 2014. Disponível em:

<<https://www.ict.unesp.br/Home/sobreict/departamentosdeensino/odontologiestauradora/li-pq-laboratoriointegradodepesquisa/acido-fosforico-85.pdf>>.

BROCK, J., NOGUEIRA, M.R., ZAKRZEWSKI, C., CORAZZA, F., CORAZZA, M.

OLIVEIRA, J. **Determinação experimental da viscosidade e condutividade térmica de**

**óleos vegetais.** Ciência e Tecnologia de Alimentos, setembro 2008. Disponível em: <

<https://www.scielo.br/j/cta/a/WzXC6vyQwhZtngpdLLRQH3K/?format=pdf&lang=pt>>.

BSBIOS. **Óleo degomado.** FISPQ - Ficha De Informações De Segurança De Produto

Químico, setembro 2014. Disponível em:

<[https://www.bsbios.com/media/adminfiles/oleo\\_degomado\\_passo\\_fundo.pdf](https://www.bsbios.com/media/adminfiles/oleo_degomado_passo_fundo.pdf)>.

CARLSSON, A. S. **Plant oils as feedstock alternatives to petroleum – A short survey of potential oil crop platforms.** Biochimie, 91(6), páginas 665–670, 2009. doi:10.1016/j.biochi.2009.03.021

CARRERA, R. A.; VELOSO, C. M.; KNUPP, L. S.; JÚNIOR, A. H. S.; DETMANN, E.; LANA, R. P. **Protein co-products and by-products of the biodiesel industry for ruminants feeding.** Revista Brasileira de Zootecnia, Viçosa, MG, v. 41, n. 5, p. 1202-1211, set./out. 2012.

CETESB - Companhia Ambiental do Estado de São Paulo. **Hexano.** Ficha de informação de produto químico, São Paulo. Disponível em: <[https://sistemasinter.cetesb.sp.gov.br/produtos/ficha\\_completa1.asp?consulta=HEXANO](https://sistemasinter.cetesb.sp.gov.br/produtos/ficha_completa1.asp?consulta=HEXANO)>.

CETESB - Companhia Ambiental do Estado de São Paulo. **Hidróxido de sódio.** Ficha de informação toxicológica, São Paulo, julho de 2020. Disponível em: <<https://cetesb.sp.gov.br/laboratorios/wp-content/uploads/sites/24/2020/07/Hidro%CC%81xido-de-So%CC%81dio.pdf>>.

CHASE, M.W., Jr. **NIST-JANAF Thermochemical Tables.** J. Phys. Chem. Ref. Data, Fourth Edition, Monograph 9, 1998, 1-1951. Disponível em: <<https://webbook.nist.gov/cgi/cbook.cgi?ID=C1310732&Type=JANAFS&Table=on>>.

Acesso em 06 de Out. 2021.

CHENG, M.; SEKHON, J. J. K.; ROSENTRATER, K. A.; WANG, T.; JUNG, S.; JOHNSON, L. A. **Environmental impact assessment of soybean oil production: Extruding-expelling process, hexane extraction and aqueous extraction.** Food and Bioproducts Processing, Volume 108, 2018, Pages 58-68, ISSN 0960-3085. <https://doi.org/10.1016/j.fbp.2018.01.001>.

COLODETTI, T. F.; MARTINS, L. D.; RODRIGUES, W. N.; BRINATE, S. V. B.; TOMAZ, M. A. **Crambe: aspectos gerais da produção agrícola.** ENCICLOPÉDIA BIOSFERA, Centro Científico Conhecer - Goiânia, v.8, N.14; p. 258, 2012.

COMPANHIA NACIONAL DE ABASTECIMENTO. **Preços Agropecuários.** Disponível em: <<https://www.conab.gov.br/info-agro/precos?view=default>>.

COSTA, Alexandre Sylvio Vieira da; PEREIRA, Cláudia Aparecida Fernandes. **Análise técnico-social da produção de biodiesel no Brasil e no desenvolvimento agrícola do norte de Minas Gerais.** DRd - Desenvolvimento Regional em debate, v. 10, p. 789-809, 08/07/2020. DOI: <https://doi.org/10.24302/drd.v10i0.2885>

COSTA, E.; ALMEIDA, M. F.; ALVIM-FERRAZ, M. C.; DIAS, J. M. **Effect of Crambe abyssinica oil degumming in phosphorus concentration of refined oil and derived biodiesel.** Renew Energy 124, 2017, 27-33. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.renene.2017.08.089>

COSTA, E.; ALMEIDA, M.F.; ALVIM-FERRAZ, M. C.; DIAS, J. M. **The cycle of biodiesel production from Crambe abyssinica in Portugal, Industrial Crops and Products.** Volume 129, 2019, Pages 51-58, ISSN 0926-6690, <https://doi.org/10.1016/j.indcrop.2018.11.032>.

Council directive 2009/32/EC on the approximation of the laws of the Member States on extraction solvents used in the production of foodstuffs and food ingredients' (2009) Official Journal L141, p. 3.

CREMASCO, M. A., **Operações Unitárias em Sistemas Particulados e Fluidomecânicos.** Editora Edgard Blücher Ltda. 2012.

CROWN IRON WORKS COMPANY. **Desolventizer-Toaster-Dryer-Cooler.** Disponível em: <http://www.crowniron.com/wp-content/uploads/2018/01/DTDC.pdf>.

CROWN IRON WORKS COMPANY. **Extrator por solvente modelo III.** Disponível em: [http://www.crowniron.com/wp-content/uploads/2018/01/Crown-Model-III-Brochure\\_A4\\_PORT\\_WEB.pdf](http://www.crowniron.com/wp-content/uploads/2018/01/Crown-Model-III-Brochure_A4_PORT_WEB.pdf).

EMBRAPA. **Época de semeadura.** Agência de Informação EMBRAPA - Soja, 2010. Disponível em: <https://www.agencia.cnptia.embrapa.br/gestor/soja/arvore/CONT000fv6nbpq002wx5eo0c9sIrah3apwqs.html#:~:text=De%20modo%20geral%2C%20o%20per%20C3%ADodo,e%20altura%20de%20planta%20adequada.>>.

EMBRAPA. **Soja.** Portal de informações. Disponível em: <https://www.embrapa.br/soja/cultivos/soja1>.

EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA. **Eletromobilidade e Biocombustíveis**. Documento de Apoio ao PNE 2050, 2008.

ERICKSON, David R. **Practical Handbook of Soybean Processing and Utilization**. AOCS Press and the United Soybean Board, 1995.

FALASCA, S. L.; FLORES, N.; LAMAS, M. C.; CARBALLO, S. M.; ANSCHAU, A. **Crambe abyssinica: an almost unknown crop with a promissory future to 90 produce biodiesel in Argentina**. International Journal of Hydrogen Energy, v. 35, p. 5808–5812, 2010.

FAN, X., BURTON, R., AUSTIC, G., **Conversion of Degummed Soybean Oil to Biodiesel: Optimization of Degumming Methods and Evaluation of Fuel Properties**, International Journal of Green Energy, 7:6, 2010, 593-599, DOI: 10.1080/15435075.2010.529403.

FELBERG, Ilana; CABRAL, Lair Chaves. **Otimização do Processo de Descascamento de Soja Utilizando Descascador de Discos Paralelos Horizontais**. Rio de Janeiro, 2001. Disponível em: <[https://www.agencia.cnptia.embrapa.br/Repositorio/CT+43+\\_000h8bjmo6s02wx7ha04r874wxaw1xq8.pdf](https://www.agencia.cnptia.embrapa.br/Repositorio/CT+43+_000h8bjmo6s02wx7ha04r874wxaw1xq8.pdf)>.

FIRJAN. **Manual de Licenciamento Ambiental: Guia de procedimentos passo a passo**. Rio de Janeiro: GMA, 2004.

FISPQ - **Ficha de Informações de Segurança de Produtos Químicos: Ácido Fosfórico 85%**. Disponível em: <<https://www.farmacia.ufmg.br/wp-content/uploads/2018/10/FISPQ-Acido-Fosf%C3%B3rico-5.pdf>>. Acesso em: 06 de Out. 2021.

FOUST, A. S.; WENZEL, L. A.; CLUMP, C. W.; ANDERSON, L. B. **Principles Of Unit Operations**, 2nd ed. Rio de Janeiro: Guanabara Dois, 1982.

GAUTO, M. A., ROSA, G. R., **Processos e operações unitárias da indústria química**. Rio de Janeiro: Editora Ciência Moderna Ltda., 2011.

GEANKOPLIS, C. **Transport Processes and Unit Operations**. Boston: Allyn and Bacon, Inc., 2º Edição, 1993.

GEANKOPLIS, C. J., HERSEL, A. A., LEPEK, D. H., **Transport Processes and Separation Process Principles**. Copyright© Pearson Education, Inc, 5ª Edição, 2018.

GOVERNO DE GOIÁS. **Estado tem novo programa de incentivos fiscais**. 2020. Disponível em: <<https://www.goias.gov.br/servico/43-economia/123199-estado-tem-novo-programa-de-incentivos-fiscais.html>>.

GOVERNO FEDERAL. **Cartilha do Programa Nacional de Produção e Uso de Biodiesel (PNPB)**, 2010. Disponível em: <<https://www.gov.br/agricultura/pt-br/assuntos/agricultura-familiar/biodiesel/arquivos/>>.

GREWAL, V. S. **Synthesis and properties of very high erucic acid oils**. University of Saskatchewan Saskatoon, December, 1991.

GUNSTONE, F. D. **Phospholipid technology and applications**. Woodhead Publishing Limited, 2008.

HAMM, W.; HAMILTON, R. J; CALLIAUW, G. **Edible Oil Processing**. John Wiley & Sons, Ltd., Segunda edição, 2013.

HANSEM, R. C. **Overall Equipment Effectiveness: A Powerful Production/maintenance Tool for Increased Profits**. Industrial Press Inc., Primeira edição, 2001.

HEINZLE, E; BIWER, A. P.; COONEY, C. L.. **Development of Sustainable Bioprocesses: Modeling and Assesment**. 2006 John Wiley & Sons, Ltd. ISBN: 0-470-01559-4.

IAC - INSTITUTO AGRONÔMICO. **Cultivares de Soja**. Disponível em: <<http://www.iac.sp.gov.br/cultivares/inicio/Folders/Soja/IAC18.htm>>.

INCROPERA, F. P., DEWITT, D. P., BERGMAN, T.I., LAVINE, A. S. **Fundamentos de Transferência de Calor e Massa** LTC- Livros Técnicos e Científicos Editora S.A., Sexta edição, 2008.

JASPER, S. P.; BIAGGIONI, M. A. M.; SILVA, P. R. A.; SEKI, A. S.; BUENO, O. C. **Análise Energética da cultura do crambe (Crambe abyssinica hochst) produzida em plantio direto**. Eng. Agríc., Jaboticabal, v. 30, n. 3, p. 395-403, Junho de 2010.

JASPER, S. P.; BIAGGIONI, M. A.; SILVA, P. R. **Caracterização físico-química do óleo e do biodiesel de crambe abyssinica hochst.** Nucleus, v.10, n.2, out. 2013. doi: 10.3738/1982.2278.854.

JERRY, W. K.; GARRY, R.L.. **A Solution Thermodynamic Study of Soybean Oil/Solvent Systems by Inverse Gas Chromatography.** Northern Regional Research Center, Agricultural Research Service/USDA. JAOCS, Vol. 67, no. 7. 1990.

JORGE, N.; SOARES, B. B. P.; LUNARDI, V. M.; MALACRIDA, C. R. **Alterações físico-químicas dos óleos de girassol, milho e soja em frituras.** Química Nova, v.28, n.6, p.947-951, 2005. doi: 10.1590/S0100-40422005000600003.

KEMPER, G.T **Minimização da perda de solvente,** Grãos & Óleos, p. 22, Setembro/Outubro, 1998.

KERMODE, A.R. **Approaches to elucidate the basis of desiccation-tolerance in seeds.** Seed Science Research, v. 7, p. 75-95. 1997.

KREITH, F., MANGLIK, T. M., BOHN, M. S. **Principles of Heat Transfer.**7th edition. Cengage Learning, Inc., 2011.

LALAS; STRAVOS; GORTZI; OLGA; ATHANASIADIS; VASSILIS; DOURTOGLOU, THALIA; DOURTOGLOU; VASSILIS. **Full Characterisation of Crambe abyssinica Hochst. Seed Oil.** Journal of Oil & Fat Industries, 2012. <https://doi-org.ez47.periodicos.capes.gov.br/10.1007/s11746-012-2122-y>.

LEDOUX, D. R.; BELYEA, R. L.; WALLIG, M. A.; TUMBLESÓN, M. E. **Effects of feeding crambe meal upon intake, gain, health and meat quality of broiler chicks.** Animal Feed Science and Technology, v.76, p.227-240, 1999.

LEGAL INFORMATION INSTITUTE. **21 CFR 573.310 - Crambe meal, heat toasted.** Junho, 1981. Disponível em: <<https://www.law.cornell.edu/cfr/text/21/573.310>>. Acesso em: janeiro de 2022.

LÔBO, I. P.; FERREIRA, S. L. C.; CRUZ, R. S. **Biodiesel: parâmetros de qualidade e métodos analíticos.** Quím. Nova, São Paulo, v. 32, n. 6, p. 1596-1608, 2009. Disponível em: <[http://www.scielo.br/scielo.php?script=sci\\_arttext&pid=S0100-](http://www.scielo.br/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0100-)

40422009000600044&lng=en&nrm=iso>. <https://doi.org/10.1590/S0100-40422009000600044>.

LUZ, Cinthia da Silva Carreiro da; MAINIER, Fernando Benedicto; MONTEIRO, Luciane Pimentel Costa. **Comparação de oleaginosas para a produção de biodiesel**. ENGEVISTA, V. 17, n. 2, p. 232-239, Junho 2015.

MACINTYRE, A., J.; **Instalações Hidráulicas Prediais e Industriais**, 4ª edição. Grupo GEN, 2010. 978-85-216-1964-2. Disponível em: <https://integrada.minhabiblioteca.com.br/#/books/978-85-216-1964-2/>. Acesso em: 09 dez. 2021.

MAIONCHI, I., A. **Processo Cavitation-Inovação em refino de óleo de soja**. Tese (Programa de Graduação em Engenharia Química) - Universidade Federal de Uberlândia, MG, 2017.

MANDARINO, J, M; HIRAKURI, M, H; ROESSING, A, C. **Tecnologia para produção do óleo de soja: descrição das etapas, equipamentos, produtos e subprodutos**. Embrapa, jun. 2015. ISBN: 2176-2937.

MATHIAS, A. C. **Válvulas: Industriais, segurança, controle: tipos, seleção, dimensionamento**. São Paulo: Artliber Editora, 2008.

MAUL, A. A.; WASICKY, R.; BACCHI, E. M. **Extração por fluido supercrítico**. Revista Brasileira de Farmacognosia, v. 5, p. 185-200, 1996. Disponível em: <https://www.scielo.br/j/rbfar/a/6pZbYHtVFRDcB9vYZLfwSKC/abstract/?lang=pt&format=html>>. DOI: <https://doi.org/10.1590/S0102-695X1996000200006>.

MENDONÇA, B. P. C., LANA, R. P., DETMANN, E., GOES, R. H. T. B., CASTRO, T.R. **Torta de crambe na terminação de bovinos de corte em confinamento**. Arquivo Brasileiro de Medicina Veterinária e Zootecnia, v. 67, n.2, p. 583-590, 2015. <http://dx.doi.org/10.1590/1678-6753>.

MINISTÉRIO DA AGRICULTURA, PECUÁRIA E ABASTECIMENTO. **Selo Combustível Social**. Governo Federal, 08 de Dez. de 2020. Disponível em: <https://www.gov.br/agricultura/pt-br/assuntos/agricultura-familiar/biodiesel/selo-combustivel-social>>.



MUSTAKAS, G. C., KOPAS, G., ROBINSON, N. **Prepress-Solvent Extraction of Crambe: First Commercial Trial Run of New Oilseed** Oil Chemist's Soc., Vol. 42, 1965.

NETO, J. M. C. **Simulação do Sistema de Concentração da Micela no Processo de Extração de Óleo de Soja**. Dissertação (Mestrado), Universidade Estadual de Maringá. Maringá-PR. 2012.

NOVOZYMES. **Refining Routes Comparison**. Disponível: <<https://oilprofitcalculator.com/purpose/>> Acesso em: 29/10/2021.

O'BRIEN, R. D. **Fat and oils: Formulating and processing for applications**. 2009 by Taylor & Francis Group, 3rd Edition, 2009.

ONOREVOLI, B. **Estudo do Crambe abyssinica como Fonte de Matérias Primas oleaginosas: óleo vegetal, ésteres metílicos e bio-óleo**. Dissertação (Mestrado), Universidade Federal do Rio Grande do Sul. Porto Alegre –RS. 2012.

OPLINGER, E.S.; OELKE, E.A.; KAMINSKI, A. R.; PUTNAM, D. H.; TEYNOR, T. M.; DOLL, J. D.; KELLING, K. A.; DURGAN, B. R.; NOETZEL, D. M. **Crambe: alternative field crops manual**. St. Paul: University of Wisconsin and University of Minnesota, 2000. Disponível em: <<https://hort.purdue.edu/newcrop/afcm/>>. Acesso em: 17 de março de 2022.

OSAKI, M.; BATALHA, M. O. **PRODUÇÃO DE BIODIESEL E ÓLEO VEGETAL NO BRASIL: REALIDADE E DESAFIO**. Organizações Rurais & Agroindustriais, vol. 13, núm. 2, pp. 227-242, Minas Gerais, 2011. Disponível em: <<https://www.redalyc.org/articulo.oa?id=87819763006>>.

PARAÍSO, P. R.; ANDRADE, C. M. G.; ZEMP, R, J. **Destilação da micela ii: modelagem e simulação do stripping do hexano**. Ciência e Tecnologia de Alimentos, Campinas, ed. 25, páginas 33-44, 2005.

PARAÍSO, P. R. **Modelagem e análise do processo de obtenção do óleo de soja**. Universidade Estadual de Campinas, 2001.

PARIKH, D. M. **Vacuum Drying: Basics and Application**. Chemical Engineering, New York, Mcgraw Hill Incorporated then Chemical Week Publishing Llc. April, 2015.

PETLEY, G. J. **A Method for Estimating the Capital Cost of Chemical Process Plants.** 1997

PIGHINELLI, A. L. M. T.; GAMBETTA, R. **Oil Presses.** Embrapa Agroenergia. 2012. Disponível em: <<https://ainfo.cnptia.embrapa.br/digital/bitstream/item/61565/1/Anna-Rossano-Tech-Oil-presses.pdf>>. Acesso em: 10/08/2021.

PINTO, G. M. F.; PINTO, J. F.; JARDIM, I. C. S. F. **Extração com fluido supercrítico.** Revista Chemkeys, n. 4, p. 1-13, 2006. Disponível em: <<https://econtents.bc.unicamp.br/inpec/index.php/chemkeys/article/view/9603>>. DOI: <https://doi.org/10.20396/chemkeys.v0i4.9603>.

PITOL, C.; ROSCOE, R; RESENDE, O. **Colheita, Transporte e Armazenamento.** Boletim Fundação MS, 2010, dados não publicados.

PETROBRAS. **Borra.** FISPQ - Ficha de Informações De Segurança de Produtos Químicos, janeiro de 2014. Disponível em: <[https://petrobras.com.br/data/files/46/26/B9/6F/91AA3510D282873561D2B8A8/pb0300\\_p\\_v0.0.FISPQ\\_borra.pdf](https://petrobras.com.br/data/files/46/26/B9/6F/91AA3510D282873561D2B8A8/pb0300_p_v0.0.FISPQ_borra.pdf)>.

PETROBRAS. **Hexano.** FISPQ - Ficha de Informações De Segurança de Produtos Químicos, setembro de 2019. Disponível em: <<https://www.br.com.br/wcm/connect/6ce17e91-aaa7-454e-91d8-d8dcb32134ef/fispq-quim-sol-alif-hexano-br.pdf?MOD=AJPERES&CVID=IQYvJGP>>.

PLÁ, Juan Algorta. **Perspectivas do biodiesel no Brasil.** Indic. Econ, FEE, Porto Alegre, v. 30, n. 2, p. 179-190, set. 2002.

PLEIN, G. S.; FAVARO, S. P.; SOUZA, A. D. V.; SOUZA, C. F. T.; SANTOS, G. P.; MIYAHIA, M. A. M.; ROSCOE, R. **Caracterização da fração lipídica em 99 sementes de crambe armazenadas com e sem casca.** In: IV CONGRESSO BRASILEIRO DE MAMONA E I SIMPÓSIO INTERNACIONAL DE OLEAGINOSAS ENERGÉTICAS, 2010. v. I, p. 1812-1816.

Portaria nº 795 de 15/12/93. **NORMA DE IDENTIDADE, QUALIDADE, EMBALAGEM, MARCAÇÃO E APRESENTAÇÃO DO FARELO DE SOJA.**

POTRICH, Erich. **Modelagem, simulação e análise técnico-econômica-ambiental do processo de extração de óleo de soja por hexano e etanol e da produção de biodiesel.** Universidade Federal de São Carlos, Centro de Ciências Exatas e de Tecnologia, Programa de Pós-graduação em Engenharia Química, 2019.

QUIMIDROL. **ÁCIDO FOSFÓRICO.** Ficha de informação de produto químico, Santa Catarina, 2014. Disponível em: <[http://www.quimidrol.com.br/media/blfa\\_files/Acido\\_Fosforico.pdf](http://www.quimidrol.com.br/media/blfa_files/Acido_Fosforico.pdf)>.

QUIMIDROL. **ÁGUA DESTILADA.** Ficha de informação de produto químico, Santa Catarina. Disponível em: <[https://www.quimidrol.com.br/media/blfa\\_files/Agua\\_Destilada\\_5.pdf](https://www.quimidrol.com.br/media/blfa_files/Agua_Destilada_5.pdf)>.

QUIMIDROL. **HIDRÓXIDO DE SÓDIO LÍQUIDO.** Ficha de informação de produto químico, Santa Catarina, 2014. Disponível em: <[https://www.quimidrol.com.br/media/blfa\\_files/Hidroxido\\_de\\_Sodio\\_Liquido\\_3.pdf](https://www.quimidrol.com.br/media/blfa_files/Hidroxido_de_Sodio_Liquido_3.pdf)>.

RAJENDRAN, N.; GURUNATHAN, B.; SELVAKUMARI, A. E. I. **Optimization and technoeconomic analysis of biooil extraction from Calophyllum inophyllum L. seeds by ultrasonic assisted solvent oil extraction.** Industrial Crops and Products, Volume 162, 2021. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.indcrop.2021.113273>.

RAMALHO, H. F.; SUAREZ, P. A. Z. **A Química dos Óleos e Gorduras e seus Processos de Extração e Refino.** Rev. Virtual Quim., 2013, 5 (1), 2-15. Disponível em: <<http://www.uff.br/rvq>>. DOI: 10.5935/1984-6835.20130002.

REVISTA CAMPO E NEGOCIOS. **Crambe ganha espaço para produção no Brasil.** Disponível em <<https://revistacampoenegocios.com.br/crambe-ganha-espaco-para-producao-no-brasil>> .

ROSSETO, R. E.; SANTOS, R. F.; BASSEGIO, D.; SECCO, D., MELEGARI, S. N.; CHAVES, L. I.; FONASARI, C. H. **Efeito da secagem na extração de óleos em plantas com potencial energético.** Acta Iguazu, Cascavel, v.1, p. 69-77, 2012.

SAMARAPPULI, DULAN & ZANETTI, FEDERICA & BERZUINI, SARA & BERTI, MARISOL. **Crambe (Crambe abyssinica Hochst): A Non-Food Oilseed Crop with Great Potential: A Review.** Agronomy. (2020). DOI: 10. 10.3390/agronomy10091380.

SANTOS, R. D.; FERARI, R. A. **Extração aquosa enzimática de óleo de soja**. Ciênc. Tecnol. Aliment., Campinas, 25(1): 132-138, jan.-mar. 2005. Disponível em: <<https://www.scielo.br/j/cta/a/WZWHbgj4x5cxnQ6vwBVSBJw/?format=pdf&lang=pt>>.

SEBRAE. **Canvas - Como estruturar o seu negócio**. 2021. Disponível em: <<https://www.sebraepr.com.br/canvas-como-estruturar-seu-modelo-de-negocios/>>.

SECRETARIA DA FAZENDA - RS. **Biocombustível**. Departamento de Economia e Estatística, Rio Grande do Sul, 2020. Disponível em: <<https://dee.rs.gov.br/upload/arquivos/202009/30132046-estudo-biocombustiveis.pdf>>.

Acesso em: 12 de Nov 2021.

SIDUSCON. **Custos Unitários Básicos De Construção - Novembro - 2021 Nbr 12.721:2006 – Cub 2006**. Disponível em: <<https://www.sinduscongoias.com.br/arquivos/download/cub/cub-novembro-2021.pdf>>.

SILVA, Mariana Rezende. **Mandatos de biocombustíveis e crescimento da demanda mundial de etanol: efeitos sobre a economia brasileira**. Universidade Federal de Juiz de Fora (UFJF), 2017.

SILVA, William Costa e; CASTRO, Heizir Ferreira de. **Processos químicos industriais II**. Universidade Federal de São Paulo, Escola de Engenharia de Lorena, 2012. Disponível em: <<https://docplayer.com.br/51266632-Processos-quimicos-industriais-ii.html>>. Acesso em: 20 de Jan 2022.

SINGH, K. K.; WIESENBERN, D. P.; TOSTENSON, K.; KANGAS, N. **Influence of moisture content and cooking on screw pressing of crambe seed**. Journal of the American Oil Chemists Society, v. 79, p. 165-170, 2002.

SMITH, D. **Aspectos de calidad en el proceso de extracción por solvente de aceite de soja**. Libro de Oro de A&G - 10. Aniversário, 616-618. 2000.

SOCIEDADE NACIONAL DE AGRICULTURA. **Abiove mantém estimativas de produção de farelo e óleo de soja em 2020, mas aumenta as projeções para 2021**. Equipe SNA, 2020. Disponível em: <<https://www.sna.agr.br/abiove-mantem-estimativas-de-producao-de-farelo-e-oleo-de-soja-em-2020-mas-aumenta-as-para-2021/>>.

SOUZA, Mateus Cristian Gomes; OLIVEIRA, Marcelo Firmino de; VIEIRA, Andressa Tironi ; FARIA, Anízio Marcio de; BATISTA, Antônio Carlos Ferreira. **Methylic and ethylic biodiesel production from crambe oil (*Crambe abyssinica*): New aspects for yield and oxidative stability**. *Renewable Energy*, Volume 163, 2021, Pages 368-374, ISSN 0960-1481. <<https://doi.org/10.1016/j.renene.2020.08.073>>.

SOUZA, A. D. V.; FÁVARO, S. P., ÍTAVO, L. C.; ROSCOE, R. **Caracterização química de sementes e tortas de pinhão-mansão, nabo-forrageiro e crambe**. *Pesquisa Agropecuária Brasileira*, Brasília, v. 44, n. 10, p. 1328-1335, 2009.

TAVARES, F.; SACKSER, P. R.; BORBA, C. E.; SILVA, E. A. **Rapid enzymatic hydrolysis of crambe oil catalyzed by castor seeds lipases**. *Industrial Crops and Products*, Volume 171, 2021. Disponível em: <<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0926669021006543>>. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.indcrop.2021.113890> .

TAVARES, G. R.; MASSA, T. B.; GONÇALVES, J. E.; SILVA, C.; SANTOS, W. D. **Assessment of ultrasound-assisted extraction of crambe seed oil for biodiesel synthesis by in situ interesterification**. *Renewable Energy*, Volume 111, 2017, Pages 659-665. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.renene.2017.04.065>.

THEODORO, P. S.; ARROYO, P. A.; SILVA, E. A.; RAIA, R. Z. **Produção de biodiesel a partir do óleo de crambe, via catálise heterogênea**. XX Congresso Brasileiro de Engenharia Química (COBEQ), 2014.

TOWLER, GAVIN; SINNOTT, RAY K. **Chemical Engineering Design - Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design**. Elsevier 2013

TSAGKARI, M.; COUTURIER J.; KOKOSSIS, A.; DUBOIS, J. **Early-Stage Capital Cost Estimation of Biorefinery Processes: A Comparative Study of Heuristic Techniques**. *ChemSusChem*, Review, 2016. DOI: 10.1002/cssc.201600309.

TURTON, R.; BAILLIE, R. C.; WHITING, W. B.; SHAEIWITZ, J. A. **Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes**. Boston, Pearson Education, 3a ed., 2009.

VIDAL, Maria de Fátima. **Produção e uso de biocombustíveis no Brasil**. Escritório Técnico de Estudos Econômicos do Nordeste - ETENE, Ano 4, Nº 79, maio de 2019.

WALAS, S. M. **Chemical Process Equipment**. ed. Butterworth-Heinemann, 1990.

WIJERATNE, W.; T. WANG; L. A. JOHNSON. **Extrusion-Based Oilseed Processing Methods. In Nutritionally Enhanced Edible Oil** (ed. N. T. Dunford and H. B. Dunford) AOCS Press, 2004, pp 21-88.

YAWS, Carl L. **Chemical Properties Handbook**, McGraw-Hill, 1999.

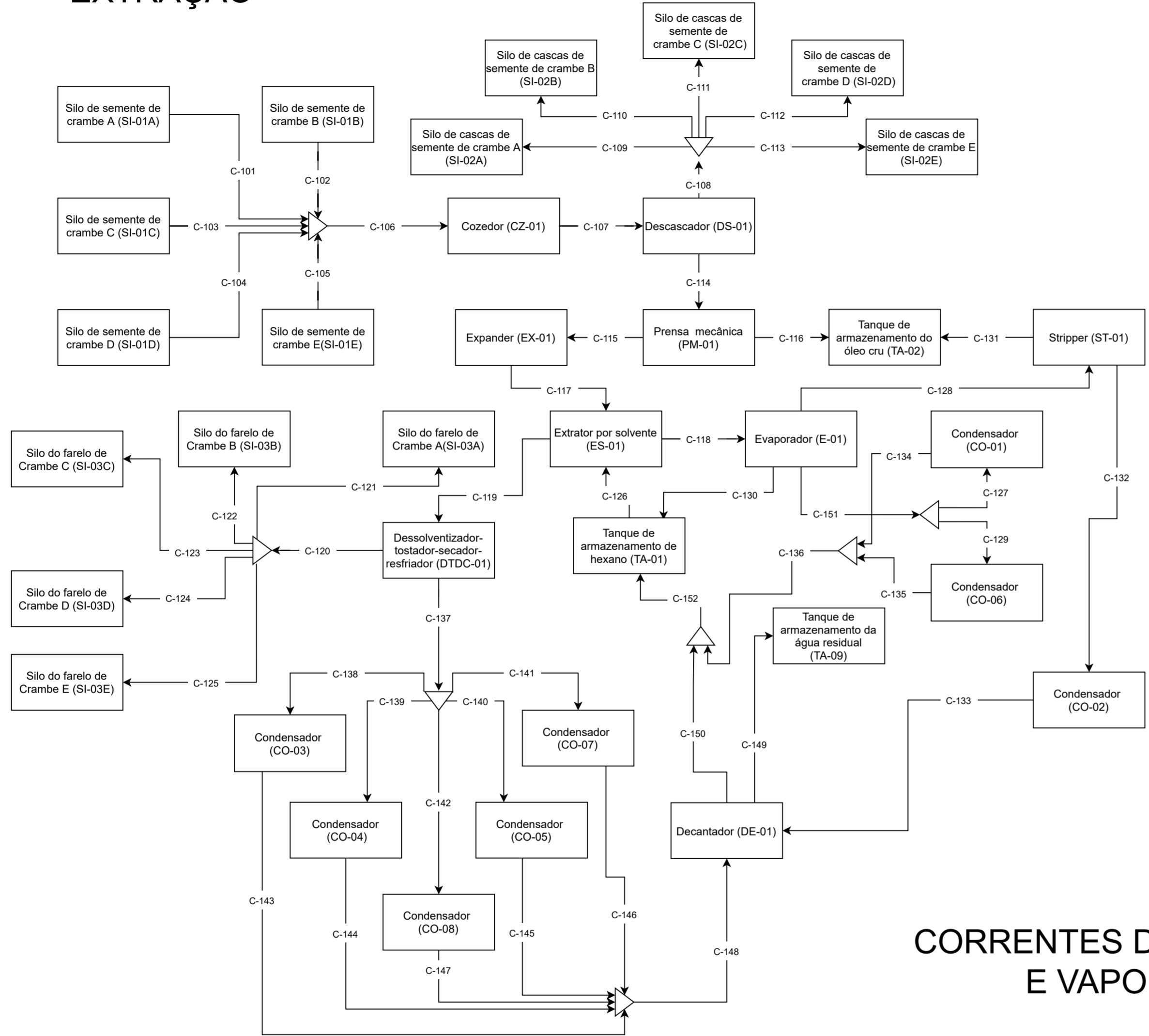
ZHANG, F.; KOSEOGLU, S.S.; RHEE, K. C. **Effects of Expander Process on the Phospholipids in Soybean Oil**. Food Protein R&D Center, Texas A&M University, College Station, Texas. JAOCS, Vol. 71, no. 10, 1994.

ZHOU, W.; KONAR, S. K.; BOOCOOCK, D. G. B. **Ethyl esters from the single-phase base-catalyzed ethanolysis of vegetable oils**. J Amer Oil Chem Soc 80, 367–371 (2003). <https://doi.org/10.1007/s11746-003-0705-1>

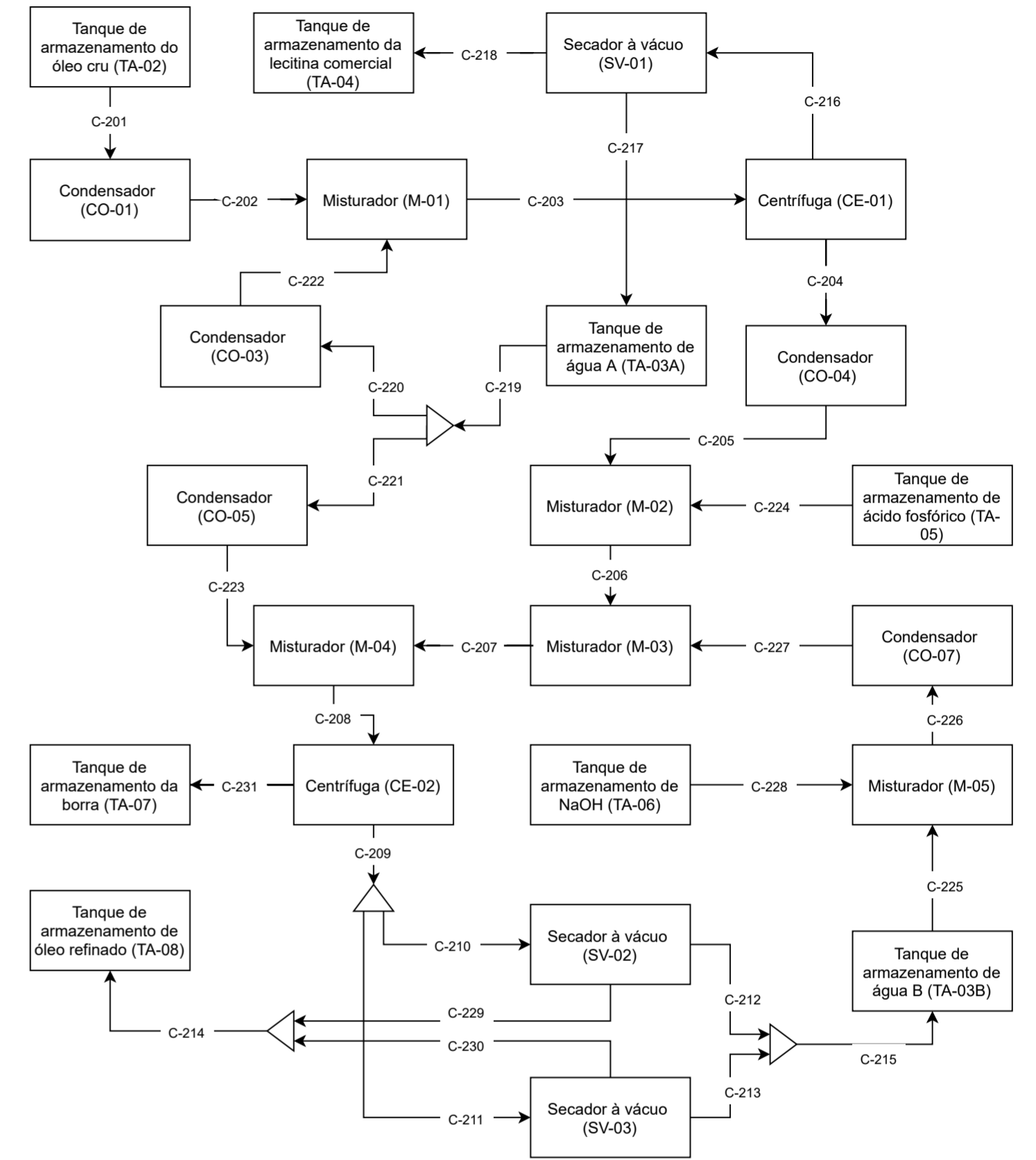
ZHU, L.-H. **Crambe (Crambe abyssinica)**. **Industrial Oil Crops**, páginas 195–205, 2016. doi:10.1016/b978-1-893997-98-1.00007-5.

**ANEXO A - FLUXOGRAMAS DO PROCESSO**

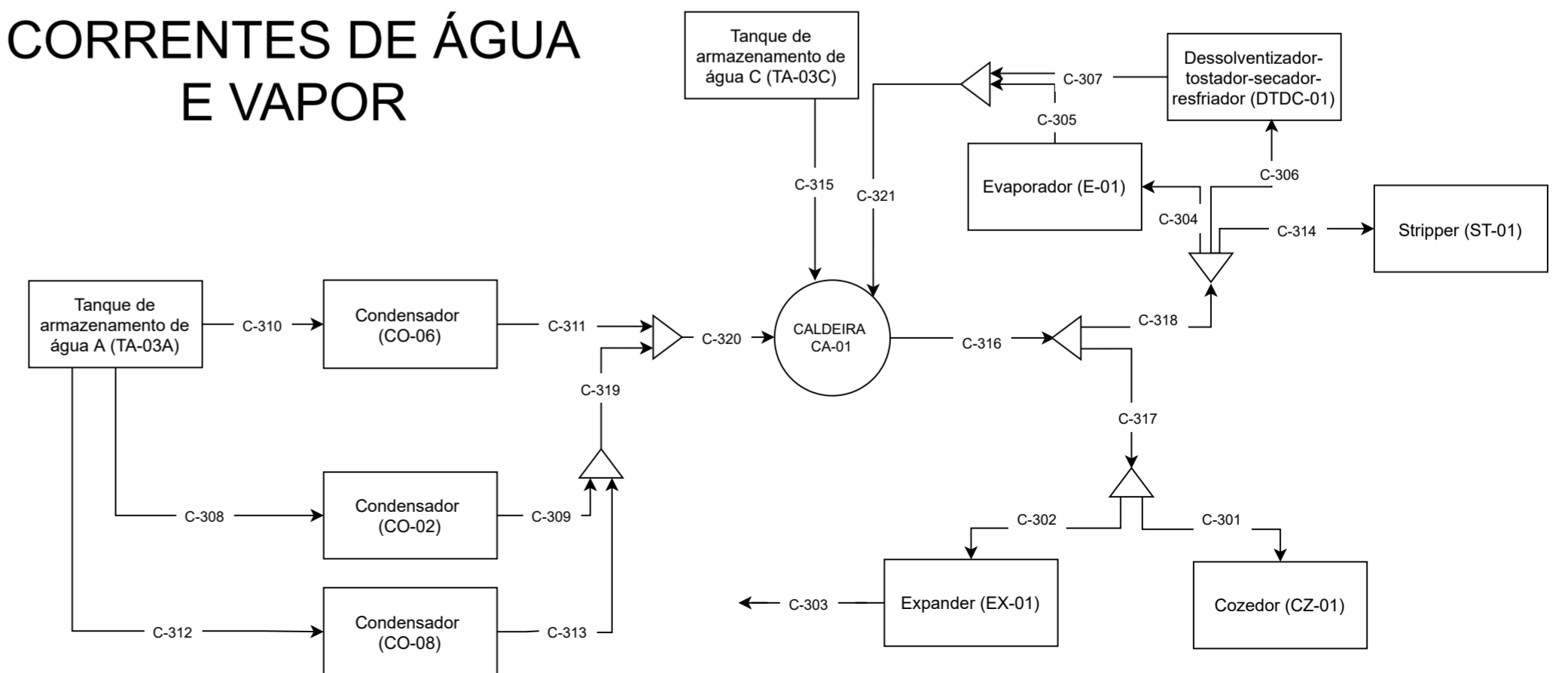
# EXTRAÇÃO



# REFINO

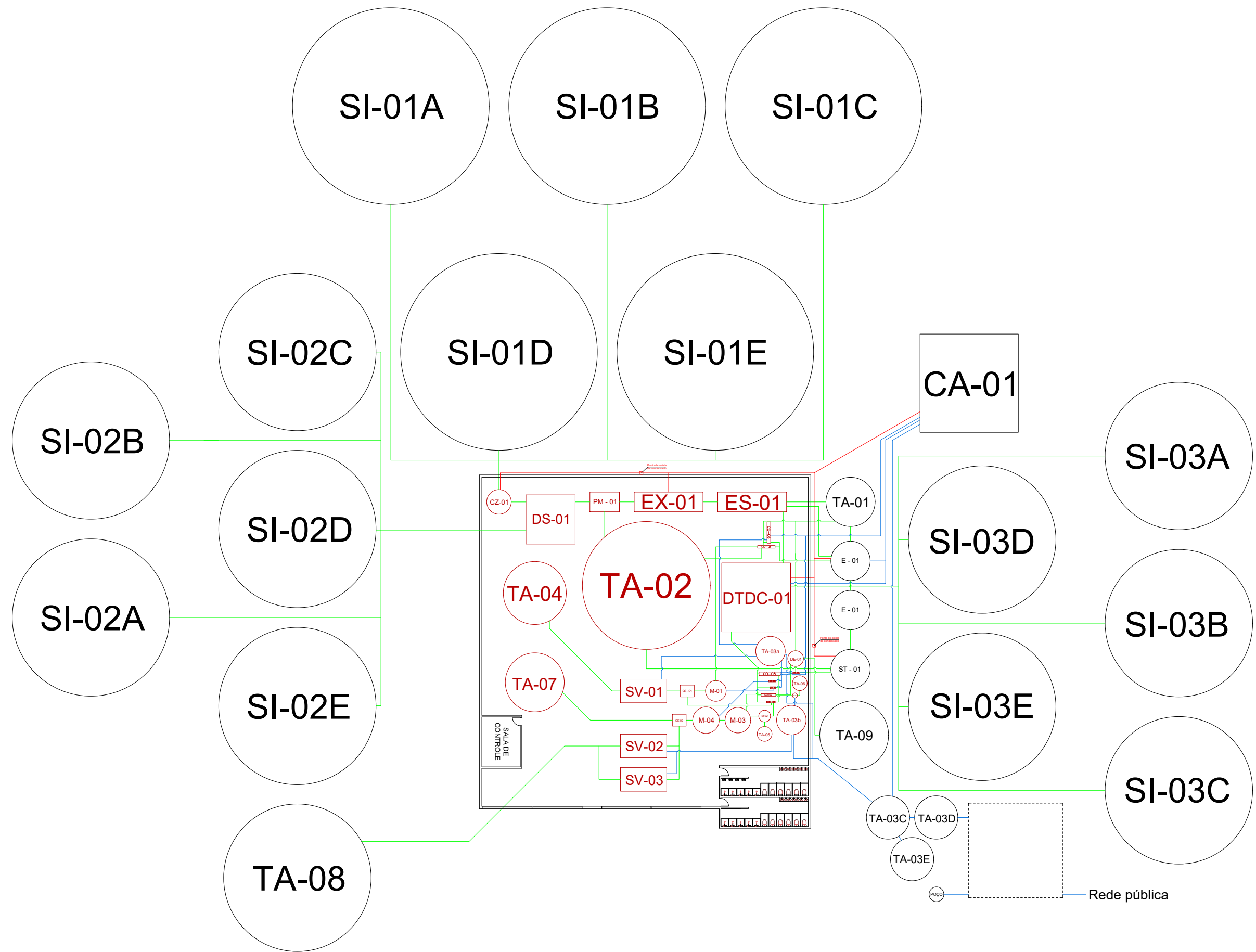


# CORRENTES DE ÁGUA E VAPOR





**ANEXO B - LAYOUT DA INSTALAÇÃO INDUSTRIAL**

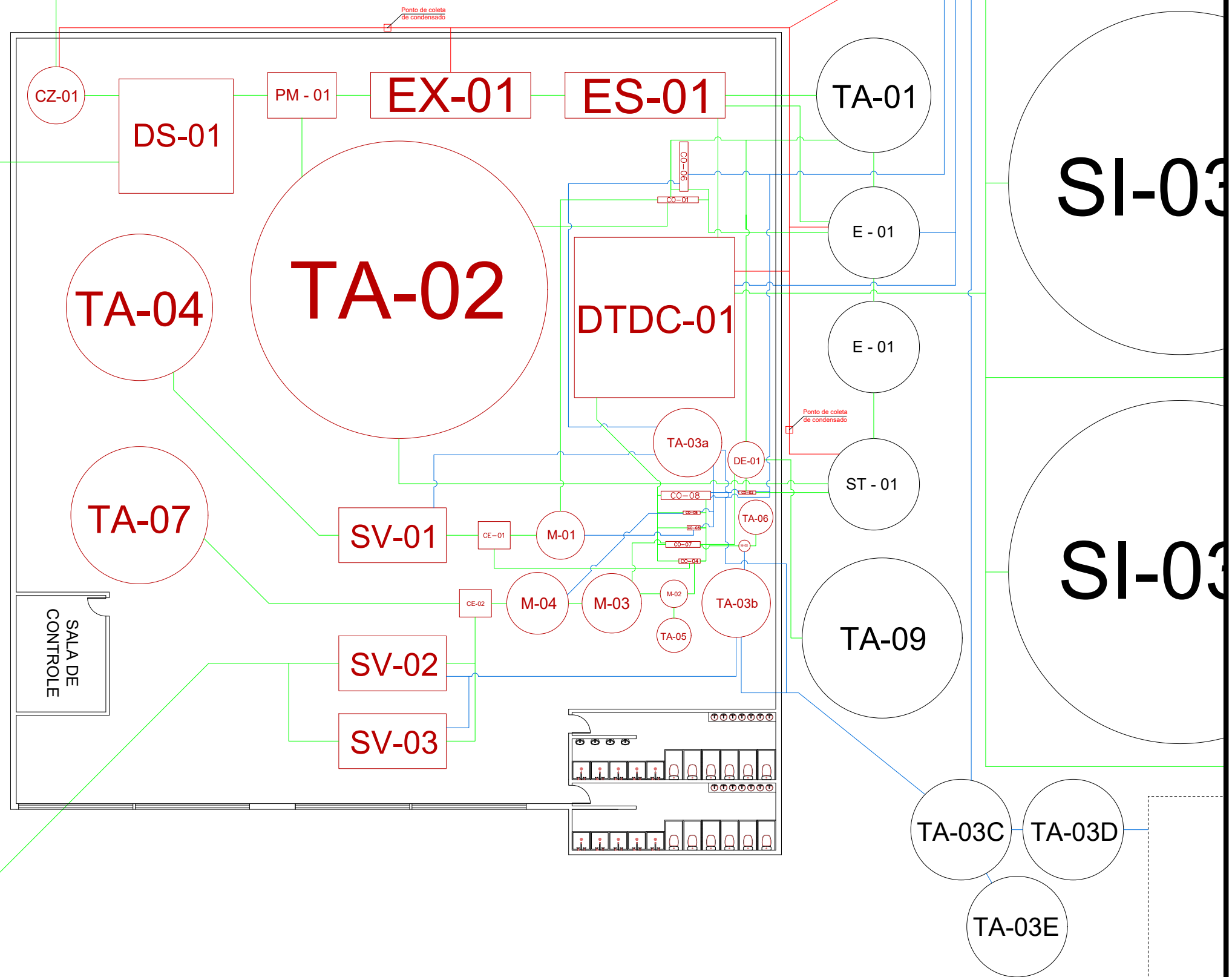


TÍTULO:	USINA DE EXTRAÇÃO E REFINO DE ÓLEO DE CRAMBE		
PROJETO:	ARQUITETÔNICO	ESCALA:	1:400
		FOLHA:	A3
CLIENTE:	XXX	REVISOR:	XXX
		DATA:	17/12/2021

SI-02D

SI-02E

TA-08



TÍTULO:	USINA DE EXTRAÇÃO E REFINO DE ÓLEO DE CRAMBE (AMPLIADO)		
PROJETO:	ARQUITETÔNICO	ESCALA:	1:200
CLIENTE:	XXX	REVISOR:	XXX
		FOLHA:	A3
		DATA:	17/12/2021

## ANEXO C - BOMBAS UTILIZADAS

MODEL		POWER (P <sub>2</sub> )			Q	H															
Single-phase	Three-phase	kW	HP	▲		m <sup>3</sup> /h	0	3	4.5	6	7.5	9	10.5	12	13.2	14.4	15	16.2	16.8		
					l/min	0	50	75	100	125	150	175	200	220	240	250	270	280			
CPm 160C	CP 160C	1.1	1.5	IE2	H metres	32	31	30.5	29.5	28	26	23	20								
CPm 160B	CP 160B	1.5	2	IE3		37	36	35.5	34.5	33.5	31.5	29	26.5	23							
-	CP 160A	2.2	3			43	42	41.5	40.5	39.5	38	35.5	33	30	26						
CPm 210C	CP 210C	2.2	3			46	45.5	44.5	43.5	42	40	37.5	34.5	32	28.5	27					
-	CP 210B	3	4	54		53	52	51	49.5	48	45.5	43	40	38.5	37	34					
-	CP 210A	4	5.5	61		61	60	59	57.5	56	53.5	51	49	46.5	45	42	40				

Q = Flow rate H = Total manometric head HS = Suction height

Tolerance of characteristic curves in compliance with EN ISO 9906 Grade 3B.

▲ Performance class of the three-phase motor (IEC-60034-30)

Fonte: Pedrollo.

## ANEXO D - PROPRIEDADES DA ÁGUA (REFERÊNCIA INCROPERA)

TABLE A.6 Thermophysical Properties of Saturated Water<sup>a</sup>

Temperature, $T$ (K)	Pressure, $p$ (bars) <sup>b</sup>	Specific Volume (m <sup>3</sup> /kg)		Heat of Vaporization, $h_{fg}$ (kJ/kg)	Specific Heat (kJ/kg · K)		Viscosity (N · s/m <sup>2</sup> )		Thermal Conductivity (W/m · K)		Prandtl Number		Surface Tension, $\sigma_f \cdot 10^3$ (N/m)	Expansion Coefficient, $\beta_f \cdot 10^6$ (K <sup>-1</sup> )	Temperature, $T$ (K)
		$v_f \cdot 10^3$	$v_g$		$c_{p,f}$	$c_{p,g}$	$\mu_f \cdot 10^6$	$\mu_g \cdot 10^6$	$k_f \cdot 10^3$	$k_g \cdot 10^3$	$Pr_f$	$Pr_g$			
273.15	0.00611	1.000	206.3	2502	4.217	1.854	1750	8.02	569	18.2	12.99	0.815	75.5	-68.05	273.15
275	0.00697	1.000	181.7	2497	4.211	1.855	1652	8.09	574	18.3	12.22	0.817	75.3	-32.74	275
280	0.00990	1.000	130.4	2485	4.198	1.858	1422	8.29	582	18.6	10.26	0.825	74.8	46.04	280
285	0.01387	1.000	99.4	2473	4.189	1.861	1225	8.49	590	18.9	8.81	0.833	74.3	114.1	285
290	0.01917	1.001	69.7	2461	4.184	1.864	1080	8.69	598	19.3	7.56	0.841	73.7	174.0	290
295	0.02617	1.002	51.94	2449	4.181	1.868	959	8.89	606	19.5	6.62	0.849	72.7	227.5	295
300	0.03531	1.003	39.13	2438	4.179	1.872	855	9.09	613	19.6	5.83	0.857	71.7	276.1	300
305	0.04712	1.005	29.74	2426	4.178	1.877	769	9.29	620	20.1	5.20	0.865	70.9	320.6	305
310	0.06221	1.007	22.93	2414	4.178	1.882	695	9.49	628	20.4	4.62	0.873	70.0	361.9	310
315	0.08132	1.009	17.82	2402	4.179	1.888	631	9.69	634	20.7	4.16	0.883	69.2	400.4	315
320	0.1053	1.011	13.98	2390	4.180	1.895	577	9.89	640	21.0	3.77	0.894	68.3	436.7	320
325	0.1351	1.013	11.06	2378	4.182	1.903	528	10.09	645	21.3	3.42	0.901	67.5	471.2	325
330	0.1719	1.016	8.82	2366	4.184	1.911	489	10.29	650	21.7	3.15	0.908	66.6	504.0	330
335	0.2167	1.018	7.09	2354	4.186	1.920	453	10.49	656	22.0	2.88	0.916	65.8	535.5	335
340	0.2713	1.021	5.74	2342	4.188	1.930	420	10.69	660	22.3	2.66	0.925	64.9	566.0	340
345	0.3372	1.024	4.683	2329	4.191	1.941	389	10.89	664	22.6	2.45	0.933	64.1	595.4	345
350	0.4163	1.027	3.846	2317	4.195	1.954	365	11.09	668	23.0	2.29	0.942	63.2	624.2	350
355	0.5100	1.030	3.180	2304	4.199	1.968	343	11.29	671	23.3	2.14	0.951	62.3	652.3	355
360	0.6209	1.034	2.645	2291	4.203	1.983	324	11.49	674	23.7	2.02	0.960	61.4	697.9	360
365	0.7514	1.038	2.212	2278	4.209	1.999	306	11.69	677	24.1	1.91	0.969	60.5	707.1	365
370	0.9040	1.041	1.861	2265	4.214	2.017	289	11.89	679	24.5	1.80	0.978	59.5	728.7	370
373.15	1.0133	1.044	1.679	2257	4.217	2.029	279	12.02	680	24.8	1.76	0.984	58.9	750.1	373.15
375	1.0815	1.045	1.574	2252	4.220	2.036	274	12.09	681	24.9	1.70	0.987	58.6	761	375
380	1.2869	1.049	1.337	2239	4.226	2.057	260	12.29	683	25.4	1.61	0.999	57.6	788	380
385	1.5233	1.053	1.142	2225	4.232	2.080	248	12.49	685	25.8	1.53	1.004	56.6	814	385
390	1.794	1.058	0.980	2212	4.239	2.104	237	12.69	686	26.3	1.47	1.013	55.6	841	390
400	2.455	1.067	0.731	2183	4.256	2.158	217	13.05	688	27.2	1.34	1.033	53.6	896	400
410	3.302	1.077	0.553	2153	4.278	2.221	200	13.42	688	28.2	1.24	1.054	51.5	952	410
420	4.370	1.088	0.425	2123	4.302	2.291	185	13.79	688	29.8	1.16	1.075	49.4	1010	420
430	5.699	1.099	0.331	2091	4.331	2.369	173	14.14	685	30.4	1.09	1.10	47.2		430

TABLE A.6 Continued

Temperature, $T$ (K)	Pressure, $p$ (bar) <sup>b</sup>	Specific Volume (m <sup>3</sup> /kg)		Heat of Vaporization, $h_{fg}$ (kJ/kg)	Specific Heat (kJ/kg · K)		Viscosity (N · s/m <sup>2</sup> )		Thermal Conductivity (W/m · K)		Prandtl Number		Surface Tension, $\sigma_f \cdot 10^3$ (N/m)	Expansion Coefficient, $\beta_f \cdot 10^6$ (K <sup>-1</sup> )	Temperature, $T$ (K)
		$v_f \cdot 10^3$	$v_g$		$c_{p,f}$	$c_{p,g}$	$\mu_f \cdot 10^6$	$\mu_g \cdot 10^6$	$k_f \cdot 10^3$	$k_g \cdot 10^3$	$Pr_f$	$Pr_g$			
440	7.333	1.110	0.261	2059	4.36	2.46	162	14.50	682	31.7	1.04	1.12	45.1		440
450	9.319	1.123	0.208	2024	4.40	2.56	152	14.85	678	33.1	0.99	1.14	42.9		450
460	11.71	1.137	0.167	1989	4.44	2.68	143	15.19	673	34.6	0.95	1.17	40.7		460
470	14.55	1.152	0.136	1951	4.48	2.79	136	15.54	667	36.3	0.92	1.20	38.5		470
480	17.90	1.167	0.111	1912	4.53	2.94	129	15.88	660	38.1	0.89	1.23	36.2		480
490	21.83	1.184	0.0922	1870	4.59	3.10	124	16.23	651	40.1	0.87	1.25	33.9		490
500	26.40	1.203	0.0766	1825	4.66	3.27	118	16.59	642	42.3	0.86	1.28	31.6		500
510	31.66	1.222	0.0631	1779	4.74	3.47	113	16.95	631	44.7	0.85	1.31	29.3		510
520	37.70	1.244	0.0525	1730	4.84	3.70	108	17.33	621	47.5	0.84	1.35	26.9		520
530	44.58	1.268	0.0445	1679	4.95	3.96	104	17.72	608	50.6	0.85	1.39	24.5		530
540	52.38	1.294	0.0375	1622	5.08	4.27	101	18.1	594	54.0	0.86	1.43	22.1		540
550	61.19	1.323	0.0317	1564	5.24	4.64	97	18.6	580	58.3	0.87	1.47	19.7		550
560	71.08	1.355	0.0269	1499	5.43	5.09	94	19.1	563	63.7	0.90	1.52	17.3		560
570	82.16	1.392	0.0228	1429	5.68	5.67	91	19.7	548	76.7	0.94	1.59	15.0		570
580	94.51	1.433	0.0193	1353	6.00	6.40	88	20.4	528	76.7	0.99	1.68	12.8		580
590	108.3	1.482	0.0163	1274	6.41	7.35	84	21.5	513	84.1	1.05	1.84	10.5		590
600	123.5	1.541	0.0137	1176	7.00	8.75	81	22.7	497	92.9	1.14	2.15	8.4		600
610	137.3	1.612	0.0115	1068	7.85	11.1	77	24.1	467	103	1.30	2.60	6.3		610
620	159.1	1.705	0.0094	941	9.35	15.4	72	25.9	444	114	1.52	3.46	4.5		620
625	169.1	1.778	0.0085	858	10.6	18.3	70	27.0	430	121	1.65	4.20	3.5		625
630	179.7	1.856	0.0075	781	12.6	22.1	67	28.0	412	130	2.0	4.8	2.6		630
635	190.9	1.935	0.0066	683	16.4	27.6	64	30.0	392	141	2.7	6.0	1.5		635
640	202.7	2.075	0.0057	560	26	42	59	32.0	367	155	4.2	9.6	0.8		640
645	215.2	2.351	0.0045	361	90		54	37.0	331	178	12	26	0.1		645
647.3 <sup>c</sup>	221.2	3.170	0.0032	0	$\infty$	$\infty$	45	45.0	238	238	$\infty$	$\infty$	0.0		647.3 <sup>c</sup>

<sup>a</sup>Adapted from Reference 22.<sup>b</sup>1 bar = 10<sup>5</sup> N/m<sup>2</sup>.<sup>c</sup>Critical temperature.

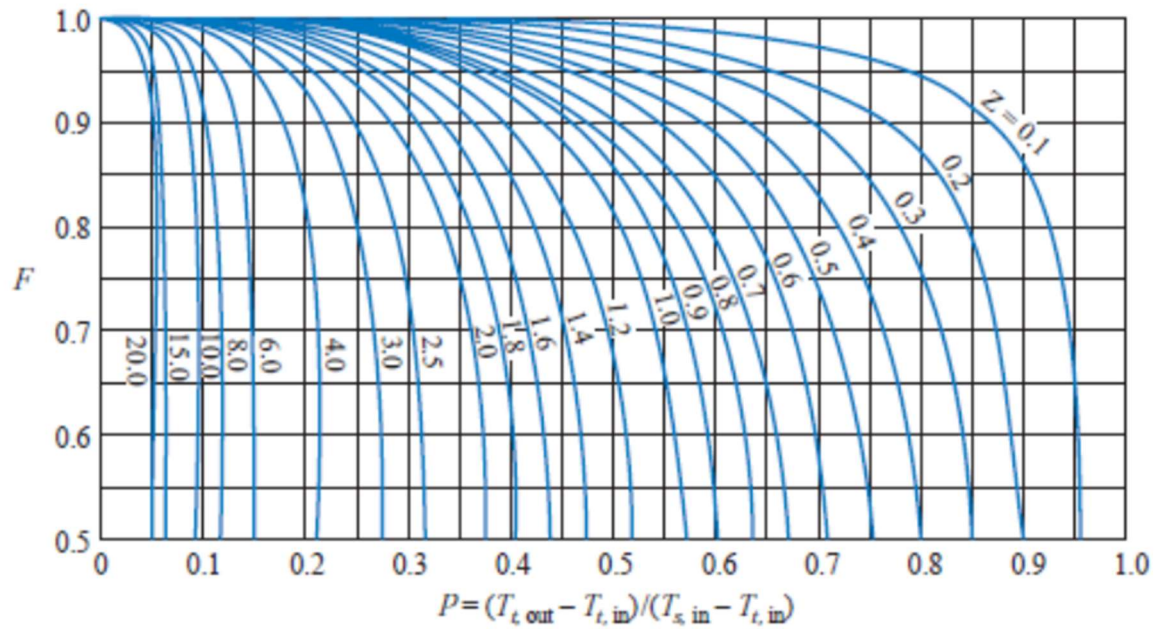
## ANEXO E - PROPRIEDADES TERMODINÂMICAS DO AR NA PRESSÃO ATMOSFÉRICA (INCROPERA)

**TABLE A.4** Thermophysical Properties of Gases at Atmospheric Pressure<sup>a</sup>

$T$ (K)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$c_p$ (kJ/kg · K)	$\mu \cdot 10^7$ (N · s/m <sup>2</sup> )	$\nu \cdot 10^6$ (m <sup>2</sup> /s)	$k \cdot 10^3$ (W/m · K)	$\alpha \cdot 10^6$ (m <sup>2</sup> /s)	$Pr$
Air, $M = 28.97$ kg/kmol							
100	3.5562	1.032	71.1	2.00	9.34	2.54	0.786
150	2.3364	1.012	103.4	4.426	13.8	5.84	0.758
200	1.7458	1.007	132.5	7.590	18.1	10.3	0.737
250	1.3947	1.006	159.6	11.44	22.3	15.9	0.720
300	1.1614	1.007	184.6	15.89	26.3	22.5	0.707
350	0.9950	1.009	208.2	20.92	30.0	29.9	0.700
400	0.8711	1.014	230.1	26.41	33.8	38.3	0.690
450	0.7740	1.021	250.7	32.39	37.3	47.2	0.686
500	0.6964	1.030	270.1	38.79	40.7	56.7	0.684
550	0.6329	1.040	288.4	45.57	43.9	66.7	0.683
600	0.5804	1.051	305.8	52.69	46.9	76.9	0.685
650	0.5356	1.063	322.5	60.21	49.7	87.3	0.690
700	0.4975	1.075	338.8	68.10	52.4	98.0	0.695
750	0.4643	1.087	354.6	76.37	54.9	109	0.702
800	0.4354	1.099	369.8	84.93	57.3	120	0.709
850	0.4097	1.110	384.3	93.80	59.6	131	0.716
900	0.3868	1.121	398.1	102.9	62.0	143	0.720
950	0.3666	1.131	411.3	112.2	64.3	155	0.723
1000	0.3482	1.141	424.4	121.9	66.7	168	0.726
1100	0.3166	1.159	449.0	141.8	71.5	195	0.728
1200	0.2902	1.175	473.0	162.9	76.3	224	0.728
1300	0.2679	1.189	496.0	185.1	82	257	0.719
1400	0.2488	1.207	530	213	91	303	0.703
1500	0.2322	1.230	557	240	100	350	0.685
1600	0.2177	1.248	584	268	106	390	0.688
1700	0.2049	1.267	611	298	113	435	0.685
1800	0.1935	1.286	637	329	120	482	0.683
1900	0.1833	1.307	663	362	128	534	0.677
2000	0.1741	1.337	689	396	137	589	0.672
2100	0.1658	1.372	715	431	147	646	0.667
2200	0.1582	1.417	740	468	160	714	0.655
2300	0.1513	1.478	766	506	175	783	0.647
2400	0.1448	1.558	792	547	196	869	0.630
2500	0.1389	1.665	818	589	222	960	0.613
3000	0.1135	2.726	955	841	486	1570	0.536

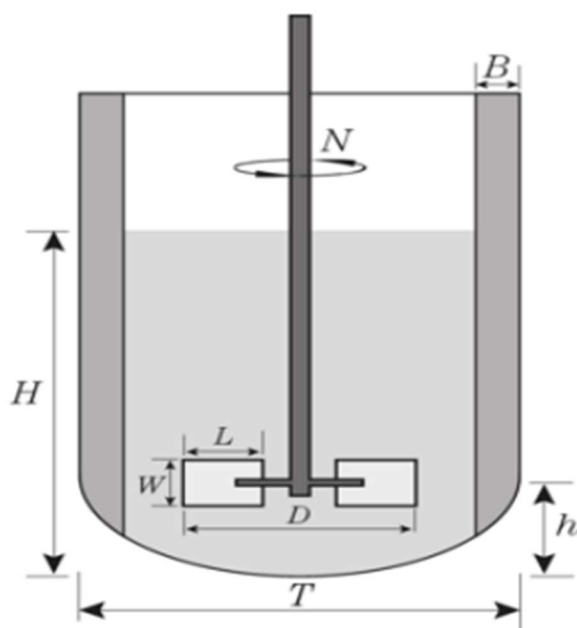


**ANEXO F - FATOR DE CORREÇÃO PARA UM TROCADOR DE CALOR CASCO E TUBOS, COM UM PASSE NO CASCO E DOIS (OU UM MÚLTIPLO DE DOIS) PASSES NOS TUBOS.**



Fonte: Kreith (2011).

## ANEXO G - CONFIGURAÇÃO DE UM TANQUE AGITADO COM CHICANAS



**H:** Altura do líquido no reservatório;

**T:** Diâmetro do tanque;

**h:** Distância entre o impelidor e o fundo do tanque;

**D:** Diâmetro do impelidor;

**W:** Altura da pá do impelidor;

**L:** Largura da pá do impelidor;

**B:** Largura da chicana;

**N:** Número de rotações do impelidor.

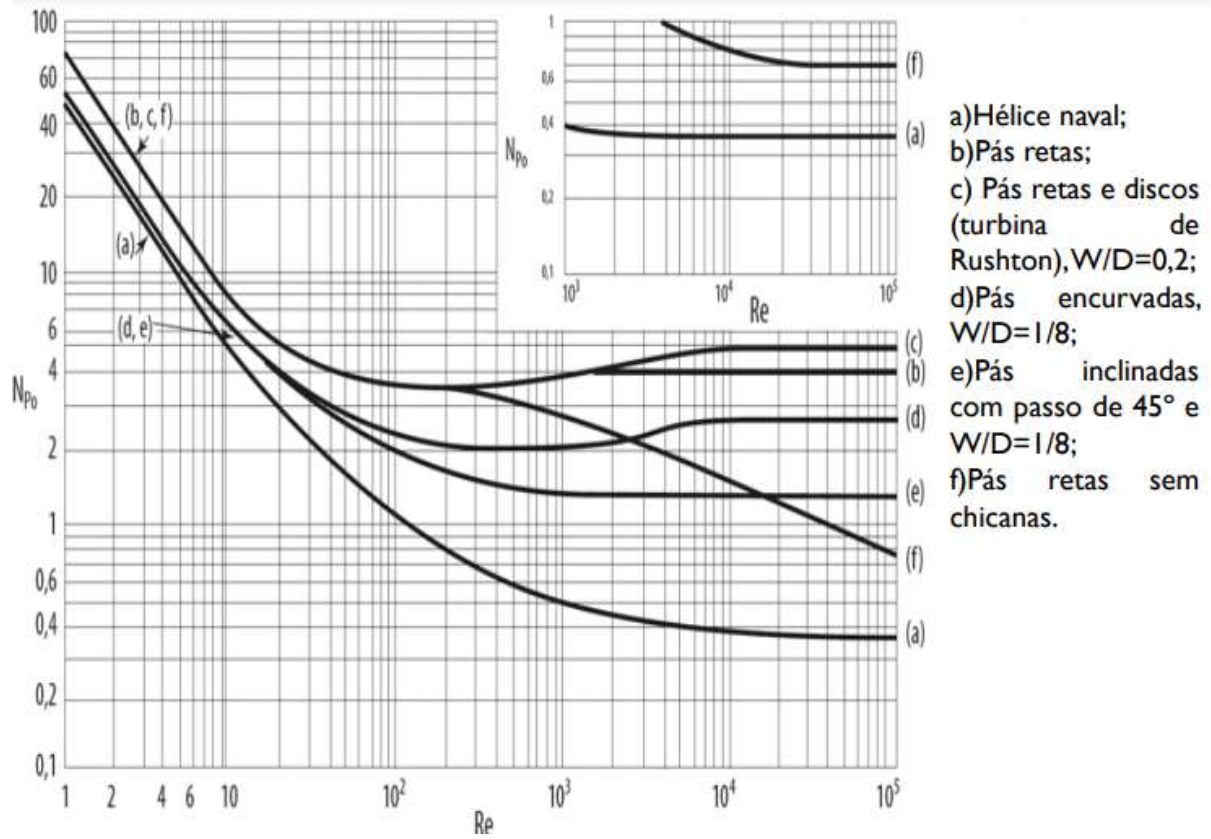
$$\frac{D}{T} = \frac{1}{3}; \quad \frac{h}{D} = 1; \quad \frac{H}{T} = 1; \quad \frac{B}{T} = \frac{1}{10}$$

$$\frac{W}{D} = 0,2 \quad \text{e} \quad \frac{L}{D} = 0,25 \quad \text{para turbinas}$$

Fonte: Adaptado de Cremasco (2012)

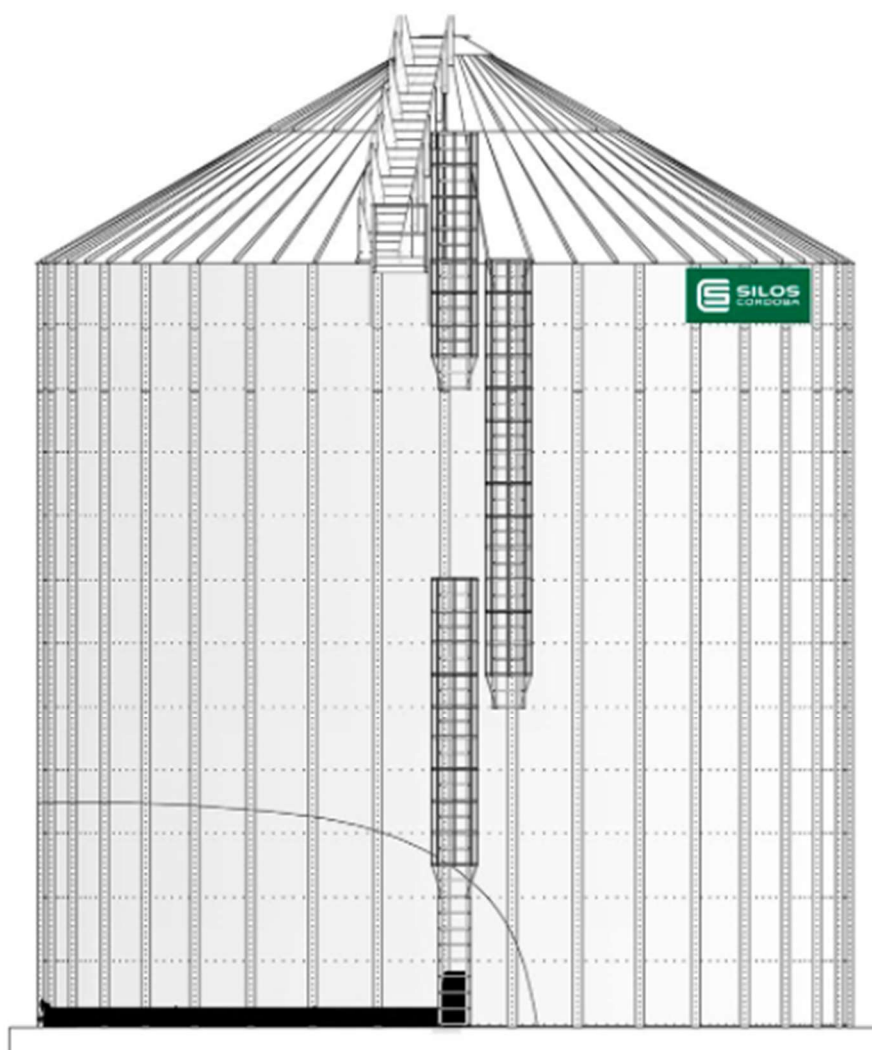


## ANEXO H- NÚMERO DE POTÊNCIA



Fonte: Cremasco (2012)

## ANEXO I - SILOS



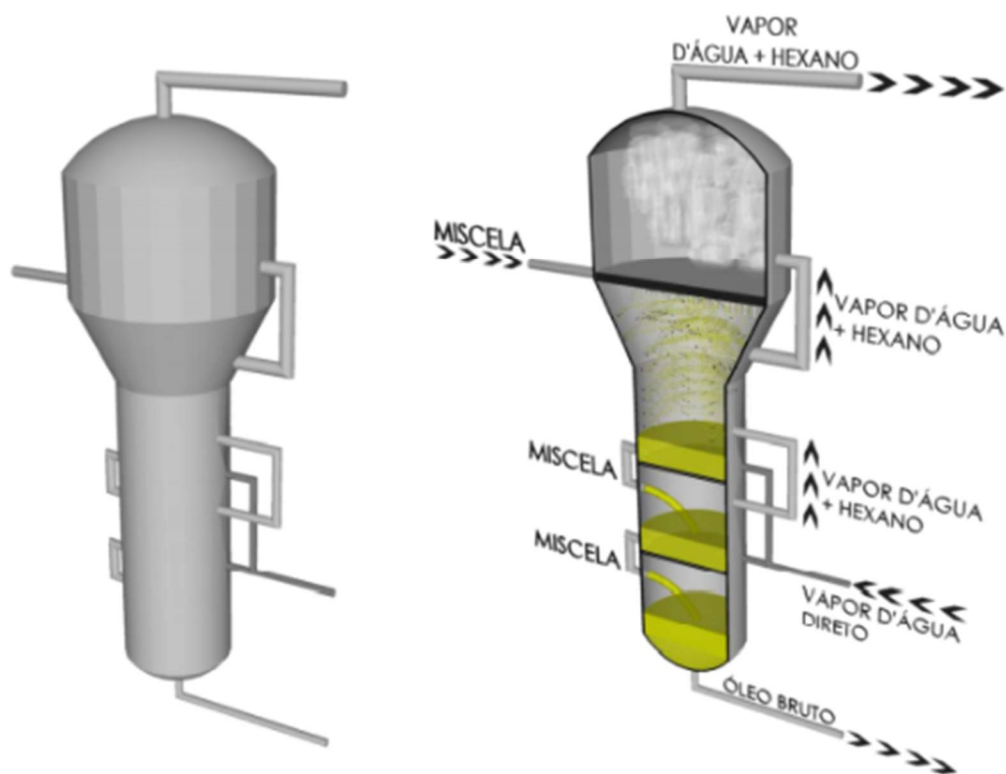
Fonte: Silos Córdoba (2021).

**ANEXO J - TANQUES DE ARMAZENAMENTO**

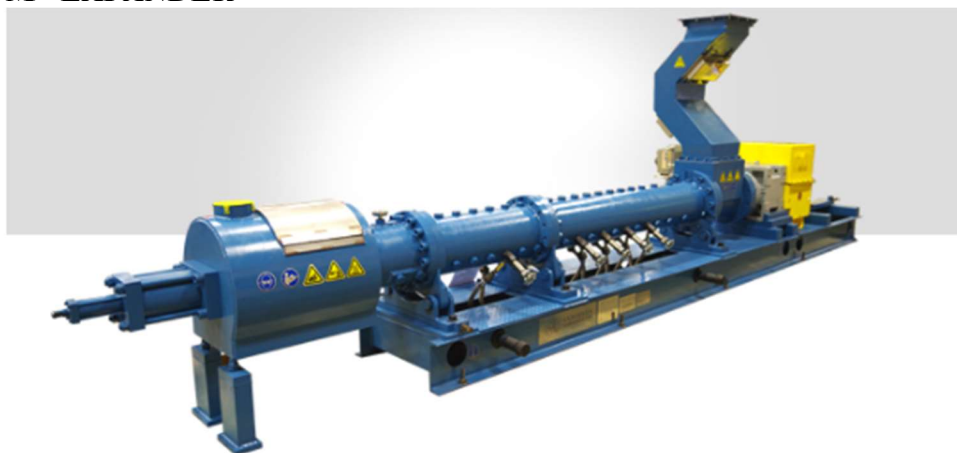
Fonte: Tecniplas (2021).

**ANEXO K - DESCASCADOR INDUSTRIAL**

Fonte: Bugoo (2021).

**ANEXO L - MODELO DE STRIPPER**

Fonte: Neto (2012).

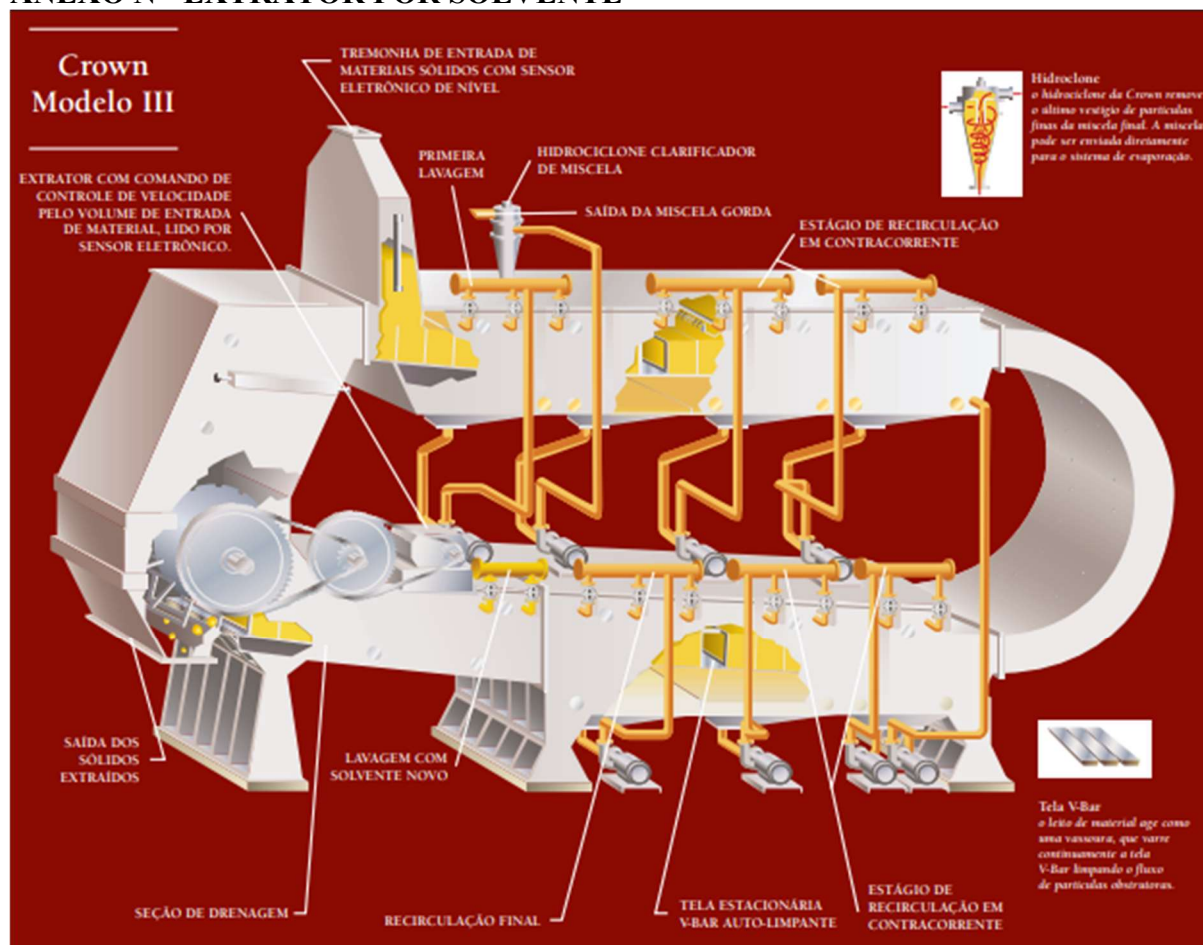
**ANEXO M - EXPANDER**

## RATED PERFORMANCE BY MODEL

Model	Connected HP	Capacity (MTPD)	Steam (150 psi)
8" Solvex	125-200	200-400	500-1,000 lbs/hr (225-450 kg/hr)
10" Solvex	150-250	500-800	1,250-2,000 lbs/hr (560-900 kg/hr)
12" Solvex	300-500	1,200-1,800	3,000-4,500 lbs/hr (1,350-2,050 kg/hr)
14" Solvex	500-750	2,000-3,000	5,000-7,500 lbs/hr (2,250-3,400 kg/hr)

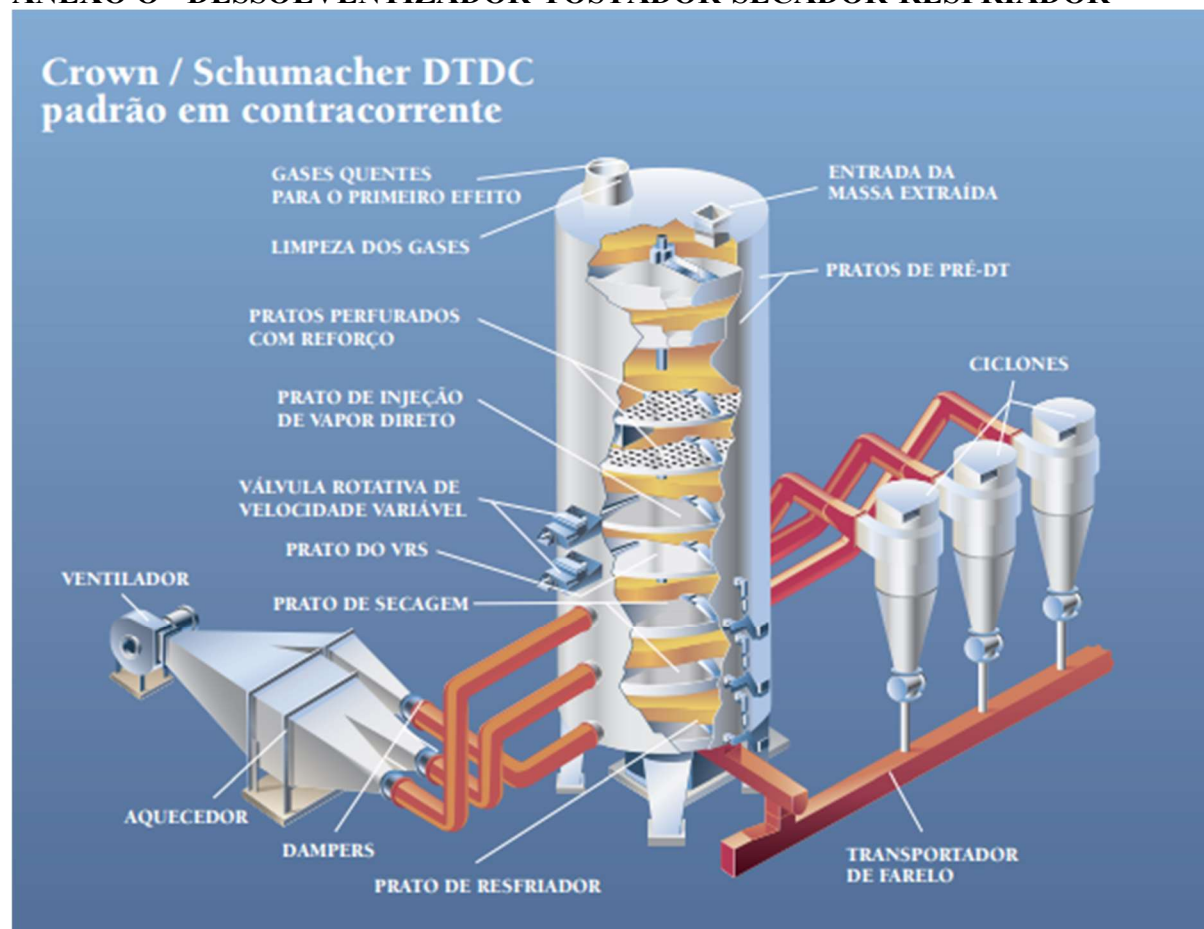
Fonte: Anderson *International Corp* (2021).

## ANEXO N - EXTRATOR POR SOLVENTE



Fonte: *Iron Crown Works* (2021).

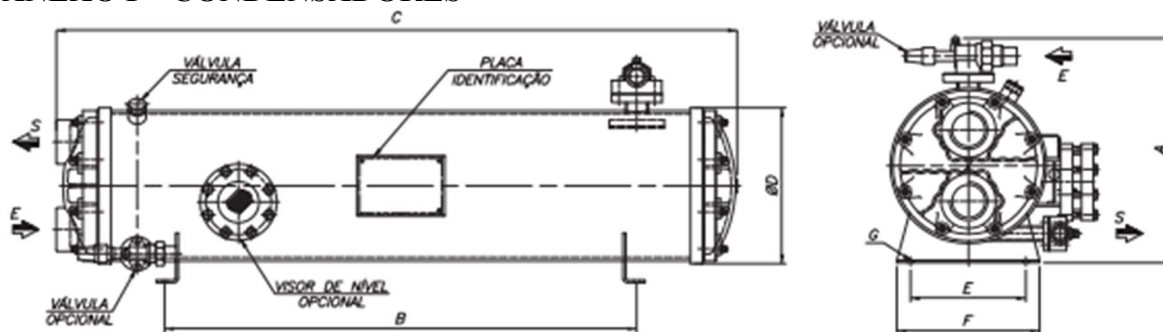


**ANEXO O - DESSOLVENTIZADOR-TOSTADOR-SECADOR-RESFRIADOR**

Fonte: *Iron Crown Works* (2021).



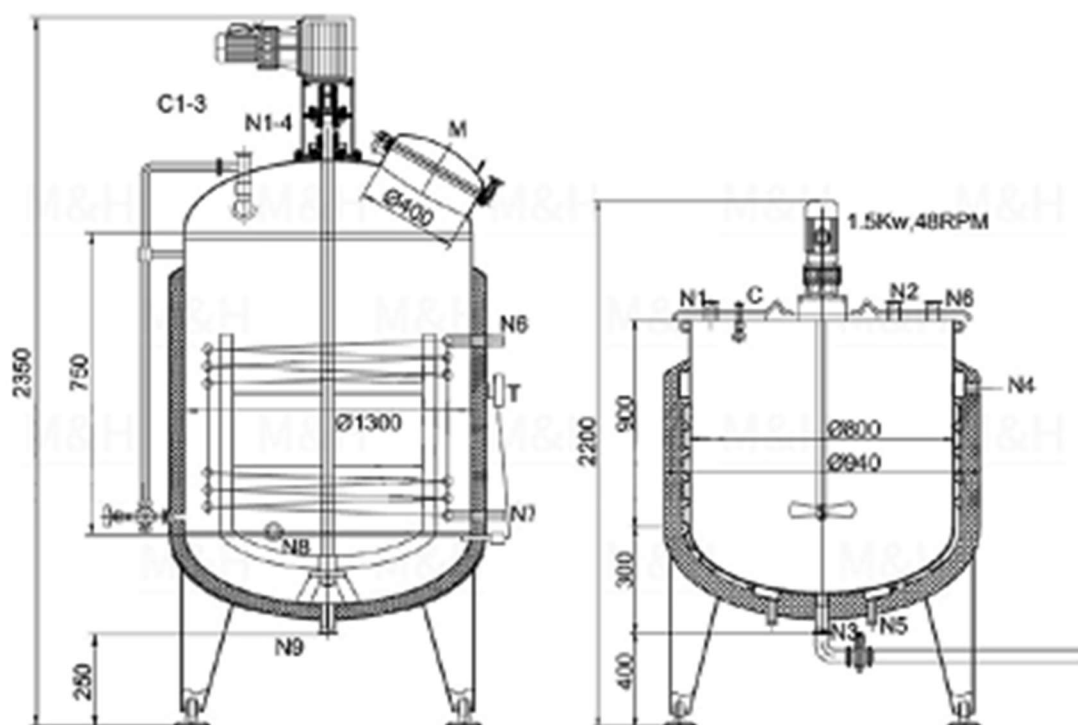
## ANEXO P - CONDENSADORES



Modelo	Capacidade Nominal em Kcal/h	Área Rad. em m <sup>2</sup>	Conexões Refrigerante		Conexões Água E/S	Medidas em mm							Peso Vazio em Kg
			Entrada	Saída		A	B	C	ØD	E	F	G	
CFA-1	3.600	0,72	Ø1/2"	Ø3/8"	Ø3/4"BSP	262	100	340	160	120	140	Ø10,5	~26
CFA-1,5	5.400	1,08	Ø1/2"	Ø3/8"	Ø3/4"BSP	262	200	440	160	120	140	Ø10,5	~28
CFA-2	7.200	1,44	Ø5/8"	Ø3/8"	Ø3/4"BSP	262	300	540	160	120	140	Ø10,5	~33
CFA-3	10.800	2,16	Ø3/4"	Ø5/8"	Ø3/4"BSP	257	500	750	160	120	140	Ø10,5	~39
CFA-4	14.400	2,88	Ø3/4"	Ø5/8"	Ø1.1/2"BSP	335	300	575	220	160	190	Ø10,5	~53
CFA-5	18.000	3,60	Ø7/8"	Ø3/4"	Ø1.1/2"BSP	344	390	665	220	160	190	Ø10,5	~59
CFA-7,5	27.000	5,40	Ø7/8"	Ø3/4"	Ø1.1/2"BSP	344	660	935	220	160	190	Ø10,5	~78
CFA-10	36.000	7,20	Ø1.1/8"	Ø7/8"	Ø1.1/2"BSP	355	870	1185	220	160	190	Ø10,5	~90
CFA-12,5	45.000	9,00	Ø1.1/8"	Ø7/8"	Ø2"BSP	410	530	850	285	210	260	Ø10,5	~110
CFA-15	54.000	10,80	Ø1.1/8"	Ø7/8"	Ø2"BSP	410	670	990	285	210	260	Ø10,5	~121
CFA-20	72.000	14,40	Ø1.1/8"	Ø7/8"	Ø2.1/2"BSP	410	860	1240	285	210	260	Ø10,5	~145
CFA-25	90.000	18,00	Ø1.5/8"	Ø1.3/8"	Ø2.1/2"BSP	365	1050	1510	285	210	260	Ø10,5	~170
CFA-30	108.000	21,60	Ø1.5/8"	Ø1.3/8"	Ø2.1/2"BSP	365	1300	1780	285	320	260	Ø10,5	~200
CFA-40	144.000	28,80	Ø1.5/8"	Ø1.3/8"	Ø3"BSP	510	870	1260	405	320	370	Ø14	~291
CFA-50	180.000	36,00	Ø2.1/8"	Ø1.5/8"	Ø3"BSP	510	1050	1490	405	320	370	Ø14	~328
CFA-60	216.000	43,20	Ø2.1/8"	Ø1.5/8"	Ø4"BSP	510	1300	1795	405	320	370	Ø14	~392
CFA-75	270.000	54,00	Ø2.1/8"	Ø1.5/8"	Ø4"BSP	510	1600	2165	405	420	370	Ø14	~452
CFA-87,5	315.000	63,00	Ø3"	Ø2"	Ø4"BSP	630	1152	1662	505	420	470	Ø17	~591
CFA-100	360.000	72,00	Ø3"	Ø2"	Ø4"BSP	630	1300	1840	505	420	470	Ø17	~646
CFA-125	450.000	90,00	Ø3"	Ø2"	Ø5"BSP	630	1600	2220	505	420	470	Ø17	~742
CFA-150	540.000	108,00	Ø3"	Ø2"	Ø5"BSP	630	1800	2620	505	420	470	Ø17	~841
CFA-175	630.000	126,00	Ø4"	Ø2.1/2"	Ø5"BSP	630	2000	2990	505	420	470	Ø17	~942
CFA-200	720.000	144,40	Ø4"	Ø2.1/2"	Ø5"BSP	630	2500	3400	505	420	470	Ø17	~1070

Fonte: Evacon (2017).

## ANEXO Q - MISTURADORES


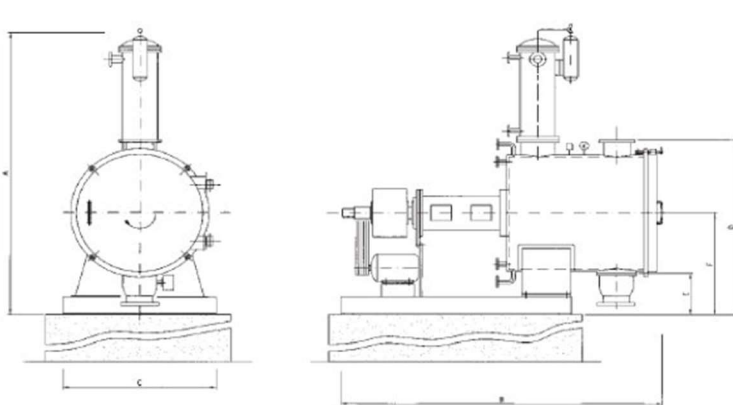


100l 100l 500l Químico líquido Do Tanque de Mistura de Aço Inoxidável Equipamento De Mistura do misturador de Homogeneização agitador Jacketed chaleira de aquecimento elétrico

Modelo	Capacidade de trabalho (L)	Poder de mistura (KW)	Velocidade de mistura (Rpm)	Método de aquecimento
MH-50	50	0.75	0-63	Aquecimento eléctrico
MH-100	100	1.1	0-63	
MH-200	200	1.1-2.2	0-63	
MH-300	300	1.5-2.2	0-63	
MH-500	500	4.0-5.5	0-63	
MH-1000	1000	4.0-7.5	0-63	Aquecimento eléctrico/ Aquecimento a vapor
MH-1500	1500	5.5-7.5	0-63	
MH-2000	2000	5.5-7.5	0-63	
MH-3000	3000	11-15	0-63	
MH-5000	5000	18.5-22	0-63	

Fonte: M&H (2021).

## ANEXO R - SECADORES A VÁCUO

		VACUUM DRYERS - DRYMIX								
		TECHNICAL DATA								
										
model		DMX-P	DMX-0	DMX-1	DMX-2	DMX-3	DMX-4	DMX-5	DMX-6	DMX-7
total volume	L	120	300	510	700	1140	1580	2140	3000	4300
loading volume	L	85	220	370	500	820	1110	1510	2110	3040
max loading weight	kg	55	150	250	340	550	740	1000	1400	2000
vessel inner diameter	mm	500	700	850	900	1100	1200	1350	1500	1700
vessel length	mm	600	800	900	1100	1200	1400	1500	1700	1900
loading port	mm	150	150	150	200	200	200	250	250	300
discharge port	mm	100	150	150	150	200	200	200	250	250
dust filter	m <sup>2</sup>	0,25	0,25	0,5	0,5	0,75	0,75	1,5	1,5	2,5
overall dimensions										
width	mm	1000	1100	1100	1300	1450	1650	2000	2200	2400
length	mm	2000	2300	2600	2900	3100	3400	3950	4250	4700
height, incl. dust filter	mm	1650	2000	2380	2420	2900	3000	3430	3650	4350
ancillary units										
vapor condenser	m <sup>2</sup>	1	1,5	2,5	3	4,5	6	9	11	15
solvent recovery tank	L	30	60	150	150	250	350	450	700	900
liquid ring vacuum pump at 60/33 mbara	m <sup>3</sup> /h	85 / 51	127 / 85	127 / 85	127 / 85	170 / 100	170 / 100	230 / 160	290 / 185	340 / 205
heating system	kcal/h	9.000	13.500	31.500	38.000	45.000	72.000	126.000	144.000	180.000
<i>(preliminary overall dimensions, to be confirmed at final design)</i>										
										

Fonte: Olsa (2021).

**ANEXO S - PRENSA MECÂNICA *EXPPELLER***

Fonte: HDC (2021).

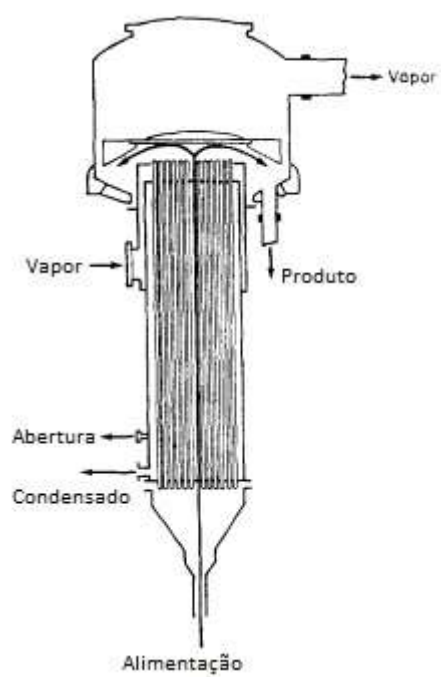
**ANEXO T - INFORMAÇÕES TÉCNICAS DA PRENSA MECÂNICA EXPELLER**

<b>Model</b>	<b>Capacity</b>	<b>oil content in cake</b>	<b>Motor power (KW)</b>
202	45-50 TPD	≅ 13%	30
204	75-80 TPD	15-18%	30
LYZX24	20-25TPD	10-19%	30+5.5+3
LYZX28	40-60TPD	15-19%	45+11+1.5
LYZX32	80-100 TPD	15-19%	90+7.5+1.5
LYZX34	150-180 TPD	11-15%	160
SYZX12	4-6 TPD	4-6.5%	18.5+1.1
SYZX24	Hot pressing 80-100 TPD	10-17%	55+7.5
	Cold pressing 40-50 TPD	5-7%	

Fonte: HDC (2021).

**ANEXO U - COZEDOR**

Fonte: Alliance (2021).

**ANEXO V - EVAPORADORES**

Fonte: Walas (1990).



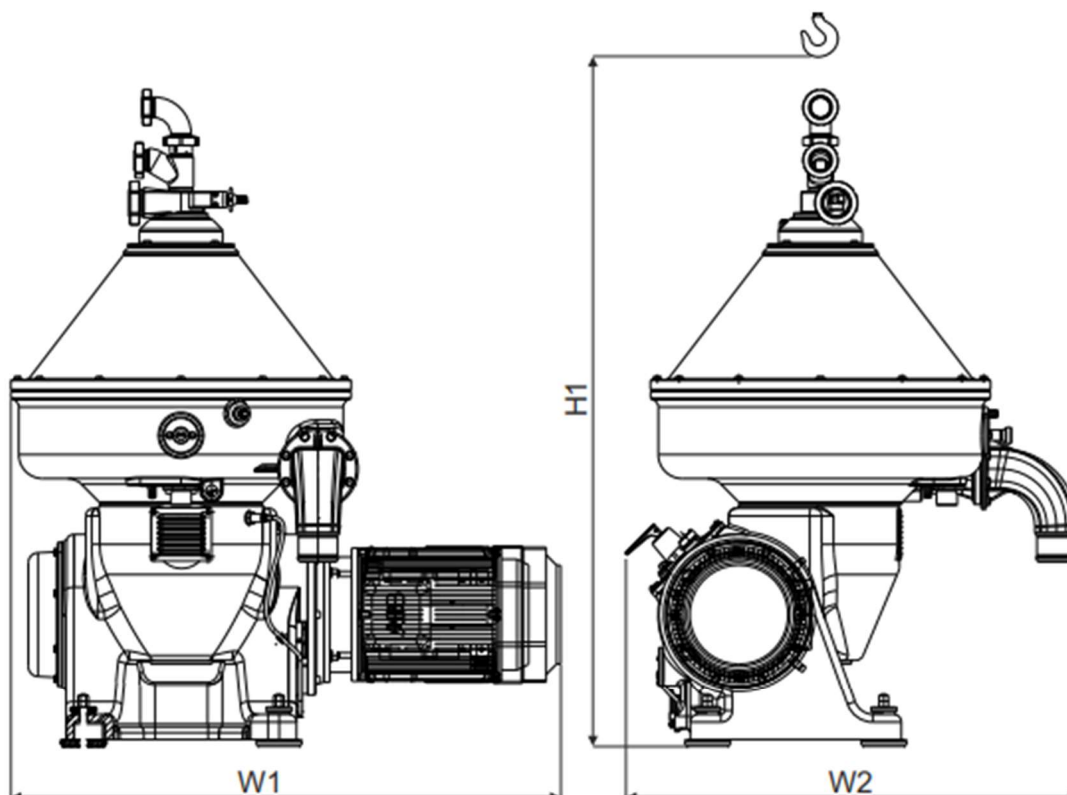
**ANEXO W - DECANTADOR**

Fonte: Águas Claras (2021).



## ANEXO X - CENTRÍFUGA ALFA LAVAL VO 20.

### Dimensional drawing



#### Dimensions

H1 Minimum 2000 mm (6 ft 6 6/8 inch)

W1 1383 mm (4 ft 6 4/8 inch)

W2 1180 mm (3 ft 10 4/8 inch)

#### Performance data VO 20

Hydraulic capacity <sup>1)</sup>	18 m <sup>3</sup> /h (79 US gpm)
Nominal capacity <sup>2)</sup>	200 TPD (440 925 US lbs/day)
Maximum discharge capacity	3 litre (0,79 gallon)
Maximum motor power	18.5 kW (24,8 HP)

<sup>1)</sup>: Actual capacities depend on operating conditions, and type of oil and fat to be treated

<sup>2)</sup>: Crude palm oil washing application, capacities depends on operating conditions

Fonte: Alfa Laval (2021).

**ANEXO Y - RESOLUÇÃO Nº 798 DE 01 DE AGOSTO DE 2019**

Característica	Unidade	Limite	Método		
			ABNT NBR	ASTM D	EN/ISO
Aspecto	-	LII (1) (2)	-	-	-
Massa específica a 20°C	kg/m <sup>3</sup>	850 a 900	7148 14065	1298	EN ISO 3675 EN ISO 12185
Viscosidade cinemática a 40°C	mm <sup>2</sup> /s	3,0 a 6,0	10441	445	EN ISO 3104
Teor de água, máx.	mg/kg	200,0 (3)	-	6304	EN ISO 12937
Contaminação Total, máx. (13)	mg/kg	24	15995	-	EN 12662 (5)
Ponto de fulgor, mín. (4)	°C	100,0	14598	93	EN ISO 3679
Teor de éster, mín	% massa	96,5	15764	-	EN 14103 (5)
Cinzas sulfatadas, máx. (6)	% massa	0,020	6294	874	EN ISO 3987
Enxofre total, máx.	mg/kg	10	15867	5453	EN ISO 20946 EN ISO 20884
Sódio + Potássio, máx.	mg/kg	5	15554 15555 15553 15556	-	EN 14108 (5) EN 14109 (5) EN 14538 (5)
Cálcio + Magnésio, máx	mg/kg	5	15553 15556	-	EN 14538 (5)
Fósforo, máx. (7)	mg/kg	10	15553	4951	EN 14107 (5) EN 16294 (5)
Corrosividade ao cobre, 3h a 50°C, máx. (6)	-	1	14359	130	EN ISO 2160
Número Cetano (6)	-	Anotar	-	613 6890 (8)	EN ISO 5165
Ponto de entupimento de filtro a frio, máx.	°C	(9)	14747	6371	EN 116
Índice de acidez, máx.	mg KOH/g	0,50	14448	664	EN 14104 (5)

Glicerol livre, máx.	% massa	0,02	15771 15908 (5)	6584 (5)	EN 14105 (5) EN 14106 (5)
Glicerol total, máx. (10)	% massa	0,25	15344 15908 (5)	6584 (5)	EN 14105 (5)
Monoacilglicerol, máx.	% massa	0,7	15342 (5) 15344 15908 (5)	6584 (5)	EN 14105 (5)
Diacilglicerol, máx.	% massa	0,20	15342 (5) 15344 15908 (5)	6584 (5)	EN 14105 (5)
Triacilglicerol, máx.	% massa	0,20	15342 (5) 15344 15908 (5)	6584 (5)	EN 14105 (5)
Metanol e/ou Etanol, máx.	% massa	0,20	15343	-	EN 14110 (5)
Índice de Iodo	g/100g	Anotar	-	-	EN 14111 (5)
Estabilidade à oxidação a 110°C, mín. (11)	hora	12	-	-	EN 14112 (5) EN 15751 (5)

Fonte: Adaptado de ANP (2019).

Notas:

(1) - Límpido e isento de impurezas (LII), com anotação da temperatura do ensaio. Caso os parâmetros de teor de água e/ou contaminação total estejam não conformes, o produto poderá ser considerado como não especificado no Aspecto, em caso de disputa.

(2) - Para efeito de fiscalização, deverão ser realizadas as análises de teor de água e contaminação total nas atuações por não conformidade no Aspecto. Caso pelo menos um desses dois últimos parâmetros esteja fora de especificação o produto será reprovado.

(3) - Para efeito de fiscalização, será permitida a variação de +50 mg/kg no limite do teor de água no biodiesel para o produtor e de +150 mg/kg para o distribuidor nas atuações por não conformidade.

(4) - É dispensada a análise de teor de metanol ou etanol quando a análise de ponto de fulgor resultar em valor superior a 130°C.

(5) - É demandada validação para os materiais graxos não previstos no método e rota de produção etílica pelos métodos referenciados.

(6) - Em conjunto com as demais constantes da Tabela de Especificação, estas características devem ser analisadas a cada trimestre civil. Tomando uma amostra do biodiesel comercializado no trimestre, os resultados devem ser enviados à ANP pelo produtor do biodiesel. O produtor deverá analisar o número de amostras correspondente ao número de tipos de materiais graxos utilizados caso haja mudança de tipo de material graxo nesse período.

(7) - Deve ser utilizado o método EN 14107 como base em caso de disputa.

(8) - Poderá ser utilizado o método ASTM D6890 como alternativa para determinação do número de cetano.

(9) - Limites conforme Quadro II. O ponto de entupimento a frio permanecerá 19°C para os estados não contemplados no quadro.

(10) - Sendo aplicável o limite de 0,25% em massa poderá ser determinado pelos métodos ABNT NBR 15908, ABNT NBR 15344, ASTM D6584 ou EN14105. Deve ser utilizado o método ABNT NBR 15908 ou ABNT NBR 15344, sendo aplicável o limite de 0,30% em massa, para biodiesel oriundo de material graxo predominantemente láurico.

(11) - Em toda a cadeia de abastecimento do combustível deverá ser atendido o limite estabelecido.

(13) - Somente deverá ser utilizada a versão da norma de 1998 ou 2008 (EN 12662:1998 ou EN 12662:2008)

Unidades da Federação	Limite Máximo, °C											
	Jan	Fev	Mar	Abr	Mai	Jun	Jul	Ago	Set	Out	Nov	Dez
SP - MG - MS	14	14	14	12	8	8	8	8	8	12	14	14

GO/DF - MT - ES - RJ	14	14	14	14	10	10	10	10	10	14	14	14
PR - SC - RS	14	14	14	10	5	5	5	5	5	10	14	14

Fonte: Adaptado de ANP, 2019.

## ANEXO Z - COMPRIMENTOS EQUIVALENTES A PERDAS LOCALIZADAS, EM METROS DE CANALIZAÇÃO DE FERRO GALVANIZADO RETILÍNEA (MACINTYRE, 2010).

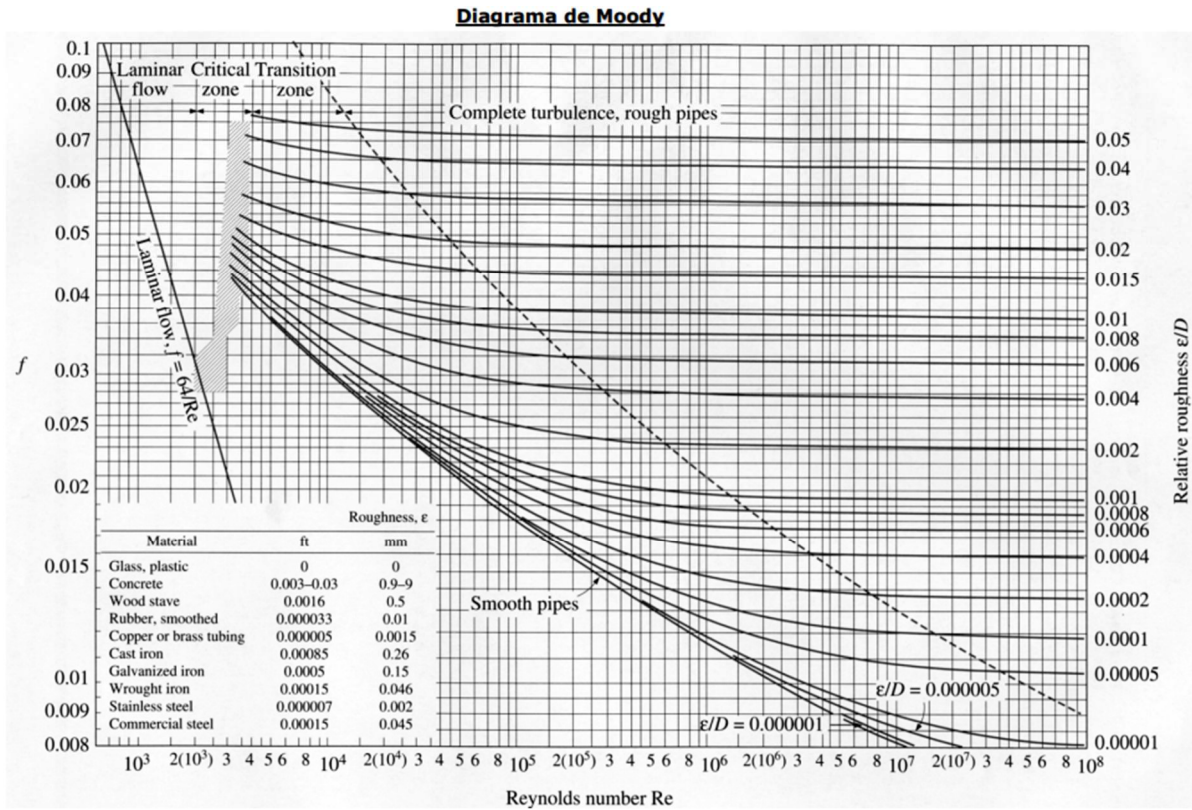
Diâmetro nominal D		<div style="display: flex; justify-content: space-between; font-size: 8px;"> <span>Cotovelo 90°</span> <span>Raio longo</span> <span>Cotovelo 90°</span> <span>Raio médio</span> <span>Cotovelo 90°</span> <span>Raio curto</span> <span>Cotovelo 45°</span> <span>Curva 90° R/d - 1/2</span> <span>Curva 90° R/d - 1</span> <span>Curva 45°</span> <span>Entrada Normal</span> <span>Entrada de bomba</span> <span>Entrada de gaveta aberto</span> <span>Entrada de globo aberto</span> <span>Entrada de ângulo aberto</span> <span>Tê passagem direta</span> <span>Tê passagem de lado</span> <span>Tê saída bilateral</span> <span>Válvula de pé e crivo</span> <span>Saída da canaliz.</span> <span>Válvula de retenção tipo leve</span> <span>Válvula de retenção tipo pesado</span> </div>																		
(mm)	(pol.)	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
13	1/2	0,3	0,4	0,5	0,2	0,2	0,3	0,2	0,2	0,4	0,1	4,9	2,6	0,3	1,0	1,0	3,6	0,4	1,1	1,6
19	3/4	0,4	0,6	0,7	0,3	0,3	0,4	0,2	0,2	0,5	0,1	6,7	3,6	0,4	1,4	1,4	5,6	0,5	1,6	2,4
25	1	0,5	0,7	0,8	0,4	0,3	0,5	0,2	0,3	0,7	0,2	8,2	4,6	0,5	1,7	1,7	7,3	0,7	2,1	3,2
32	1 1/4	0,7	0,9	1,1	0,5	0,4	0,6	0,3	0,4	0,9	0,2	11,3	5,6	0,7	2,3	2,3	10,0	0,9	2,7	4,0
38	1 1/2	0,9	1,1	1,3	0,6	0,5	0,7	0,3	0,5	1,0	0,3	13,4	6,7	0,9	2,8	2,8	11,6	1,0	3,2	4,8
50	2	1,1	1,4	1,7	0,8	0,6	0,9	0,4	0,7	1,5	0,4	17,4	8,5	1,1	3,5	3,5	14,0	1,5	4,2	6,4
63	2 1/2	1,3	1,7	2,0	0,9	0,8	1,0	0,5	0,9	1,9	0,4	21,0	10,0	1,3	4,3	4,3	17,0	1,9	5,2	8,1
75	3	1,6	2,1	2,5	1,2	1,0	1,3	0,6	1,1	2,2	0,5	26,0	13,0	1,6	5,2	5,2	20,0	2,2	6,3	9,7
100	4	2,1	2,8	3,4	1,5	1,3	1,6	0,7	1,6	3,2	0,7	34,0	17,0	2,1	6,7	6,7	23,0	3,2	8,4	12,9
125	5	2,7	3,7	4,2	1,9	1,6	2,1	0,9	2,0	4,0	0,9	43,0	21,0	2,7	8,4	8,4	30,0	4,0	10,4	16,1
150	6	3,4	4,3	4,9	2,3	1,9	2,5	1,1	2,5	5,0	1,1	51,0	26,0	3,4	10,0	10,0	39,0	5,0	12,5	19,3
200	8	4,3	5,5	6,4	3,0	2,4	3,3	1,5	3,5	6,0	1,4	67,0	34,0	4,3	13,0	13,0	52,0	6,0	16,0	25,0
250	10	5,5	6,7	7,9	3,8	3,0	4,1	1,8	4,5	7,5	1,7	85,0	43,0	5,5	16,0	16,0	65,0	7,5	20,0	32,0
300	12	6,1	7,9	9,5	4,6	3,6	4,8	2,2	5,5	9,0	2,1	102,0	51,0	6,1	19,0	19,0	78,0	9,0	24,0	38,0
350	14	7,3	9,5	10,5	5,3	4,4	5,4	2,5	6,2	11,0	2,4	120,0	60,0	7,3	22,0	22,0	90,0	11,0	28,0	45,0

**ANEXO AA - DIÂMETRO DOS TUBOS DE AÇO-CARBONO SCHEDULE 40 (NORMA NBR 5590).**

Schedule 40 - Norma NBR 5590			
Diâmetro		Espessura mm	Peso teórico kg/m
pol.	mm		
1/2"	21,30	2,77	1,26
3/4"	26,70	2,87	1,68
1"	33,40	3,38	2,50
1.1/4"	42,20	3,56	3,38
1.1/2"	48,30	3,68	4,05
2"	60,30	3,91	5,43
2.1/2"	73,00	5,16	8,62
3"	88,90	5,49	11,28
3.1/2"	101,60	5,74	13,56
4"	114,30	6,02	16,06
5"	141,30	6,55	21,75
6"	168,30	7,11	28,23
8"	219,10	8,18	42,48
10"	273,05	9,27	60,23
12"	323,84	10,31	79,64

Fonte: Aços Continente (2021).

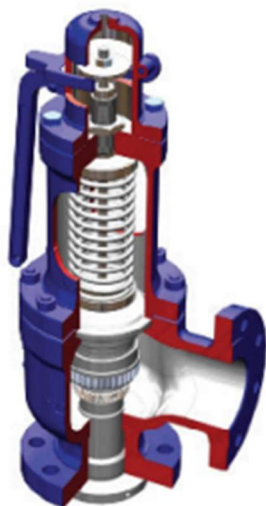
ANEXO AB - DIAGRAMA DE MOODY





## ANEXO AC - VÁLVULA DE SEGURANÇA

# Válvula de Segurança SV66H



### Descrição

As Válvulas de Segurança SV66H, são construídas de acordo com as exigências do Código ASME Sec. I para caldeiras. Possuem projeto moderno com dois anéis de regulação, permitindo ajustes precisos do diferencial de alívio ("blowdown").

### Aplicações

As válvulas SV66H são utilizadas em caldeiras e geradores de vapor.

### Normas e Aprovações

Seus bocais são do tipo inteiro ("full nozzle") e com orifícios de F à P, padronizados pela Norma API RP 526.

### Especificações

- Conexões de entrada: 1½" (DN40) a 4" (DN100)
- Conexões de saída: 2" (DN50) a 6" (DN150)
- Orifícios: F a P (API STD 526)
- Tipos de Conexões: Flangeadas
- Classe das conexões: 150# a 1500#
- Pressão máxima de Op. : 82,7 bar (g)
- Blowdown: 3 a 6% (ajustável)
- Temperatura máxima de Op.: 538 °C
- Castelo: Aberto
- Alavanca: Aberta
- Materiais: Aço Carbono, Aço Inox e outras ligas
- Códigos: ASME Sec. I
- Aplicações: Vapor Saturado e Superaquecido
- Sobrepressão: Conforme ASME Sec. I



Proteja seu sistema  
de sobrepressão

## ANEXO AD - VÁLVULA DE BLOQUEIO

### Válvulas de Bloqueio Globo

As válvulas globo Spirax Sarco oferecem estanqueidade e segurança absoluta nas operações de bloqueio em sistemas de vapor, gases e líquidos. Apresentam grande maciez ao abrir ou fechar a válvula sob todas as condições de operação.

As válvulas BSA, graças ao seu fole, são protegidas contra vazamentos, atendendo às mais exigentes normas internacionais sobre emissões industriais.



Material do Corpo	PMO	TMO	Tamanhos Disponíveis									
			½"	¾"	1"	1½"	2"	2½"	3"	4"	6"	8"
Ferro Fundido	16 bar (g)	300°C	BSA1T									
	16 bar (g)	300°C	GSA									
Ferro Nodular	25 bar (g)	350°C	BSA2T									
Aço Carbono	40 bar (g)	425°C	BSA3T									

Fonte: Spiraxsarco (2021).

## APÊNDICE A - MEMORIAL DE CÁLCULO

Os cálculos envolvendo os balanços de massa e energia do processo produtivo da CramBIO® foram realizados utilizando siglas para cada substância ou propriedade utilizada. Seguem abaixo os Quadros 15 e 16 com as nomenclaturas utilizadas para cada substância e propriedade.

Quadro 15 - Nomenclatura das substâncias utilizadas para o memorial de cálculo.

<b>Substância</b>	<b>Sigla utilizada</b>
Semente de crambe	SC
Semente de crambe descascada	SCD
Cascas	CA
Óleo de crambe	OC
Micela	MIS
Resto de semente de crambe	RSC
Ácido fosfórico	AF
Água	W
Vapor d'água	vapor
Hidróxido de sódio	HS
Hexano	H
Ar	AR
Borra	BOR

Fonte: Autores (2021).

Quadro 16 - Nomenclatura das propriedades utilizadas para o memorial de cálculo.

<b>Propriedade</b>	<b>Sigla utilizada</b>
Vazão volumétrica (m <sup>3</sup> /h)	F
Vazão mássica (kg/h)	M
Vazão molar (kmol/h)	N
Calor fornecido/recebido (kJ/h)	Q
Calor Específico (kJ/kg.°C)	C <sub>p</sub>
Calor latente (kJ/kg)	$\lambda$
Entalpia (kJ/kg)	H
Densidade (kg/m <sup>3</sup> )	$\rho$
Fração mássica ou umidade (%)	X
Massa molar (kg/kgmol)	MM
Volume (m <sup>3</sup> )	V
Área (m <sup>2</sup> )	A
Altura (m)	h
Diâmetro (m)	D
Eficiência	$\eta$
Teor de óleo (%)	TO
Conversão (%)	C

Fonte: Autores (2021).

Para auxiliar na compreensão das correntes envolvidas em todo o processo, tem-se os Quadros 17, 18 e 19 que envolvem todas as correntes que envolvem a extração, o refino e as correntes de água e vapor, além de suas respectivas características.

Quadro 17 - Informações sobre cada corrente do processo da extração.

(continua)

<b>Corrente</b>	<b>Partida</b>	<b>Destino</b>	<b>Principais componentes</b>
C-101	SI-01A	CZ-01	Semente de crambe
C-102	SI-01B	CZ-01	Semente de crambe
C-103	SI-01C	CZ-01	Semente de crambe
C-104	SI-01D	CZ-01	Semente de crambe
C-105	SI-01E	CZ-01	Semente de crambe
C-106	SI-01A, SI-01B, SI-01C, SI-01D e SI-01E	CZ-01	Semente de crambe
C-107	CZ-01	DS-01	Semente de crambe
C-108	DS-01	SI-02A, SI-02B, SI-02C, SI-02D e SI-02E	Cascas
C-109	DS-01	SI-02A	Cascas
C-110	DS-01	SI-02B	Cascas
C-111	DS-01	SI-02C	Cascas
C-112	DS-01	SI-02D	Cascas
C-113	DS-01	SI-02E	Cascas
C-114	DS-01	PM-01	Semente de crambe (descascada)
C-115	PM-01	EX-01	Torta de crambe
C-116	PM-01	TA-02	Óleo de crambe (cru)
C-117	EX-01	ES-01	Torta de crambe
C-118	ES-01	E-01	Óleo de crambe (cru), hexano (líquido)
C-119	ES-01	DTDC-01	Farelo de crambe, hexano (líquido)
C-120	DTDC-01	SI-03A, SI-03B, SI-03C, SI-03D e SI-03E	Farelo de crambe

Quadro 17 - Informações sobre cada corrente do processo da extração.

(continuação)

C-121	DTDC-01	SI-03A	Farelo de crambe
C-122	DTDC-01	SI-03B	Farelo de crambe
C-123	DTDC-01	SI-03C	Farelo de crambe
C-124	DTDC-01	SI-03D	Farelo de crambe
C-125	DTDC-01	SI-03E	Farelo de crambe
C-126	TA-01	ES-01	Hexano (líquido)
C-127	E-01	CO-01	Hexano (gasoso)
C-128	E-01	ST-01	Óleo de crambe (cru), Hexano (líquido)
C-129	E-01	CO-06	Hexano (gasoso)
C-130	E-01	TA-01	Hexano (líquido)
C-131	ST-01	TA-02	Óleo de crambe (cru)
C-132	ST-01	CO-02	Hexano (gasoso), vapor
C-133	CO-02	DE-01	Hexano (líquido), água
C-134	CO-01	TA-01	Hexano (líquido)
C-135	CO-06	TA-01	Hexano (líquido)
C-136	CO-01 e CO-06	TA-01	Hexano (líquido)
C-137	DTDC-01	CO-03, CO-04, CO-05, CO-07 e CO-08	Hexano (gasoso), vapor
C-138	DTDC-01	CO-03	Hexano (gasoso), vapor
C-139	DTDC-01	CO-04	Hexano (gasoso), vapor
C-140	DTDC-01	CO-05	Hexano (gasoso), vapor

Quadro 17 - Informações sobre cada corrente do processo da extração.

(conclusão)

C-141	DTDC-01	CO-07	Hexano (gasoso), vapor
C-142	DTDC-01	CO-08	Hexano (gasoso), vapor
C-143	CO-03	DE-01	Hexano (líquido), água
C-144	CO-04	DE-01	Hexano (líquido), água
C-145	CO-05	DE-01	Hexano (líquido), água
C-146	CO-07	DE-01	Hexano (líquido), água
C-147	CO-08	DE-01	Hexano (líquido), água
C-148	CO-03, CO-04, CO-05, CO-07 e CO-08	DE-01	Hexano (líquido), água
C-149	DE-01	TA-09	Água residual
C-150	DE-01	TA-01	Hexano (líquido)
C-151	E-01	CO-01 e CO-06	Hexano (gasoso)
C-152	DE-01, CO-01 e CO-06	TA-01	Hexano (líquido)

Fonte: Autores (2021).

Quadro 18 - Informações sobre cada corrente do processo de refino.

(continua)

<b>Corrente</b>	<b>Partida</b>	<b>Destino</b>	<b>Principais componentes</b>
C-201	TA-02	CO-01	Óleo de crambe cru
C-202	CO-01	M-01	Óleo de crambe cru
C-203	M-01	CE-01	Óleo de crambe, água
C-204	CE-01	CO-04	Óleo de crambe

Quadro 18 - Informações sobre cada corrente do processo de refino.

(continuação)

C-205	CO-04	M-02	Óleo de crambe
C-206	M-02	M-03	Óleo de crambe, ácido fosfórico
C-207	M-03	M-04	Óleo de crambe, ácido fosfórico, hidróxido de sódio
C-208	M-04	CE-02	Óleo de crambe, ácido fosfórico, hidróxido de sódio, água
C-209	CE-02	SV-02 e SV-03	Óleo de crambe, água
C-210	CE-02	SV-02	Óleo de crambe, água
C-211	CE-02	SV-03	Óleo de crambe, água
C-212	SV-02	TA-03B	Água
C-213	SV-03	TA-03B	Água
C-214	SV-02 e SV-03	TA-08	Óleo de crambe
C-215	SV-02 e SV-03	TA-03B	Água
C-216	CE-01	SV-01	Borra, água
C-217	SV-01	TA-03A	Água
C-218	SV-01	TA-04	Lecitina
C-219	TA-03A	CO-05 e CO-03	Água
C-220	TA-03A	CO-03	Água
C-221	TA-03A	CO-05	Água
C-222	CO-03	M-01	Água
C-223	CO-05	M-04	Água
C-224	TA-05	M-02	Ácido fosfórico (aquoso)



Quadro 18 - Informações sobre cada corrente do processo de refino.

(conclusão)

C-225	TA-03B	M-05	Água
C-226	M-05	CO-07	Hidróxido de sódio (aquoso)
C-227	CO-07	M-03	Hidróxido de sódio (aquoso)
C-228	TA-06	M-05	Hidróxido de sódio (sólido)
C-229	SV-02	TA-08	Óleo de crambe
C-230	SV-03	TA-08	Óleo de crambe
C-231	CE-02	TA-07	Borra

Fonte: Autores (2021).

Quadro 19 - Informações sobre cada corrente secundária contendo água e vapor.

(continua)

<b>Corrente</b>	<b>Partida</b>	<b>Destino</b>	<b>Principais componentes</b>
C-301	CA-01	CZ-01	Vapor
C-302	CA-01	EX-01	Vapor
C-303	EX-01	Ambiente	Vapor
C-304	CA-01	E-01	Vapor
C-305	E-01	CA-01	Água
C-306	CA-01	DTDC-01	Vapor
C-307	DTDC-01	CA-01	Água
C-308	TA-03A	CO-02	Água
C-309	CO-02	CA-01	Água
C-310	TA-03A	CO-06	Água
C-311	CO-06	CA-01	Água
C-312	TA-03A	CO-08	Água

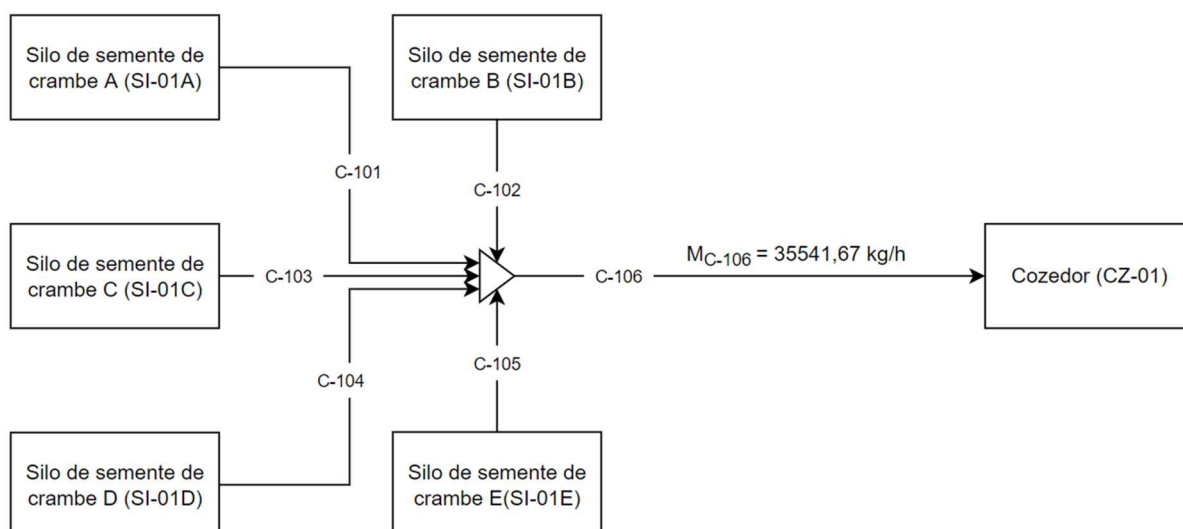
Quadro 19 - Informações sobre cada corrente secundária contendo água e vapor.

(conclusão)

C-313	CO-08	CA-01	Água
C-314	CA-01	ST-01	Vapor
C-315	TA-03C	CA-01	Água
C-316	CA-01	ST-01, E-01, DTDC-01, EX- 01, EZ-01	Vapor
C-317	CA-01	EX-01, EZ-01	Vapor
C-318	CA-01	ST-01, E-01, DTDC-01	Vapor
C-319	CO-02 e CO- 08	CA-01	Água
C-320	CO-02, CO-06 e CO-08	CA-01	Água
C-321	E-01 e DTDC- 01	CA-01	Água

Fonte: Autores (2021).

## A1 - SILOS DE SEMENTE DE CRAMBE (SI-01)



Considerando uma saída de 853.000 kg de semente de crambe por dia, planejaram-se cinco silos idênticos de semente de crambe, que suportam a quantidade equivalente a 7 dias de processo.

A escolha da vazão mássica de semente de crambe que sai dos silos em direção ao processo se deu em virtude do objetivo de se produzir cerca de 10 toneladas por hora de óleo de crambe.

Segundo Plein *et al.* (2010), a densidade da semente de crambe a 25 °C é de cerca de 340 kg/m<sup>3</sup>. Com isso é possível calcular o volume ocupado pelas sementes de crambe no silo SI-01 a partir da Equação 2, em que  $M_{C-106}$  é a vazão mássica da corrente C-106 contendo semente de crambe (em kg/dia),  $\rho_{SC}$  é a densidade da semente (em kg/m<sup>3</sup>) e  $t_{SI-01}$  é o tempo de armazenamento das sementes no tanque (em dias).

$$V_{SC} = \frac{M_{C-106}}{\rho_{SC}} \cdot t_{SI-01} = \frac{853000}{340} \cdot 7 = 17.561,7647 \text{ m}^3 \quad (2)$$

Desse modo, calculou-se o volume de cada silo considerando que as sementes ocupam 75% do volume total deste, visando se ter uma margem de segurança, a partir da Equação 3.

$$V_{SI-01} = \frac{V_{SC}}{0,75 \cdot N_{silos}} \quad (3)$$

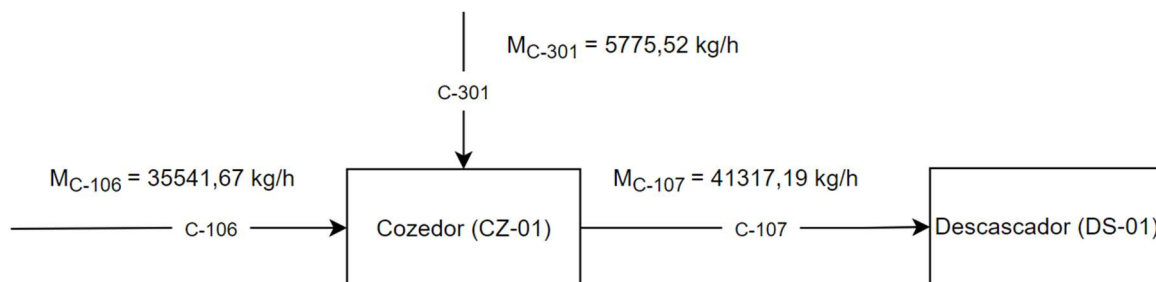
Em que  $V_{SI-01}$  é o volume de cada silo de armazenamento de semente de crambe ( $m^3$ ),  $N_{\text{silos}}$  é o número de silos para este propósito (são cinco ao todo) e  $V_{SC}$  é o volume ocupado pelas sementes de crambe ( $m^3$ ). Com isso, se encontrou um volume de  $4.683,1373 m^3$ .

Para o dimensionamento dos silos SI-01, considerou-se o silo em formato cilíndrico e possuindo uma altura de 30 metros. Desse modo, se pode calcular a área circular dos silos e seus diâmetros, conforme Equações 4 e 5.

$$A_{SI-01} = \frac{V_{SI-01}}{h_{SI-01}} = \frac{4.683,1373}{30} = 156,1046 m^2 \quad (4)$$

$$D_{SI-01} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{SI-01}}{\pi}} = 14,0982 m \quad (5)$$

## A2 - COZEDOR (CZ-01)



O cozedor possui uma entrada e saída das sementes de crambe com uma vazão mássica de 35.541,67 kg/h, respectivamente pelas correntes C-106 e C-107. Visando uma maior eficiência tanto no descasque quanto na prensagem mecânica, se busca aquecer as sementes de crambe até uma temperatura de 105° C no cozedor (MANDARINO, HIRAKURI e ROESSING, 2015). Utiliza-se vapor para aquecer as sementes de crambe, aumentando a umidade das sementes de 7% para 20% (KERMODE, 1997; MANDARINO, HIRAKURI e ROESSING, 2015).

A vazão mássica da semente de crambe em base seca ( $M_{SC,seca}$ ) pode ser calculada pela Equação 6, em que  $M_{C-106}$  é a vazão mássica total da corrente C-106 e  $X_{SC,C-106}$  é a umidade da semente na corrente.

$$M_{SC,seca} = M_{C-106} \cdot (1 - X_{SC,C-106}) = 33.053,75 \text{ kg/h} \quad (6)$$

Com isso, se encontrou a quantidade em massa de água presente na semente de crambe na corrente de entrada C-106 pela Equação 7.

$$M_{W,C-106} = M_{C-106} - M_{SC,seca} = 2.487,92 \text{ kg/h} \quad (7)$$

A partir disso, se calculou a vazão mássica da corrente C-107 ( $M_{C-107}$ ) pela Equação 8, em que  $X_{SC,C-107}$  é a umidade da semente de crambe na corrente C-107.

$$M_{C-107} = \frac{M_{SC,seca}}{1 - X_{SC,C-107}} = \frac{33053,75}{1 - 0,2} = 41.317,19 \text{ kg/h} \quad (8)$$

A quantidade de água presente na corrente C-107 pode ser calculada pela Equação 9.

$$M_{W,C-107} = M_{C-107} - M_{SCseca} = 8.263,44 \text{ kg/h} \quad (9)$$

Desse modo, se calcula pela Equação 10 a quantidade de vapor que entra no cozedor pela corrente C-301. Considerou-se que todo o vapor que entra para aquecer as sementes é utilizado para aumentar a umidade das mesmas.

$$M_{C-301} = M_{W,C-107} - M_{W,C-106} = 5.775,52 \text{ kg/h} \quad (10)$$

Seguindo para o balanço de energia e dimensionamento, tem-se a Equação 11 que indica o calor trocado entre o ar e as sementes de crambe para as vazões e temperaturas específicas.

$$Q_{CZ-01} = M_{C-106} \cdot Cp_{SC} \cdot \Delta T_{SC} \quad (11)$$

Em que:

- $Q_{CZ-01}$  = calor trocado no cozedor CZ-01 (kJ/h);
- $M_{C-106}$  = vazão mássica da corrente C-106 contendo semente de crambe (kg/h);
- $Cp_{SC}$  = calor específico da semente de crambe (kJ/kg.°C);
- $\Delta T_{SC}$  = diferença de temperatura da semente de crambe na entrada e saída do cozedor (°C).

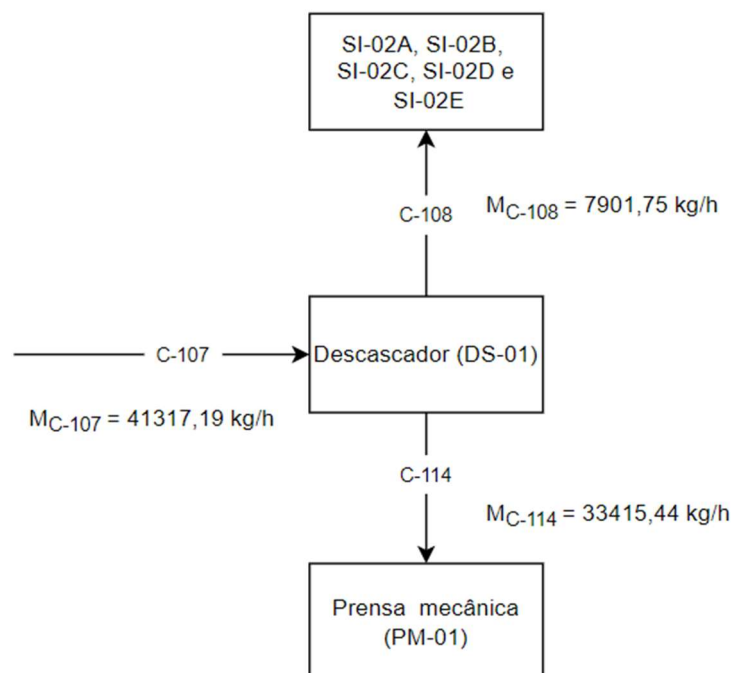
Para o calor específico da semente de crambe, adotou-se o valor do calor específico do óleo de colza com mais de 50% de ácido erúxico em sua composição, para que este assumira valores semelhantes ao óleo de crambe. Com isso, o valor estimado foi de 0,45 cal/g.°C, conforme estudos de Grewal (1991), o equivalente a 1,883 kJ/kg.°C. Com isso se encontrou um valor de 5.353.996,67 kJ/h de calor trocado.

O vapor saturado entra a uma temperatura de 105°C, de modo que o potencial de calor trocado pelo vapor é dado pela Equação 12, em que  $\lambda_W$  é o calor latente da água a 105°C, equivalente a 2.239 kJ/kg (Anexo D).

$$Q_W = M_{C-301} \cdot \lambda_W = 12.931.391,15 \text{ kJ/h} \quad (12)$$

Percebe-se que o potencial de calor trocado pelo vapor é maior que a quantidade necessária de calor no cozedor, portanto, isso indica que não há a necessidade de adicionar mais vapor ao equipamento.

### A3 - DESCASCADOR (DS-01)



O descascador recebe as sementes de crambe a uma vazão mássica de 41.317,19 kg/h. Segundo Pitol *et al.* (2010), a casca constitui aproximadamente 22% da massa da semente de crambe nesse estágio.

Para se calcular a vazão mássica da semente de crambe descascada que segue no processo, utilizaram-se dados do Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento, que afirma uma eficiência de 86,93% para um descascador de discos paralelos horizontais com abertura entre os discos de 4mm para o descascamento, considerando um tratamento térmico prévio a 100°C (FELBERG e CABRAL, 2001).

Desse modo, tem-se a Equações 13 e 14 para calcular respectivamente a quantidade mássica de cascas de crambe e de semente de crambe descascada que adentram o descascador pela corrente C-107.

$$M_{CA,C-107} = M_{C-107} \cdot \%_{CA} = 9.089,78 \text{ kg/h} \quad (13)$$

$$M_{SCD,C-107} = M_{C-107} \cdot (1 - \%_{CA}) = 32.227,41 \text{ kg/h} \quad (14)$$

Em que  $M_{CA,C-107}$  é a vazão mássica das cascas na corrente C-107 (kg/h),  $M_{SCD,C-102}$  é a vazão mássica da semente de crambe descascada na corrente C-107 (kg/h)  $\%_{casca}$  é a porcentagem mássica que a casca ocupa na semente de crambe e  $M_{C-107}$  é a vazão mássica



total que entra na corrente C-107 (kg/h).

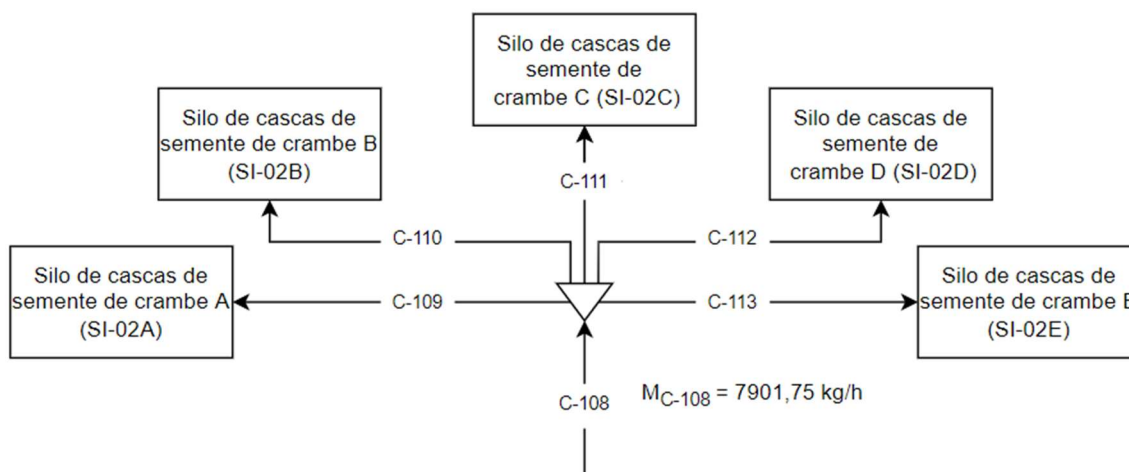
A partir disso, foi possível calcular a vazão mássica da corrente C-108 contendo as cascas pela Equação 15, em que  $\eta_{DS-01}$  é a eficiência do descascador, e  $M_{C-108}$  é a vazão mássica da corrente com as cascas (kg/h).

$$M_{C-108} = \eta_{DS-01} \cdot M_{CA,C-107} = 7.901,75 \text{ kg/h} \quad (15)$$

Desse modo, encontra-se pela Equação 16 a vazão mássica da corrente C-114, contendo majoritariamente sementes de crambe descascadas.

$$M_{C-114} = (M_{CA,C-107} - M_{C-108}) + M_{SCD,C-107} = 33.415,44 \text{ kg/h} \quad (16)$$

#### A4 - SILOS DE CASCAS DE SEMENTE DE CRAMBE (SI-02)



As cascas de semente de crambe que saem do descascador chegam aos silos SI-02 a uma vazão mássica de 7.901,75 kg/h. Planejaram-se cinco silos idênticos de semente de crambe, dimensionados para armazenar as cascas referentes a 7 dias de produção.

Para calcular a densidade da casca de crambe, primeiramente se calculou o volume das sementes de crambe sem casca e com casca, conforme Equações 17 e 18. Considerou-se a densidade da semente de crambe descascada ( $\rho_{SCD}$ ) equivalente a 740 kg/m<sup>3</sup>, conforme estudos de Pitol, Roscoe e Resende (2010). Para base de cálculo, se utilizou uma massa de semente de crambe equivalente a 1.000 kg.

$$V_{SC} = \frac{M_{SC}}{\rho_{SC}} = \frac{1000}{340} = 2,941 \text{ m}^3 \quad (17)$$

$$V_{SCD} = \frac{M_{SCD}}{\rho_{SCD}} = \frac{M_{SC} - 0,22 \cdot M_{SC}}{\rho_{SCD}} = \frac{0,78 \cdot M_{SC}}{740} = 1,054 \text{ m}^3 \quad (18)$$

A partir desses valores, foi possível calcular o volume das cascas de semente de crambe, conforme Equação 19.

$$V_{CA} = V_{SC} - V_{SCD} = 1,887 \text{ m}^3 \quad (19)$$

Com o volume das cascas, foi possível calcular a densidade da casca de crambe, a partir da Equação 20.

$$\rho_{CA} = \frac{M_{C-104}}{V_{CA}} = \frac{0,22 \cdot M_{C-102}}{V_{CA}} = \frac{0,22 \cdot 1000}{1,887} = 116,587 \text{ kg/m}^3 \quad (20)$$

Para calcular o volume ocupado pelas cascas da semente de crambe nos silos SI-02 tem-se a Equação 21, em que  $\rho_{CA}$  é a densidade da casca de crambe,  $M_{C-108}$  é a vazão mássica das cascas de semente de crambe na corrente C-104 (em kg/dia) e  $t_{SI-02}$  é o tempo de armazenamento máximo estipulado (em dias).

$$V_{CA,SI-02} = \frac{M_{C-108}}{\rho_{CA}} \cdot t_{SI-02} = \frac{7901,75}{116,587} \cdot 7 = 11.387,01 \text{ m}^3 \quad (21)$$

Desse modo, calculou-se o volume de cada silo considerando que as sementes ocupam 75% do volume total destes, visando se ter uma margem de segurança, a partir da Equação 22.

$$V_{SI-02} = \frac{V_{CA}}{0,75 \cdot N_{silos}} \quad (22)$$

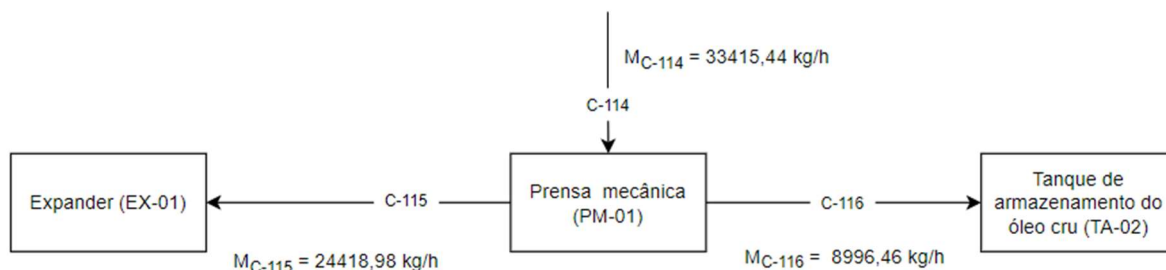
Em que  $V_{SI-02}$  é o volume de cada silo de armazenamento de cascas de crambe ( $\text{m}^3$ ),  $N_{silos}$  é o número de silos para este propósito (sendo cinco ao todo) e  $V_{CA}$  é o volume ocupado pelas cascas de crambe ( $\text{m}^3$ ). Com isso, se encontrou um volume de  $3.036,54 \text{ m}^3$ .

Para o dimensionamento dos SI-02, considerou-se os silos em formato cilíndrico e possuindo uma altura de 15,5 metros. Desse modo, se pode calcular a área circular do silo e seu diâmetro, conforme Equações 23 e 24.

$$A_{SI-02} = \frac{V_{SI-02}}{h_{SI-02}} = \frac{3036,54}{15,5} = 195,90 \text{ m}^2 \quad (23)$$

$$D_{SI-02} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{SI-02}}{\pi}} = 15,79 \text{ m} \quad (24)$$

## A5 - PRENSA MECÂNICA (PM-01)



A prensa do tipo “*expeller*” recebe as sementes de crambe descascadas para a extração com uma vazão mássica de 33.415,44 kg/h ( $M_{C-114}$ ). De acordo com a Fundação MS, é possível remover em torno de 70% do óleo total presente na semente. Sabe-se que a semente com casca apresenta um teor de óleo de 30% proveniente do cozedor na C-107 (LALAS, 2012). Dessa forma, a partir da Equação 25 calcula-se a nova porcentagem de óleo na semente sem casca, considerando que a casca representa 22% do peso da semente (PITOL, ROSCOE e R; RESENDE, 2010) e que não há óleo na casca.

$$TO_{C-114} = \frac{TO_{C-107}}{1 - \%_{casca}} \cdot 100\% = \frac{0,3}{1 - 0,22} \cdot 100\% = 38,46\% \quad (25)$$

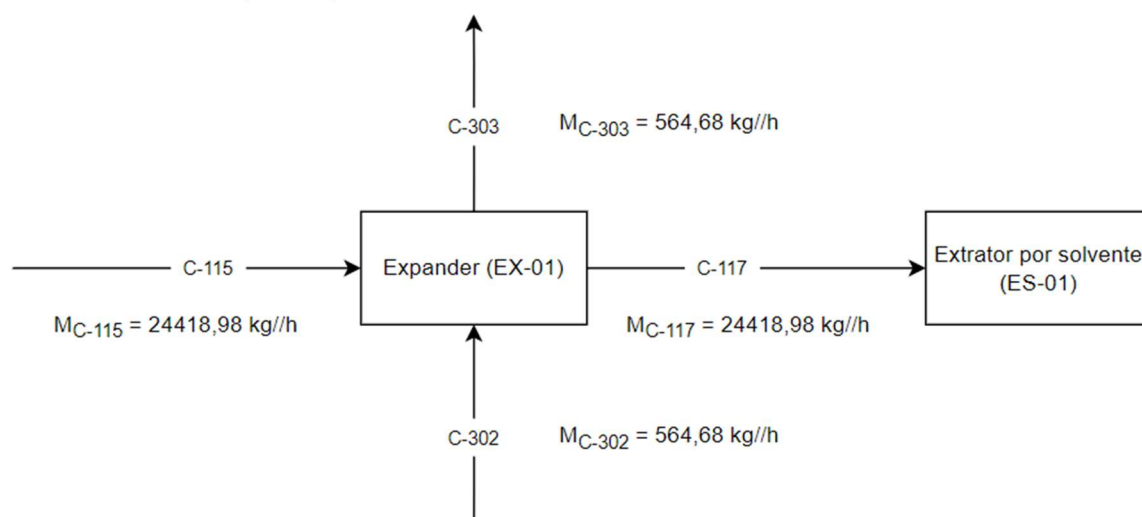
Sendo assim, é possível calcular a quantidade de óleo que é extraído pela prensa, conforme Equação 26, em que  $M_{C-116}$  é a vazão mássica da corrente 116 (em kg/h) que contém óleo extraído e segue para o tanque de armazenamento do óleo cru (TA-02).

$$M_{C-116} = M_{C-114} \cdot TO_{C-114} \cdot 0,7 = 8.996,46 \text{ kg/h} \quad (26)$$

Assim, tem-se a vazão mássica da torta de crambe que prossegue para o *expander* pela corrente C-115 ( $M_{C-115}$ ), conforme Equação 27.

$$M_{C-115} = M_{C-114} - M_{C-116} = 24.418,98 \text{ kg/h} \quad (27)$$

### A6 - EXPANDER (EX-01)



O expander recebe a torta de crambe em uma vazão mássica de 24.418,98 kg/h para converter a massa em uma substância mais porosa, aumentando a área de contato entre o óleo remanescente e o solvente na etapa seguinte. O equipamento consiste em uma extrusora que comprime e aquece a torta com vapor durante alguns minutos e, ao sair do equipamento, a torta sofre uma descompressão abrupta que faz a água evaporar formando poros. Após o processo de expansão, a estrutura da torta passa de flocos para *collets*.

Como não há perda de matéria na torta, temos a Equação 28 que indica a vazão mássica da corrente C-117.

$$M_{C-117} = M_{C-115} = 24.418,98 \text{ kg/h} \quad (28)$$

O consumo de vapor, capacidade e potência elétrica do equipamento é dada pela fabricante *Anderson International Corp.* e pode ser analisada na Tabela 21 abaixo.

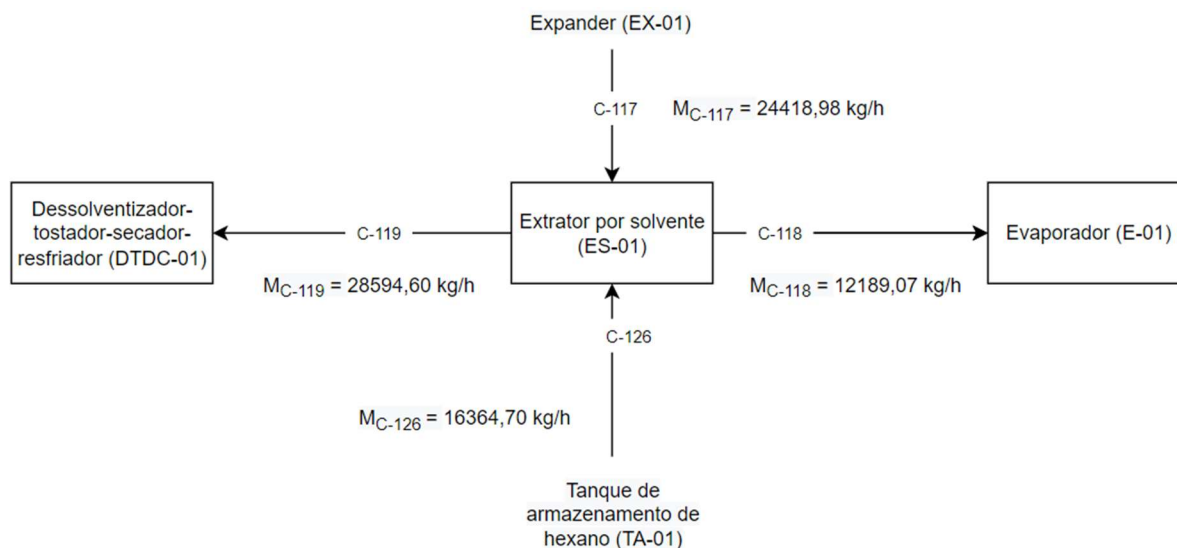
Tabela 21 - Catálogo de Expander.

Modelo	Potência [HP]	Capacidade [ton/d]	Vapor (150 psi) [kg/h]
8" Solvex	125-200	200-400	225-450
10" Solvex	150-250	500-800	560-900
12" Solvex	300-500	1200-1800	1350-2050
14" Solvex	500-750	2000-3000	2250-3400

Fonte: Adaptado de Anderson International Corp. (2021).

Como a vazão mássica é de 586,06 ton/d, considerou-se que o consumo de vapor é de 564,68 kg/h, este por sua vez entrando pelo equipamento pela corrente C-302. O vapor não é reaproveitado, uma vez que se perde no ambiente saindo pela corrente C-303.

## A7 - EXTRATOR POR SOLVENTE (ES-01)



O Extrator ES-01 tem por finalidade extrair o óleo vegetal advindo do EX-01. Este recebe a torta de crambe a uma vazão mássica de 24.418,98 kg/h. Sabe-se que 30% do óleo ainda permanece na torta de crambe após prensagem e também que a semente de crambe descascada possui 38,46% de teor de óleo. Portanto, a quantidade de óleo na torta de crambe é demonstrada através da Equação 29.

$$TO_{C-117} = 0,3846 \cdot 0,3 = 0,11538 \quad (29)$$

Além disso, tem-se que a torta de crambe é composta por óleo de crambe e o resto da semente de crambe. Com isso, utiliza-se a Equação 30 para obter a vazão mássica do resto da semente de crambe  $M_{RSC}$  (kg/h) na corrente C-117, em que  $M_{OC}$  é a vazão mássica do óleo de crambe (kg/h).

$$M_{C-117} = M_{RSC} + M_{OC} \quad (30)$$

Sabe-se que a vazão mássica de óleo de crambe na corrente C-117 é equivalente ao teor de óleo na torta multiplicado pela vazão mássica da corrente C-117, conforme Equação 31.

$$M_{OC} = 0,11538 \cdot M_{C-117} = 2.817,57 \text{ kg/h} \quad (31)$$

Dessa forma, tem-se a Equação 32, que indica a vazão mássica do resto da semente de crambe na corrente C-117.

$$M_{RSC} = (1 - 0,11538) \cdot M_{C-117} = 21.601,40 \text{ kg/h} \quad (32)$$

De acordo com Almeida *et al.* (2010), no extrator por solvente deve ser adicionado 1 kg de hexano para cada 1,32 kg de materiais inertes da torta, ou seja, o resto da torta de crambe. Dessa forma, tem-se a Equação 33 que indica a vazão mássica de hexano na corrente de entrada C-126.

$$M_{C-126} = \frac{M_{RSC}}{1,32} = 16.364,70 \text{ kg/h} \quad (33)$$

Visto que 99,5% do óleo contido na torta é extraído no ES-01 (ALMEIDA *et al.*, 2010; HAMM, HAMILTON, CALLIAUW, 2013; US 2005/0069614 A1), pode-se calcular a quantidade de óleo na micela (Equação 34) e quantidade de óleo remanescente no farelo (Equação 35). Como também, considerou-se que o resto da semente de crambe é inerte, portanto, toda a quantidade alimentada sai através da corrente C-119 conforme Equação 36.

$$M_{OC,C-119} = M_{OC,C-117} \cdot (1 - 0,995) = 14,09 \text{ kg/h} \quad (34)$$

$$M_{OC,C-118} = M_{OC,C-117} \cdot 0,995 = 2.803,49 \text{ kg/h} \quad (35)$$

$$M_{RSC,C-119} = M_{RSC,C-117} = 21.601,40 \text{ kg/h} \quad (36)$$

Definiu-se que o extrator por solvente ES-01 possuirá 4 estágios, de modo que a micela contendo óleo e hexano que sai pela corrente C-118 possui 23% de teor de óleo (HAMM, HAMILTON, CALLIAUW, 2013). Com isso, calcula-se pelas Equações 37 e 38 respectivamente a vazão mássica total da corrente C-118 e a vazão mássica de hexano na corrente C-118.

$$M_{C-118} = \frac{M_{OC,C-118}}{0,23} = 12.189,07 \text{ kg/h} \quad (37)$$

$$M_{H,C-118} = M_{C-118} - M_{OC,C-118} = 9.385,58 \text{ kg/h} \quad (38)$$

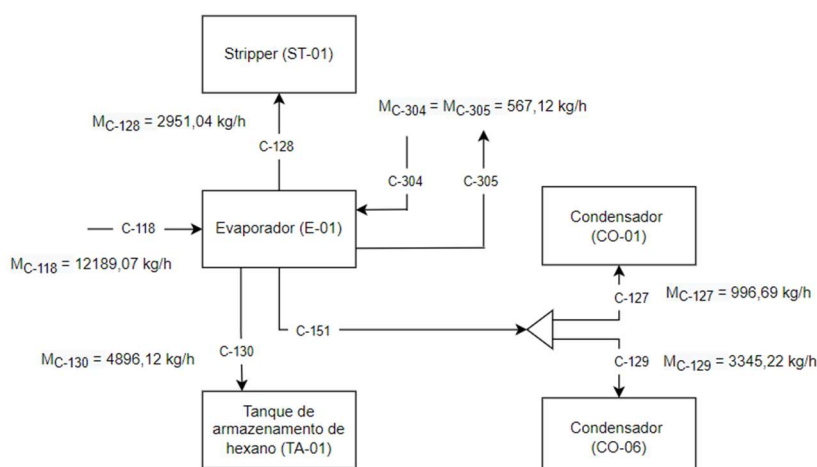
A partir disso, também é possível determinar a vazão mássica de hexano na corrente C-119 (Equação 39) e a vazão mássica total da corrente C-119 (Equação 40).



$$M_{H,C-119} = M_{H,C-126} - M_{H,C-118} = 6.979,11 \text{ kg/h} \quad (39)$$

$$M_{C-119} = M_{H,C-119} + M_{OC,C-119} + M_{RSC,C-119} = 28.594,60 \text{ kg/h} \quad (40)$$

## A8 - EVAPORADOR 1 (E-01)



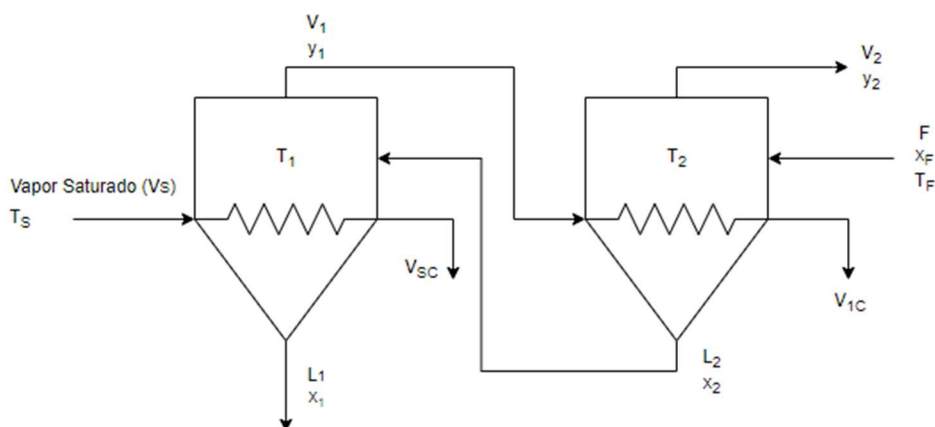
O evaporador 1 recebe a micela contendo uma mistura de óleo e hexano a uma vazão mássica de 12.189,07 kg/h e uma temperatura de 30°C segundo Smith (2000). O sistema de evaporação opera a fim de aquecer a micela a 65 °C e elevar o teor de óleo nela de 23 para 95% (POTRICH, 2019). O equipamento possui quatro saídas, sendo a primeira a C-151 contendo hexano evaporado em direção aos condensadores CO-01 e CO-06, a segunda sendo a C-128 contendo a micela concentrada que vai em direção à coluna de desabsorção, a terceira a C-130 consiste em hexano condensado e a última saída a C-305 contém água líquida saturada. A relação entre as correntes do esquema e do fluxograma podem ser visualizadas no Quadro 20. O evaporador utilizado será um evaporador de 2 efeitos com correntes cruzadas, onde o vapor produzido no primeiro efeito será usado para aquecimento da alimentação no segundo efeito. O esquema do evaporador de duplo efeito pode ser visualizado na Figura 46 a seguir.

Quadro 20 - Relação entre as correntes do Evaporador e do Fluxograma.

F	C-118
L <sub>1</sub>	C-128
V <sub>2</sub>	C-151
V <sub>1C</sub>	C-130
V <sub>S</sub>	C-304
V <sub>SC</sub>	C-305

Fonte: Autores (2021).

Figura 46 - Evaporador de duplo efeito com correntes cruzadas.



Fonte: Autores (2021).

Para o cálculo do calor específico da corrente F utiliza-se a Equação 41.

$$Cp_F = Cp_{OC} \cdot x_F + Cp_H \cdot (1 - x_F) \quad (41)$$

Na qual  $Cp_{OC}$  é o calor específico do óleo,  $x_F$  o teor de óleo e  $Cp_H$  o calor específico do hexano nessas condições. Considerou-se o  $Cp_{OC}$  como constante no valor de 1,883 kJ/kg.°C em qualquer temperatura. De acordo com Yaws (1999), o  $Cp_H$  pode ser calculado a partir da Equação 42.

$$Cp_H = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 \quad (42)$$

sendo A, B, C e D constantes e T a temperatura da corrente em Kelvin. As constantes e o valor de T utilizados estão dispostos no Quadro 21.

Quadro 21 - Valores utilizados para o cálculo do  $Cp_H$ .

A	78,848
B	$8,8729 \cdot 10^{-1}$
C	$-2,9482 \cdot 10^{-3}$
D	$4,1999 \cdot 10^{-6}$
T	303K

Fonte: Yaws (1999).

Temos que:

$$Cp_H = 193,86 \text{ kJ/kmol.K}$$

Sendo assim:

$$Cp_F = 1,883.0,66 + 193,86. (1 - 0,66)$$

$$Cp_F = 2,16 \text{ kJ/kg.K}$$

Para o cálculo da entalpia da corrente F tem-se a Equação 43.

$$h_F = Cp_F. (T - T_{REF}) \quad (43)$$

$$h_F = 2,16. (30 - 0)$$

$$h_F = 64,95 \text{ kJ/kg}$$

Em que  $T_{REF}$  é a temperatura de referência (utilizou-se 0 °C). O balanço de massa para o soluto é descrito na Equação 43.

$$F. x_F = L_1. x_{L1} \quad (44)$$

Assim, é possível calcular o valor de  $L_1$ .

$$L_1 = \frac{12189 \cdot 0,23}{0,95} = 2.951,04 \text{ kg/h} \quad (44a)$$

Considerou-se que nos dois efeitos apenas o hexano é evaporado e, para calcular a entalpia do vapor de hexano no segundo efeito, que o vapor se encontra na temperatura de 65 °C para posteriormente ser condensado. Sendo assim, para o cálculo da entalpia de vapor produzido no segundo efeito tem-se a Equação 45.

$$H_{V2} = \Delta H_V^W + Cp_{hy}. (T - T_W) \quad (45)$$

Em que  $T_W$  é a temperatura de saturação,  $Cp_{hy}$  o calor específico do hexano no estado de vapor e  $\Delta H_V^W$  a entalpia de vaporização na temperatura de saturação. De acordo com Himmelblau (2012) a temperatura de saturação do n-hexano pode ser estimada através da equação de Antoine (Equação 46).

$$T_W = \frac{2697,55}{15,8366 - \ln P} - 224,52 \quad (46)$$

Em que  $P$  é a pressão de vapor do hexano. Como os dois efeitos operam em uma pressão de 300 mmHg tem-se que:

$$T_W = 41,70 \text{ }^\circ\text{C} = 314,70 \text{ K} \quad (46a)$$

Assim é possível calcular a entalpia de vaporização na temperatura de saturação a partir da seguinte equação descrita por Yaws (1999) (Equação 47).

$$\Delta H_V^W = A. \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \quad (47)$$

Na qual n e A são constantes específicas para cada composto e  $T_c$  a temperatura crítica. Para o hexano tem-se os seguintes valores para essas variáveis.

$$A = 54,61$$

$$n = 0,401$$

$$T_c = 507,43 \text{ K}$$

Com isso se encontra o valor da entalpia de vaporização para o hexano em base molar.

$$\Delta H_V^W = 54,61. \left(1 - \frac{360,50}{507,43}\right)^{0,401} = 33,22 \text{ kJ/mol} \quad (47a)$$

Como a massa específica do hexano é de 86 kg/kmol (CETESB), tem-se a Equação 48 para encontrar o valor da entalpia de vaporização para o hexano em base mássica.

$$\Delta H_V^W = \frac{33,22}{86}. 1000 = 385,50 \text{ kJ/kg} \quad (48)$$

Para o cálculo do  $C_{p_{hy}}$  na corrente  $V_2$  utilizou-se a equação descrita em Perry (1997) (Equação 49).

$$C_{p_{hy}} = C1 + C2. \left[\frac{C3}{T} / \sinh\left(\frac{C3}{T}\right)\right]^2 + C4. \left[\frac{C5}{T} / \cosh\left(\frac{C5}{T}\right)\right]^2 \quad (49)$$

Onde C1, C2, C3, C4 e C5 são constantes e T a temperatura da corrente. Os valores das constantes são:

$$C1 = 1,0440. 10^{-5}$$

$$C2 = 3,5230. 10^{-5}$$

$$C3 = 1,6946. 10^{-3}$$

$$C4 = 2,3690 \cdot 10^{-5}$$

$$C5 = 761,6$$

Assim se calcula  $C_{p_{hy}}$  e, em seguida,  $H_{hy}$  e  $H_{V2}$  com o auxílio das Equações 49 e 45.

$$C_{p_{hy}} = 5,09 \cdot 10^{-5} \text{ J/kmol.K} \quad (49)$$

$$H_{hy} = 5,09 \cdot 10^{-5} \cdot (65 - 41,70) = 1,19 \cdot 10^{-3} \text{ J/kmol} \quad (45a)$$

$$H_{hy} = \frac{1,19 \cdot 10^{-3}}{86.1000} = 1,38 \cdot 10^{-8} \text{ kJ/kg}$$

$$H_{V2} = 1,38 \cdot 10^{-8} + 385,50 = 385,50 \text{ kJ/kg} \quad (45b)$$

No balanço de massa global tem-se a Equação 50.

$$F = L_1 + V_1 + V_2 \quad (50)$$

Para uma primeira etapa de cálculo considerou-se:

$$V_1 = V_2 = V$$

Com isso, realizou-se uma segunda iteração para encontrar valores mais precisos, conforme Equação 51.

$$V = \frac{12189,07 - 2951,04}{2} = 4.619,02 \text{ kg/h} \quad (51)$$

Já o balanço para o soluto se utilizou as Equações 52 e 53.

$$F \cdot x_F = L_2 \cdot x_{L2} \quad (52)$$

$$L_2 = F - V_2 = 12189,07 - 4619,02 = 7.570,05 \text{ kg/h} \quad (53)$$

$$x_{L2} = \frac{F \cdot x_F}{L_2} = \frac{12189,07 \cdot 0,23}{7570,05} = 0,370 \quad (52a)$$

Foi necessário, então, calcular a capacidade calorífica da corrente  $L_2$  da mesma forma feita para a corrente  $F$ . Como foi considerado que não há elevação na temperatura de ebulição no sistema óleo-hexano, a temperatura na corrente  $L_2$  é a mesma da corrente  $V_2$  de 65 °C. Assim, se calcularam os seguintes valores:

$$Cp_H = 204,11 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$Cp_H = \frac{204,11}{86} = 2,368 \text{ kJ/kg.}^\circ\text{C}$$

$$Cp_{L2} = 1,883 \cdot 0,370 + 2,368 \cdot (1 - 0,370) = 2,189 \text{ kJ/kg.}^\circ\text{C} \quad (41a)$$

43. Dessa forma, é possível calcular a entalpia da corrente L<sub>2</sub> com o auxílio da Equação

$$h_{L2} = 2,189 \cdot 65 = 142,264 \text{ kJ/kg} \quad (43a)$$

Para descobrir T<sub>L1</sub> é preciso estimar ΔT<sub>1</sub> a partir da equação 54.

$$\Delta T_1 = \frac{T_s - T_{V2} \cdot U_1^{-1}}{U_1^{-1} + U_2^{-1}} \quad (54)$$

Na qual U<sub>1</sub> e U<sub>2</sub> são os coeficientes globais dos efeitos 1 e 2, respectivamente, e T<sub>s</sub> a temperatura da entrada de vapor saturado no primeiro efeito. De acordo com Geankoplis (1993), o coeficiente global de troca térmica em evaporadores verticais de tubos verticais longos pode assumir valores entre 1.100 e 400 W/m<sup>2</sup>.°C, de modo que para líquidos pouco viscosos (como o hexano) o coeficiente tende a ser alto. Visto isso, considerou-se o valor de 1.100 W/m<sup>2</sup>.°C para os coeficientes U<sub>1</sub> e U<sub>2</sub>. A temperatura dos vapores da planta foi definida como 110 °C. Assim, é possível calcular ΔT<sub>1</sub>:

$$\Delta T_1 = \frac{(110 - 65) \cdot 1100^{-1}}{1100^{-1} + 1100^{-1}} = 22,5 \text{ }^\circ\text{C} \quad (54a)$$

Dessa forma, é possível calcular o valor de T<sub>L1</sub> pela Equação 55.

$$\Delta T_1 = T_s - T_{L1} \quad (55)$$

$$T_{L1} = 110 - 22,5 = 87,5 \text{ }^\circ\text{C} \quad (55a)$$

A partir disso, calcula-se a capacidade calorífica da corrente L<sub>1</sub> e posteriormente a entalpia de forma análoga às correntes F e L<sub>2</sub>, com o auxílio das Equações 42 e 43.

$$Cp_H = 212,33 \text{ kJ/kmol.K} \quad (42a)$$

$$Cp_H = \frac{212,33}{86} = 2,464 \text{ kJ/kg.}^\circ\text{C}$$

$$h_{L1} = (Cp_{OC} \cdot 0,95 + Cp_H \cdot (1 - 0,95)) \cdot 87,5 = 167,30 \text{ kJ/kg} \quad (43b)$$

Como foi considerado que não há temperatura de ebulição:

$$T_{L1} = T_{V1}$$

Para calcular a entalpia da corrente  $V_1$  utilizou-se as mesmas equações da corrente  $V_2$ . Como a pressão no primeiro efeito é a mesma do segundo, a temperatura de saturação se mantém a mesma e, conseqüentemente,  $\Delta H_V^W$  também, tem-se que:

$$Cp_{hy} = 5,17 \cdot 10^{-5} \text{ J/kmol.K}$$

$$H_{V1} = 385,50 + 5,17 \cdot 10^{-5} \cdot (87,5 - 41,7) \cdot 1 / (86,1000) = 385,50 \text{ kJ/kg} \quad (45c)$$

Como a corrente de aquecimento do segundo efeito é a corrente  $V_1$  é necessário calcular a entalpia de vaporização para o balanço de energia, conforme Equação 47.

$$\lambda_{V1} = 54,61 \cdot \left(1 - \frac{338}{507,43}\right)^{0,401} = 35,17 \text{ kJ/mol} \quad (47a)$$

$$\lambda_{V1} = \frac{33,22 \cdot 1000}{86} = 408,16 \text{ kJ/kg}$$

A partir do do balanço de energia do primeiro efeito é possível calcular a vazão de vapor necessária pela Equação 56.

$$L_2 \cdot h_{L2} + V_S \cdot \lambda_S = L_1 \cdot h_{L1} + V_1 \cdot H_{V1} \quad (56)$$

$$V_S = \frac{7284,47 \cdot 167,33 + 1600,38 \cdot 430,71 - 8884,85 \cdot 129,44}{386,3} \quad (56a)$$

$$V_S = 536,90 \text{ kg/h} \quad (56b)$$

No balanço de energia do segundo efeito faz-se a segunda iteração para descobrir um novo valor de  $L_2$ :

$$F \cdot h_F + V_1 \cdot \lambda_{V1} = L_2 \cdot h_{L2} + V_2 \cdot H_{V2} \quad (56c)$$

Tem-se as Equações 57 e 58, utilizadas para encontrar os valores de  $L_2$ ,  $V_1$  e  $V_2$ .

$$V_1 = L_2 - L_1 \quad (57)$$

$$V_2 = F - L_2 \quad (58)$$

Assim isola-se  $L_2$ :



$$(L_2 - 2951,04) = \frac{L_2 \cdot 142,26 + (12189,07 - L_2) \cdot 385,50 - 12189,07 \cdot 64,95}{408,16} \quad (56d)$$

$$L_2 = 7.847,15 \text{ kg/h} \quad (56e)$$

Calcula-se, também, os novos valores de  $V_1$  e  $V_2$ :

$$V_1 = 7847,15 - 2951,04 = 4.896,12 \text{ kg/h} \quad (57a)$$

$$V_2 = 12189,07 - 7847,15 = 4.341,91 \text{ kg/h} \quad (58a)$$

Por fim, calcula-se o balanço de energia do primeiro efeito novamente para encontrar um novo valor de  $V_S$ , a partir da Equação 56.

$$V_S = \frac{2951,04 \cdot 167,30 + 4896,12 \cdot 385,50 - 7847,15 \cdot 142,26}{2230,20} = 567,12 \text{ kg/h} \quad (56f)$$

Com relação ao dimensionamento do primeiro e segundo efeito tem-se as Equações 59 e 60.

$$A_1 = \frac{V_S \cdot \lambda_S}{U_1 \cdot \Delta T_1} = \frac{567,12 \cdot 2230,2}{1100 \cdot 22,5} = 51,10 \text{ m}^2 \quad (59)$$

$$A_2 = \frac{V_1 \cdot \lambda_{V1}}{U_1 \cdot \Delta T_1} = \frac{4896,12 \cdot 408,16}{1100 \cdot 22,5} = 80,74 \text{ m}^2 \quad (60)$$

Em que  $A_i$  é a área de troca térmica dos efeitos.

Considerou-se o evaporador com 20 tubos cilíndricos e todos com altura de 1 metro, de modo que seus diâmetros podem ser dados pelas Equações 61 e 62.

$$D_{tubos,1} = \frac{A_1}{N_{tubos} \cdot \pi \cdot h_{tubos}} = 0,653 \text{ m} = 65,3 \text{ cm} \quad (61)$$

$$D_{tubos,2} = \frac{A_2}{N_{tubos} \cdot \pi \cdot h_{tubos}} = 0,610 \text{ m} = 61,0 \text{ cm} \quad (62)$$

Em que:

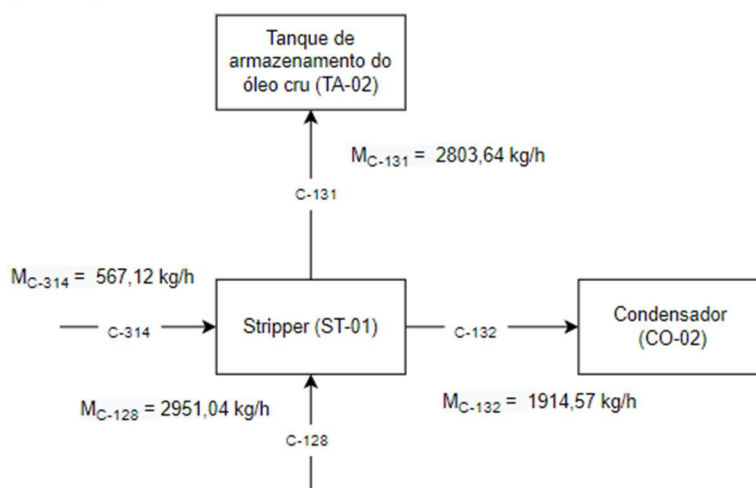
- $N_{tubos}$  = número de tubos;
- $h_{tubos}$  = altura dos tubos;
- $D_{tubos}$  = diâmetro dos tubos.

Com isso, o volume interno dos tubos no evaporador E-01 pode ser calculado pelas Equações 63 e 64.

$$V_{tubos,1} = \frac{N_{tubos} \cdot \pi \cdot D^2 \cdot h_{tubos}}{4} = 10,26 \text{ m}^3 \quad (63)$$

$$V_{tubos,2} = \frac{N_{tubos} \cdot \pi \cdot D^2 \cdot h_{tubos}}{4} = 9,58 \text{ m}^3 \quad (64)$$

## A9 - STRIPPER (ST-01)



O objetivo do *stripper* é evaporar o hexano ainda existente no óleo de forma a deixá-lo puro. O *stripper* faz a separação do hexano do óleo utilizando vapor direto. Esse vapor entra em contato com a micela em contracorrente provocando uma maior eficiência na separação. A micela é alimentada pelo topo, enquanto o vapor entra pelo fundo do equipamento. O *stripper* pode ser recheado com anéis de Raschig para facilitar o contato entre as fases líquida e vapor. O esquema da coluna de desabsorção está ilustrado na Figura 47.

Figura 47 - Esquema da coluna de desabsorção.



Fonte: Autores (2021).

A micela entra na coluna com 2.951,04 kg/h e 5% de concentração em hexano proveniente do evaporador E-01. O vapor utilizado para a desabsorção é puro, ou seja, isento de hexano.

Na CramBIO<sup>®</sup> foi projetada uma coluna de desabsorção de estágio único para realizar o *stripping* do hexano da micela, operando em 123,4°C e sob vácuo de 610 mmHg para facilitar a passagem do solvente para a fase gasosa. Nessas condições, a constante de Henry

para a mistura óleo-hexano é de  $H = 24,5$  atm (Jerry, 1990). A relação entre a fração de solvente na fase líquida e na fase vapor após a passagem pela coluna é descrita pela Lei de Henry (Equação 65).

$$y_{A1} = H' \cdot x_{A1} \quad (65)$$

Para o cálculo do adimensional  $H'$  utilizou-se a Equação 66, em que se utilizou uma pressão ( $P$ ) equivalente a 610 mmHg (0,803 atm).

$$H' = \frac{H}{P} = \frac{24,5}{0,803} = 30,524 \quad (66)$$

A fim de calcular as vazões de inerte tem-se as Equações 67 e 68.

$$L' = L_0 \cdot (1 - x_{A0}) \quad (67)$$

$$V' = V_2 \cdot (1 - y_{A2}) \quad (68)$$

Em que  $L'$  é a vazão de inerte (óleo) na fase líquida e  $V'$  a vazão de inerte (vapor) na fase gasosa, em kmol/h.

Para o cálculo da vazão molar é preciso realizar uma transformação a partir da massa molecular, na qual foi utilizada a mesma do óleo de canola  $M_{OC} = 877,00$  g/mol (ZHOU, KONAR e BOOCOOCK, 2003). Enquanto isso, a massa molecular do hexano utilizado foi de  $M_H = 86,18$  g/mol. Para encontrar a vazão molar de alimentação fez-se a soma da vazão molar de óleo e de hexano, conforme Equação 69.

$$L_0 = \frac{2951,04 \cdot 0,95}{877} + \frac{2951,04 \cdot 0,05}{86,18} = 4,91 \text{ kmol/h} \quad (69)$$

Para um cálculo inicial considerou-se uma vazão de vapor vinte vezes maior que a alimentação da micela (conforme Equação 70) e verificou-se se com essa vazão atinge-se o padrão necessário, que especifica que o óleo deve ter uma concentração abaixo de 1000 ppm na saída do equipamento (Council directive 2009/32/EC). Com isso, foram calculados os valores de  $L'$  e  $V'$ , resultando nos seguintes valores:

$$L' = 4,91 \cdot (1 - 0,35) = 3,20 \text{ kmol/h} \quad (67a)$$

$$V_2 = 20 \cdot 4,91 = 98,180 \text{ kmol/h} \quad (70)$$

$$V' = 98,18 \cdot (1 - 0) = 98,180 \text{ kmol/h} \quad (68a)$$

Dessa forma, é possível substituir os valores no balanço para o componente A, conforme Equação 71.

$$L' \cdot \left(\frac{x_{A0}}{1 - x_{A0}}\right) + V' \cdot \left(\frac{y_{A2}}{1 - y_{A2}}\right) = L' \cdot \left(\frac{x_{A1}}{1 - x_{A1}}\right) + V' \cdot \left(\frac{y_{A1}}{1 - y_{A1}}\right) \quad (71)$$

$$3,20 \cdot \left(\frac{0,35}{1 - 0,35}\right) + 98,180 \cdot (0) = 3,20 \cdot \left(\frac{x_{A1}}{1 - x_{A1}}\right) + 98,180 \cdot \left(\frac{y_{A1}}{1 - y_{A1}}\right) \quad (71a)$$

Em que  $x_{A0}$  é a concentração de hexano na fase líquida da corrente de alimentação,  $x_{A1}$  a concentração de hexano na fase líquida de saída do equipamento,  $y_{A2}$  a concentração de hexano de entrada do vapor e  $y_{A1}$  a concentração de hexano na fase vapor na saída do equipamento.

Substituindo  $y_{A1}$  da Lei de Henry no balanço e isolando o termo  $x_{A1}$  é preciso resolver uma equação quadrática com duas raízes, no qual uma delas é incorreta por não representar sentido físico e a outra é a correta, representando a concentração de hexano na fase líquida de saída. Após descobrir o valor de  $x_{A1}$ , é possível descobrir o valor de  $y_{A1}$  pela Equação 65.

$$x_{A1} = 0,000561$$

$$y_{A1} = 30,524 \cdot 0,000561 = 0,017123 \quad (65a)$$

As correntes  $L_1$  e  $V_1$  podem ser calculadas a partir das equações 72 e 73.

$$L_1 = \frac{L'}{1 - x_{A1}} = 3,20 \text{ kmol/h} \quad (72)$$

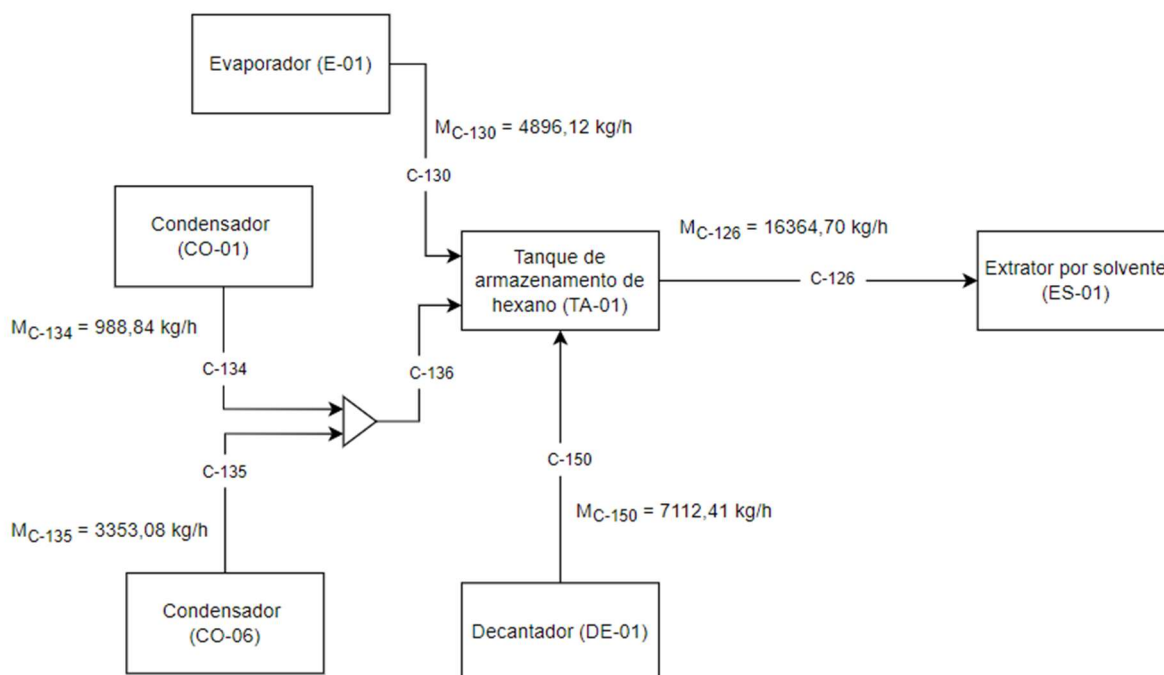
$$V_1 = \frac{V'}{1 - y_{A1}} = 99,89 \text{ kmol/h} \quad (73)$$

A fim de avaliar a concentração de hexano em ppm na corrente  $L_1$  calcula-se a Equação 74.

$$\text{Concentração} = \frac{(L_1 \cdot x_{A1}) \cdot 1 \cdot 10^6}{L_1} = 560,93 \text{ ppm} \quad (74)$$

Como a concentração encontrada na corrente  $L_1$  encontra-se dentro do padrão estabelecido não há necessidade de aumentar a relação de excesso de vapor.

### A10 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE HEXANO (TA-01)



O tanque de armazenamento TA-01 tem por finalidade armazenar o hexano, o qual será utilizado no processo de extração por solvente. O TA-01 recebe hexano através da corrente C-150 provindo do DE-01 a uma vazão de 7.112,41 kg/h, pela corrente C-134 provinda do condensador CO-01 a uma vazão de 988,84 kg/h, pela corrente C-135 que vêm do condensador CO-06 a uma vazão de 3.353,08 kg/h e pela corrente C-130 provinda do evaporador E-01 a uma vazão de 4.896,12 kg/h. O tanque possui apenas uma corrente de saída (C-126), com vazão de 16.364,70 kg/h e direcionada ao extrator por solvente ES-01.

Uma parte do hexano é perdida durante o processo, de modo que este valor pode ser calculado pela Equação 75.

$$M_{H,PERDIDO} \text{ (kg/h)} = M_{C-126} - M_{C-130} - M_{C-134} - M_{C-135} - M_{C-150} \quad (75)$$

$$M_{H,PERDIDO} \text{ (kg/h)} = 14,25 \text{ kg/h} \quad (75a)$$

Visto isso, se calculou uma reposição de hexano planejada para ocorrer quinzenalmente. A quantidade de hexano que deve ser adicionada ao tanque a cada 15 dias está contida na Equação 76.

$$M_{H,REPOSIÇÃO} = M_{H,PERDIDO} (\text{dias}) \cdot 15 \text{ dias} = 5.131,26 \text{ kg}/15 \text{ dias} \quad (76)$$

Com o intuito de calcular o volume ocupado pelo hexano no TA-01 ( $V_H$ ), utilizou-se a Equação 77, onde  $\rho_H$  é a densidade do hexano, sendo ela  $659 \text{ kg}/\text{m}^3$  (CETESB),  $M_H$  é a vazão mássica total de hexano utilizada na extração diariamente (em  $\text{kg}/\text{dia}$ ) e  $t_{TA-01}$  é o tempo de armazenamento, em dias. Para tal fim, considerou-se 1 dia como tempo de armazenamento para o hexano no TA-01.

$$V_H = \frac{M_H}{\rho_H} \cdot t_{TA-01} = 24,81 \text{ m}^3 \quad (77)$$

Para calcular o volume total do tanque TA-01, utilizou-se a Equação 78, a qual leva em conta que o volume total ocupado pelo farelo de crambe deve ter uma margem de segurança de 75%.

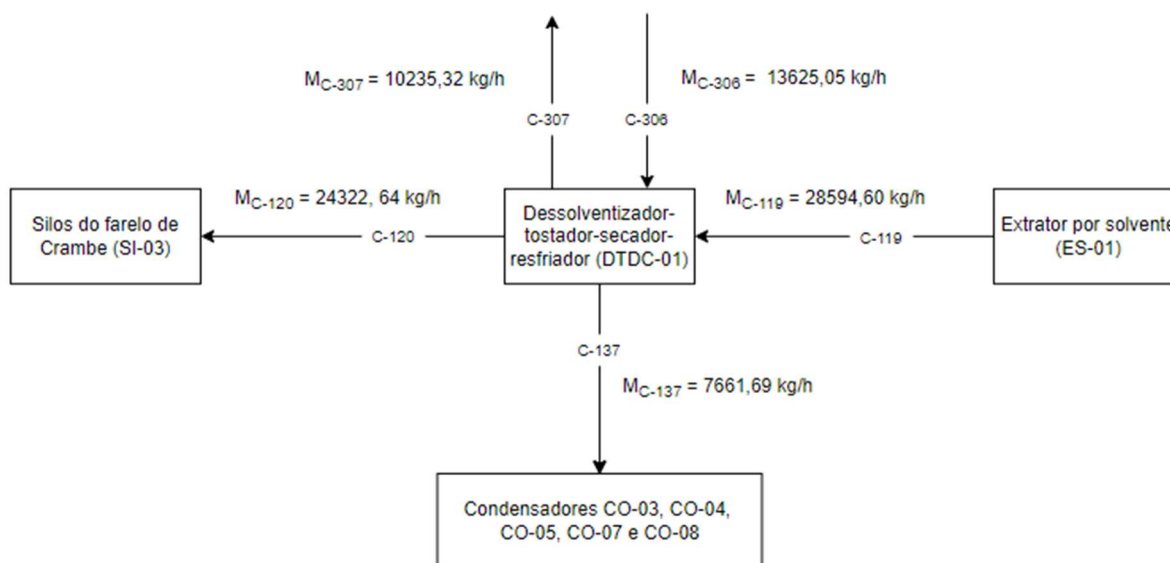
$$V_{TA-01} = \frac{V_H}{0,75} = 33,08 \text{ m}^3 \quad (78)$$

Estipulou-se que o tanque TA-01 foi projetado para ser de formato cilíndrico e possuir uma altura de 4 metros. Dessa forma, calculou-se a área circular do tanque ( $A_{TA-01}$ ) e o diâmetro ( $D_{TA-01}$ ), esse passo foi feito através das Equações 79 e 80.

$$A_{TA-01} = \frac{V_{TA-01}}{h_{TA-01}} = 8,27 \text{ m}^2 \quad (79)$$

$$D_{TA-01} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{TA-01}}{\pi}} = 3,24 \text{ m} \quad (80)$$

### A11 - DESSOLVENTIZADOR-TOSTADOR-SECADOR-RESFRIADOR (DTDC-01)



O DTDC-01 é um equipamento cujo dimensionamento e definição de parâmetros são complexos, conforme Hamm, Hamilton e Calliau (2013). Visto isso, para os cálculos de balanço de massa e energia consideraram-se as especificações do modelo do equipamento escolhido da *Crown Iron Works Company*.

O equipamento recebe uma vazão mássica de 28.594,60 kg/h de farelo de crambe pela corrente C-119, no qual estão contidos 6.979,11 kg/h de hexano, 14,09 kg/h de óleo de crambe e 21.601,40 kg/h de farelo de crambe inerte, o qual anteriormente foi nomeado de “resto de semente de crambe”.

O objetivo do equipamento é retirar mais de 99,9% do hexano presente no farelo de crambe, de modo que este tenha no máximo 500 ppm de hexano ao final do processo (HAMM, HAMILTON, CALLIAUW, 2013).

Além disso, sabe-se que o farelo na entrada do equipamento contém cerca de 10% de umidade (HAMM, HAMILTON, CALLIAUW, 2013), de modo que é possível calcular a quantidade mássica (kg/h) de água na corrente de entrada C-119 pela Equação 81 e a quantidade mássica do resto de semente de crambe em base seca (kg/h) pela Equação 82.

$$M_{W,C-119} = 0,1 \cdot M_{RSC,C-119} = 2.160,14 \text{ kg/h} \quad (81)$$

$$M_{RSC,seca} = M_{RSC,C-119} - M_{W,C-119} = 19.441,26 \text{ kg/h} \quad (82)$$



Com isso, se tem os valores de cada componente na corrente de entrada C-119 no Quadro 22.

Quadro 22 - Vazão mássica de cada componente na corrente de entrada C-108.

Propriedade	Sigla	Valor (kg/h)
Vazão mássica do resto da semente de crambe em base seca	$M_{RSC,seca}$	19.441,26
Vazão mássica do óleo de crambe	$M_{OC,C-119}$	14,09
Vazão mássica de hexano	$M_{H,C-119}$	6.979,11
Vazão mássica da água	$M_{W,C-119}$	2.160,14

Fonte: Autores (2021).

A partir disso, se utilizou a Equação 83 para encontrar a quantidade de hexano que permanece no farelo e segue pela corrente C-120 aos silos de farelo de crambe (SI-03).

$$M_{H,C-120} = M_{H,C-119} \cdot (1 - 0,999) = 6,98 \text{ kg/h} \quad (83)$$

Já a quantidade de hexano que foi removida se dá pela Equação 84.

$$M_{H,C-137} = M_{H,C-119} \cdot 0,999 = 6.972,13 \text{ kg/h} \quad (84)$$

De acordo com Hamm, Hamilton e Calliauw (2013), o farelo tem sua umidade aumentada para cerca de 20% no DTDC, de modo que se calcula a vazão mássica de água na corrente de saída C-120 pelas Equações 85 e 86..

$$M_{RSC,C-120} = \frac{M_{RSC,seca}}{(1 - 0,2)} = 24.301,58 \text{ kg/h} \quad (85)$$

$$M_{W,C-120} = 0,2 \cdot M_{RSC,C-120} = 4.860,31 \text{ kg/h} \quad (86)$$

Tendo as vazões mássicas individuais de cada componente na corrente de saída C-120, se tem a vazão mássica total dessa corrente pela Equação 87. Se considerou que as vazões mássicas de óleo de crambe e do resto de semente de crambe em base seca na saída C-120 se mantiveram as mesmas que na entrada C-119.

$$M_{C-120} = M_{H,C-120} + M_{OC,C-120} + M_{RSC,C-120} + M_{W,C-120} = 24.322,64 \text{ kg/h} \quad (87)$$

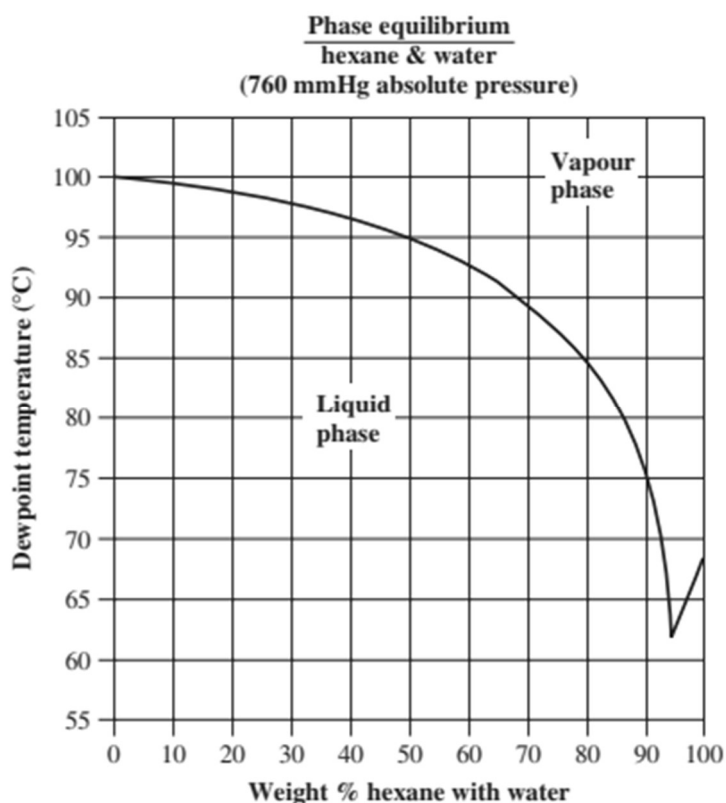
Com isso, se calculou pela Equação 88 a fração mássica de hexano na corrente C-110.

$$X_{H,C-120} = \frac{M_{H,C-120}}{M_{C-120}} = 0,0003 = 300 \text{ ppm} \quad (88)$$

O resultado é menor que 500 ppm, o que indica que a remoção de hexano ocorre como o esperado.

Para remover essa quantidade de hexano, o DTDC-01 possui uma corrente (C-306) de alimentação de vapor a uma pressão de 10,3 bar e 185°C (HAMM, HAMILTON, CALLIAUW, 2013). Para calcular a quantidade de vapor necessária para o equipamento, utilizou-se do diagrama de equilíbrio de fases entre hexano e água na Figura 48.

Figura 48 - Diagrama de equilíbrio de fases entre hexano e água.



De acordo com Erickson (1995), a temperatura de saída das correntes do DTDC possui uma temperatura média de 72°C. Com essa temperatura, utiliza-se da Figura 48 acima para encontrar a fração mássica de hexano na corrente de saída C-137, sendo este de aproximadamente 91%. Partindo desta fração, obtém-se a vazão mássica total da corrente C-137 e de água na mesma corrente, conforme Equações 89 e 90.

$$M_{C-137} = \frac{M_{H,C-137}}{0,91} = 7.661,69 \text{ kg/h} \quad (89)$$

$$M_{W,C-137} = (1 - 0,91) \cdot M_{C-137} = 689,55 \text{ kg/h} \quad (90)$$

A corrente C-137 contendo hexano e água é posteriormente separada entre as correntes C-138, C-139, C-140, C-141 e C-142 para estas serem utilizadas para integração energética em seus respectivos condensadores. Mais informações acerca destas correntes estão contidas no Anexo C12 (Condensadores).

O vapor entra a uma temperatura de 185°C e pressão de 10,3 bar e diminui sua temperatura até 72°C e pressão até 0,34 bar no DTDC-01, enquanto o hexano entra a uma temperatura de 30°C e sai do equipamento com 72°C (ERICKSON, 1995).

Com essas informações, foi possível calcular o calor específico das correntes de hexano e vapor. Para o hexano, se utilizou a correlação proposta por Yaws (1999) e explicitada na Equação 91.

$$Cp_{HEXANO} = (A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3) / MM_{HEXANO} \quad (91)$$

Onde:

- $Cp_{HEXANO}$  = Calor específico do hexano (kJ/kg.°C);
- $MM_{HEXANO}$  = massa molar do hexano, equivalente a 86 kmol/kg;
- T = Temperatura do hexano na corrente (K);
- A = 78,848;
- B =  $8,8729 \cdot 10^{-1}$ ;
- C =  $-2,9482 \cdot 10^{-3}$ ;
- D =  $4,1999 \cdot 10^{-6}$ .

O calor específico do vapor nas dadas temperaturas foi encontrado no Anexo D (Incropera). Com isso, tem-se o Quadro 23 com os valores de calor específico para cada substância em cada temperatura.

Quadro 23 - Calor específico do vapor e hexano em cada temperatura.

Corrente	Substância	Temperatura (°C)	Calor específico (kJ/kg.°C)
C-119	Hexano	185	2,2542
C-120	Hexano	72	2,4014
C-306	Vapor	185	1,977
C-307	Vapor	72	1,941

Fonte: Yaws (1999) e Incropera (2008).

Com os dados do Quadro 23, se utilizou a Equação 92 para encontrar o calor específico médio referente a cada substância no DTDC-01.

$$Cp_{M,substância} = \frac{Cp_1 + Cp_2}{2} \quad (92)$$

Em que  $Cp_{M,substância}$  é o calor específico médio da substância,  $Cp_1$  é o calor específico da substância na entrada do equipamento e  $Cp_2$  o calor específico na saída do mesmo. Encontrou-se um valor de calor específico médio de 2,328 kJ/kg.°C para o hexano e 1,959 kJ/kg.°C para o vapor.

Para o cálculo do calor trocado no DTDC-01, se desconsiderou a troca térmica entre o óleo e o resto de semente de crambe, visto que a parcela de calor latente do hexano é responsável majoritariamente pela troca de calor. A partir disso, pode-se utilizar da Equação 93 para encontrar a vazão mássica da corrente C-306 que contém a entrada de vapor no DTDC-01 e o calor trocado no mesmo.

$$Q_{DTDC-01} = M_{H,C-119} \cdot Cp_{M,H} \cdot \Delta T_H + M_{H,C-119} \cdot \lambda_H = M_{C-306} \cdot Cp_{M,W} \cdot \Delta T_W \quad (93)$$

Em que:

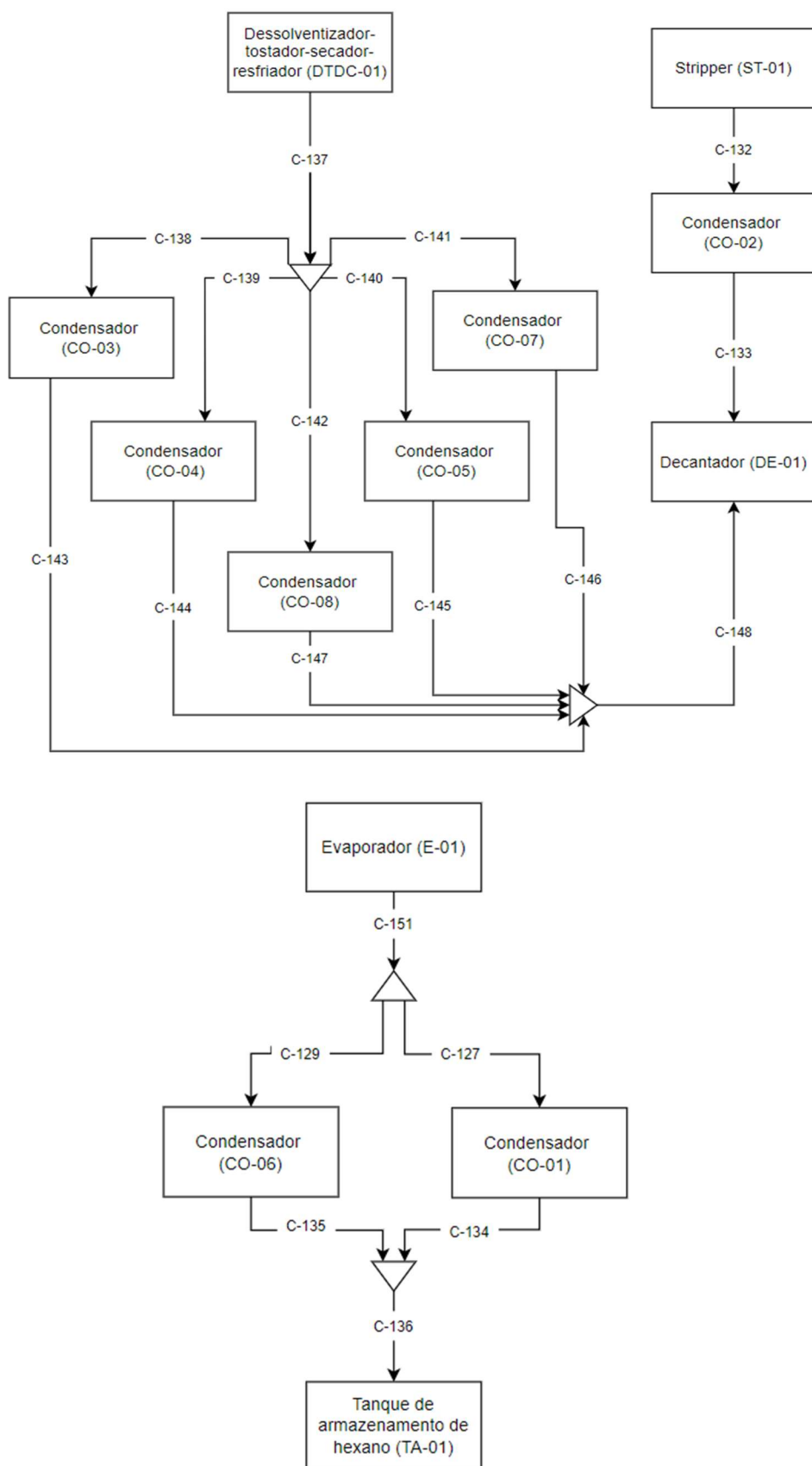
- $Q_{DTDC-01}$  = calor trocado no DTDC-01 (kJ/h);

- $C_{pM,H}$  = calor específico médio do hexano (kJ/kg.°C);
- $C_{pM,W}$  = calor específico médio do vapor (kJ/kg.°C);
- $\lambda_H$  = Calor latente do hexano (kJ/kg.°C);
- $\Delta T_H$  = variação de temperatura do hexano (°C);
- $\Delta T_W$  = variação de temperatura do vapor (°C);
- $M_{H,C-119}$  = vazão mássica do hexano na corrente C-119 (kg/h);
- $M_{C-306}$  = vazão mássica da corrente de vapor C-306 (kg/h).

Com isso se encontra uma vazão mássica de água na corrente C-306 de 13.625,05 kg/h e um calor trocado no DTDC-01 equivalente a 3.016.136,63 kJ/h. Sabendo das vazões mássicas de vapor nas correntes de saída C-120 e C-137 e na corrente de entrada C-306 calcula-se a vazão mássica de vapor na corrente de saída C-307 pela Equação 94.

$$M_{W,C-307} = M_{W,C-306} + M_{W,C-119} - M_{W,C-137} - M_{W,C-11=20} = 10.235,32 \text{ kg/h} \quad (94)$$

## A12 - CONDENSADORES



A rota tecnológica possui um total de 8 condensadores, de modo que os condensadores 1, 3, 4, 5, 6 e 7 foram utilizados tanto para condensar o hexano e vapor quanto para aquecer fluidos das correntes principais do refino do óleo.

Tendo em vista isso, algumas equações semelhantes foram utilizadas para os cálculos de balanço energético e dimensionamento destes equipamentos.

Primeiramente serão comentados os condensadores que não realizaram integração energética e posteriormente os que realizaram.

a) Condensadores 2, 6 e 8

Os condensadores 2 e 8 possuem a função de condensar a mistura gasosa de hexano e vapor, estas com vazões e frações mássicas diferentes e provenientes respectivamente do *stripper* (ST-01) e do dessolventizador-tostador-secador-resfriador (DTDC-01). Já o condensador 6 possui apenas hexano puro gasoso na corrente a ser condensada, proveniente do evaporador (E-01).

As vazões e frações mássicas de cada substância nos condensadores estão contidas no Quadro 24.

Quadro 24- Vazões e frações mássicas de vapor e hexano nos condensadores 2 e 8.

Corrente	Equipamento	Substância	Vazão mássica (kg/h)	Fração mássica
C-132	CO-02	Vapor	1.772,02	0,927
C-132	CO-02	Hexano (gás)	147,40	0,073
C-132	CO-02	Total	1.919,42	-
C-129	CO-06	Hexano (gás)	3.353,08	1
C-142	CO-08	Vapor	583,14	0,09
C-142	CO-08	Hexano (gás)	5.896,1973	0,91
C-142	CO-08	Total	6.486,03	-

Fonte: Autores (2021).

Para calcular o calor necessário para condensar as substâncias, primeiramente se encontrou o calor específico do vapor e do hexano. Para o vapor, utilizou-se do Anexo D

(Incropera) para se encontrar o calor específico da água nas temperaturas requisitadas. Os valores estão contidos no Quadro 25.

Quadro 25 - Calor específico da água de acordo com a temperatura da corrente.

Corrente	Equipamento	Estado físico da água	Temperatura (°C)	Calor específico (kJ/kg.°C)
C-132	CO-02	Vapor	123,4	2,1364
C-133	CO-02	Líquido	65	4,1867
C-142	CO-08	Vapor	72	1,941
C-142	CO-08	Líquido	65	4,1867

Fonte: Autores (2021).

Já para o calor específico do hexano, utilizou-se a correlação abaixo proposta por Yaws (1999), explicitada na Equação 95.

$$C_{p_{HEXANO}} = (A + B.T + C.T^2 + D.T^3)/MM_{HEXANO} \quad (95)$$

Onde:

- $C_{p_{HEXANO}}$  = Calor específico do hexano (kJ/kg.°C);
- $MM_{HEXANO}$  = massa molar do hexano, equivalente a 86 kmol/kg;
- T = Temperatura do hexano na corrente (K);
- A = 78,848;
- B =  $8,8729 \cdot 10^{-1}$ ;
- C =  $-2,9482 \cdot 10^{-3}$ ;
- D =  $4,1999 \cdot 10^{-6}$ .

Com isso, foi possível calcular o calor específico médio tanto do hexano quanto da água em cada condensador a partir da Equação 96.

$$C_{p_{M,substância}} = \frac{C_{p_1} + C_{p_2}}{2} \quad (96)$$



Em que  $C_{pM,substância}$  é o calor específico médio da substância,  $C_{p1}$  é o calor específico da substância na entrada do condensador e  $C_{p2}$  o calor específico na saída do mesmo.

Desse modo, se calculou o calor específico do hexano em cada corrente, como mostra o Quadro 26.

Quadro 26 - Calor específico do hexano de acordo com a temperatura da corrente.

Corrente	Equipamento	Temperatura (°C)	Calor específico (kJ/kg.°C)
C-132	CO-02	123,4	2,6617
C-133	CO-02	65	2,3734
C-129	CO-06	65	2,3734
C-135	CO-06	65	2,3734
C-142	CO-08	72	2,4013
C-147	CO-08	65	2,3734

Fonte: Autores (2021).

Com estes valores, foi possível estipular um calor específico médio ( $C_{pM}$ ) da mistura no condensador a partir da Equação 97.

$$C_{pM} = C_{pM,W} \cdot X_W + C_{pM,H} \cdot X_H \quad (97)$$

Em que:

- $C_{pM}$  = Calor específico médio da mistura no condensador (kJ/kg.°C);
- $C_{pM,W}$  = Calor específico médio da água no condensador (kJ/kg.°C);
- $C_{pM,H}$  = Calor específico médio do hexano no condensador (kJ/kg.°C);
- $X_W$  = fração mássica de água na corrente;
- $X_H$  = fração mássica do hexano na corrente.

A partir dos valores evidenciados nos Quadros A, B e C, se obtiveram os valores de 3,1144 kJ/kg°C, 2,4571 kJ/kg°C e 2,3734 kJ/kg°C para o calor específico dos condensadores 2, 8 e 6, respectivamente.

Para o calor latente, se utilizou o valor tabelado de 334,4 kJ/kg para o hexano (CETESB) e o Anexo D (Incropera) para encontrar o calor latente da água em cada temperatura. No condensador 2 a água condensa a 100°C, portanto o calor latente é de 2.257 kJ/kg. Já no condensador 8, a água condensa a 72°C, portanto o calor latente utilizado foi de 2329 kJ/kg.

O calor latente médio de cada condensador foi calculado pela Equação 98.

$$\lambda_M = \lambda_W \cdot X_W + \lambda_H \cdot X_H \quad (98)$$

Em que:

- $\lambda_M$  = Calor latente médio da mistura no condensador (kJ/kg.°C);
- $\lambda_W$  = Calor latente da água no condensador (kJ/kg.°C);
- $\lambda_H$  = Calor latente do hexano no condensador (kJ/kg.°C);
- $X_W$  = fração mássica de água na corrente;
- $X_H$  = fração mássica do hexano na corrente.

Com isso, se pode calcular o calor necessário para a condensação das substâncias a partir da Equação 99.

$$Q_{CO} = M \cdot C_{pM} \cdot \Delta T + M \cdot \lambda_M \quad (99)$$

Em que:

- $Q_{CO}$  = calor trocado no condensador (kJ/h);
- $M$  = vazão mássica da corrente condensada (kg/h);
- $C_{pM}$  = calor específico médio da mistura no condensador (kJ/kg.°C);
- $\Delta T$  = variação de temperatura na corrente condensada (°C);
- $\lambda_M$  = calor latente médio da mistura no condensador (kJ/kg).

A partir do calor trocado é possível calcular a demanda de água a 25°C utilizada para a condensação. Para isso, se calculou a vazão mássica de água visando um aquecimento desta até 60°C. O calor específico médio da água em cada condensador foi calculado pela Equação 96, utilizando os valores tabelados no Anexo D (Incropera). As vazões mássicas de água para os condensadores foram calculadas pela Equação 100.

$$M_W = \frac{Q_{CO}}{C_{pM} \cdot \Delta T_W} \quad (100)$$

Em que:

- $Q_{CO}$  = calor trocado no condensador (kJ/h);
- $M_W$  = vazão mássica de água (kg/h);
- $C_{pM}$  = calor específico médio da água no condensador (kJ/kg.°C);
- $\Delta T_W$  = variação de temperatura da água (°C).

Com isso, se encontrou uma vazão mássica de água de 27.657,72 kg/h para o condensador 2 (CO-02), 7.664,1761 kg/h para o condensador 6 (CO-06) e 18.900,89 kg/h para o condensador 8 (CO-08).

Em suma, o Quadro 27 compreende as principais informações dos condensadores 2, 6 e 8. O dimensionamento destes será apresentado posteriormente.

Quadro 27 - Principais informações das correntes dos condensadores 2, 6 e 8.

Equipamento	Corrente	Substância(s)	Temperatura (°C)	Vazão mássica
CO-02	C-132	Hexano (gás), vapor	123,4	1.919,42
CO-02	C-133	Hexano (líquido), água	65	1.919,42
CO-02	C-308	Água	25	27.657,72
CO-02	C-309	Água	60	127.657,72
CO-06	C-129	Hexano (gás)	65	3.353,08
CO-06	C-135	Hexano (líquido)	65	3.353,08
CO-06	C-310	Água	25	7.664,18
CO-06	C-311	Água	60	7.664,18
CO-08	C-142	Hexano (gás), vapor	72	6.486,03
CO-08	C-147	Hexano (líquido), água	65	6.486,03
CO-08	C-312	Água	25	18.920,41
CO-08	C-313	Água	60	18.920,41

Fonte: Autores (2021).

### b) Condensadores com integração energética

Os condensadores 1, 3, 4, 5 e 7 possuem integração energética, de modo que realizam duas funções na rota tecnológica: condensar o hexano gasoso e vapor enquanto aquecem os fluidos das correntes principais do refino.

Destes condensadores, apenas o CO-01 possui apenas hexano gasoso que vem do evaporador e é condensado. Os restantes possuem a mistura gasosa de hexano gasoso e vapor proveniente do dessolventizador-tostador-secador-resfriador (DTDC-01). O condensador 8, então, é o único com uma corrente vinda do DTDC-01 que não realiza integração energética, visto que não haveriam mais correntes no processo que devem ser aquecidas.

Para o condensador 1 o hexano gasoso provindo do E-01 é condensado por meio de uma troca térmica com óleo de crambe, que passa pelos tubos do equipamento a uma temperatura de 25°C e deve ser aquecido até 40°C. As informações da corrente de óleo utilizadas para os cálculos do CO-01 estão contidas no Quadro 28

Quadro 28 - Informações da corrente de óleo no condensador CO-01.

Propriedade da corrente de óleo	Valor	Referência
Variação de temperatura (°C)	15	-
Vazão mássica (kg/h)	11.707,10	-
Massa específica (kg/m <sup>3</sup> )	890	Costa <i>et al.</i> (2018)
Calor específico (kJ/kg.°C)	1,883	Grewal (1991)
Condutividade térmica (W/m.K)	0,147	Brock <i>et al.</i> , (2008)
Viscosidade (Pa.s)	0,175	Lalas <i>et al.</i> (2012)

Fonte: Autores (2021); Costa *et al.* (2018); Grewal (1991); Brock *et al.*, (2008) e Lalas *et al.* (2012).

Desse modo, primeiramente se calculou o calor trocado para o aquecimento do óleo de 25 a 40°C utilizando a Equação 101.

$$Q_{CO} = M \cdot Cp \cdot \Delta T \quad (101)$$

Em que  $Q_{CO}$  é o calor trocado no condensador (em kJ/h),  $M$  é a vazão mássica do fluido que é aquecido (em kg/h),  $C_p$  é o calor específico do fluido (kJ/kg.°C) e  $\Delta T$  é a variação de temperatura do fluido (em °C).

Com isso, se utilizaram os dados do Quadro 26 para encontrar um calor trocado no condensador 1 equivalente a 330.667,15 kJ/h.

Em relação a quantidade mássica de hexano condensado, se calculou primeiramente o calor específico de cada corrente e posteriormente o calor específico médio pela correlação da Equação 95 e pela Equação 96, respectivamente. Para encontrar a vazão mássica do hexano que é condensado, utilizou-se o valor de 334,4 kJ/kg de calor latente do hexano e se utilizou a Equação 102.

$$M_H = \frac{Q_{CO-01}}{\lambda_H} \quad (102)$$

Em relação aos condensadores 3, 4, 5 e 7, o cálculo foi voltado para descobrir a vazão mássica da mistura gasosa de hexano e vapor que poderia ser adicionada nos equipamentos para que os fluidos fossem aquecidos até as temperaturas desejadas. Desse modo, se considerou a quantidade necessária apenas para a condensação das substâncias gasosas, sem haver uma variação de temperatura nas correntes condensadas.

Tendo isso em vista, o Quadro 29 indica as principais informações sobre as substâncias que serão aquecidas nos condensadores. Para o calor específico médio das substâncias também se utilizaram as Equações 96 e 97. O Quadro 29 também indica o calor trocado calculado para cada condensador pela Equação 101.

Quadro 29 - Informações sobre as substâncias aquecidas em cada condensador.

Condensador	Substância aquecida	Variação de temperatura (°C)	Vazão mássica (kg/h)	Calor específico médio (kJ/kg.°C)	Calor trocado (kJ/h)
CO-03	Água	15	585,35	4,180	36.701,77
CO-04	Óleo e água	20	11.882,71	2	460.948,49
CO-05	Água	35	606,32	4,18	88.704,80
CO-07	NaOH 4% (aq)	35	183,32	1,43	26.114,88

Fonte: Autores (2021).

O calor específico do hidróxido de sódio 4% foi calculado utilizando a correlação proposta por Chase (1998), estando contida na Equação 103.

$$Cp_{NaOH} = (A + B.T + C.T^2 + D.T^3 + E/T^2)/MM_{NaOH} \quad (103)$$

Onde:

- $Cp_{NaOH}$  = Calor específico do hidróxido de sódio (kJ/kg.°C);
- $MM_{NaOH}$  = massa molar do hidróxido de sódio, equivalente a 39,997 kmol/kg;
- $T$  = Temperatura do hidróxido de sódio na corrente (K);
- $A = 419,48370$ ;
- $B = -1,71775.10^3$ ;
- $C = 2,95357.10^3$ ;
- $D = -1,697221.10^3$ ;
- $E = -6,046884$ .

O resultado encontrado foi utilizado nas Equações 96 e 97 e o valor de calor específico calculado foi adicionado no Quadro 27.

Com os valores de calor trocados em cada condensador, se pode calcular as quantidades mássicas de hexano e vapor que podem ser condensados. Sabe-se que a mistura gasosa possui uma temperatura de entrada de 72°C e sai a 65°C, o que indica a presença de troca de calor sensível e latente. A variação de temperatura, portanto, é de 7°C. Além disso, se tem conhecimento das frações mássicas de cada substância, de modo que são de 9% e 91% para respectivamente vapor e hexano.

O calor latente médio pode ser calculado pela Equação 98, resultando em 513,914 kJ/kg. Já o calor específico foi calculado pelas Equações 96 e 97, resultando em 2,4482 kJ/kg.°C. Com esses dados, pode-se calcular pela Equação 104 a vazão mássica das correntes gasosas em cada condensador, de modo que os resultados estão na Tabela 22.

$$M = \frac{Q_{co}}{\lambda_M \cdot Cp_M \cdot \Delta T} \quad (104)$$

Em que:

- $M$  = vazão mássica de hexano e vapor no condensador (kg/h);
- $Q_{CO}$  = calor trocado no condensador (kJ/h);
- $\lambda_M$  = calor latente médio do hexano e vapor (kJ/kg);

- $\Delta T$  = variação de temperatura do hexano e vapor ( $^{\circ}\text{C}$ ).
- $C_{pM}$  = calor específico médio do hexano e vapor ( $\text{kJ/kg}\cdot^{\circ}\text{C}$ ).

Tabela 22 - Vazões mássicas de hexano e vapor em cada condensador.

Condensador	Vazão mássica de hexano e vapor (kg/h)
CO-03	69,96
CO-04	878,71
CO-05	169,10
CO-07	49,78

Fonte: Autores (2021).

### c) Dimensionamento dos condensadores

Em relação ao dimensionamento dos condensadores, foi necessário primeiramente calcular o coeficiente global de troca térmica de cada condensador ( $U$ ). Para isso, foram feitas algumas considerações e simplificações sugeridas por Geankoplis, Hersel e Lepek (2018). A Equação 105 a seguir mostra como pode ser calculado o  $U$  para paredes cilíndricas onde há trocas por convecção e condução.

$$\frac{1}{UA} = \Sigma R = \frac{1}{h_i A_i} + \frac{1}{h_e A_o} + \frac{\ln\left(\frac{D_e}{D_i}\right)}{2\pi KL} \quad (105)$$

Considerando a parede fina e o material da parede altamente condutor térmico, é possível anular o último termo da Equação 105, pois ele representa a resistência à condução térmica. Além disso, como um fluido é gás e o outro líquido é possível considerar um dos coeficientes de convecção muito maior que o outro ( $h_i \ll h_e$ ) e com isso tem-se  $\frac{1}{h_i} \gg \frac{1}{h_e}$  e assim  $U \cong h_i$ .

Todos os condensadores utilizados são do tipo vertical em que escoamento é laminar e, dessa forma, o coeficiente convectivo pode ser calculado pela Equação 106 (GEANKOPLIS, HERSEL e LEPEK, 2018).

$$h = 0,943 \left( \frac{\rho_l(\rho_l - \rho_v) g h_{fg} k^3}{\mu L (T_{sat} - T_w)} \right)^{\frac{1}{4}} = U \quad (106)$$

Em que:

- $\rho_l$  = densidade do líquido (kg/m<sup>3</sup>);
- $\rho_v$  = densidade do vapor (kg/m<sup>3</sup>);
- $g$  = gravidade (9,8066 m/s<sup>2</sup>);
- $h_{fg}$  = coeficiente de condensação (J/kg) na  $T_{sat}$ ;
- $k$  = condutividade térmica do líquido (W/m.K);
- $\mu$  = viscosidade do líquido (Pa.s);
- $L$  = altura do tubo (m);
- $T_{sat}$  = temperatura do fluido saturado (°C);
- $T_w$  = temperatura na parede do tubo (°C);

Todas as propriedades com exceção do coeficiente de condensação foram utilizadas com base na temperatura de película ( $T_f$ ) que é calculada através da equação 107.

$$T_f = \frac{T_{sat} + T_w}{2} \quad (107)$$

Outras duas considerações realizadas são que a densidade do gás (hexano e vapor) foi desprezada visto que a densidade do líquido é sempre muito superior e o  $T_w$  foi calculado através da média entre a temperatura de entrada e saída do líquido.

Visto isso, se tem as informações referentes a cada condensador e substância para o cálculo do coeficiente global de troca térmica no Quadro 30.

Quadro 30 - Informações das substâncias utilizadas para o cálculo do coeficiente global de troca térmica.

(continua)

Condensador	Substância	Massa específica (kg/m <sup>3</sup> )	Viscosidade (Pa.s)	Condutividade térmica (W/m.K)
CO-01	Óleo	890,0	0,175	0,147
CO-02	Água	999,7	0,0009174	608,8
CO-03	Água	999,7	0,0009174	608,8
CO-04	Óleo e água	890,0	0,175	0,147
CO-05	Água	999,7	0,0009174	608,8



Quadro 30 - informações das substâncias utilizadas para o cálculo do coeficiente global de troca térmica.

(conclusão)

CO-06	Água	999,7	0,0009174	608,8
CO-07	NaOH 4% (aq)	2.130,0	0,0009174	608,8
CO-08	Água	999,7	0,0009174	608,8

Fonte: Autores (2021).

Para a condutividade térmica e viscosidade do hidróxido de sódio 4% se utilizou os mesmos valores para água, visto que a solução possui 96% de água.

Além destes dados do Quadro 30, também se utilizaram as informações de calor latente, temperatura dos gases na entrada e saída de cada condensador e temperatura de película encontradas pela Equação 107. Com isso, resta ter a informação do comprimento e quantidade dos tubos dos condensadores. Esses valores foram definidos de acordo com as vazões mássicas de cada condensador e estão contidos no Quadro 31. Além disso, o Quadro 31 também possui o valor calculado do coeficiente global de troca térmica para cada equipamento pela Equação 106.

Quadro 31 - Quantidade e comprimento dos tubos de cada condensador.

<b>Condensador</b>	<b>Quantidade de tubos</b>	<b>Comprimento dos tubos (m)</b>	<b>Coeficiente Global de troca térmica (W/m<sup>2</sup>.°C)</b>
CO-01	20	4	26,13
CO-02	20	2	626,48
CO-03	1	0,5	3.131,84
CO-04	200	20	32,61
CO-05	1	1	2.633,56
CO-06	400	4	9,25
CO-07	1	0,5	3.131,84
CO-08	400	2	296,25

Fonte: Autores (2021).

Tendo calculado os coeficientes globais de troca térmica, se calculou a variação de temperatura logarítmica de cada condensador utilizando a Equação 108.

$$\Delta TML_{CO} = \frac{(T_{in,t} - T_{out,s}) - (T_{out,t} - T_{in,s})}{\ln\left(\frac{T_{in,t} - T_{out,s}}{T_{out,t} - T_{in,s}}\right)} \quad (108)$$

Em que:

- $\Delta TML_{CO}$  = variação de temperatura logarítmica no condensador (°C);
- $T_{in,s}$  = temperatura de entrada do fluido que passa pela casca (°C);
- $T_{out,s}$  = temperatura de saída do fluido que passa pela casca (°C);
- $T_{in,t}$  = temperatura de entrada do fluido que passa pelo tubo (°C);
- $T_{out,t}$  = temperatura de saída do fluido que passa pelo tubo (°C);

Em todos os condensadores, o líquido passa pelos tubos e o gás a ser condensado pelo casco. As informações de temperatura de entrada e saída em cada condensador estão contidas no Quadro 32.

Quadro 32 - Informações de temperatura de entrada e saída em cada condensador.

Condensador	Temperatura de entrada no tubo ( $T_{in,t}$ )	Temperatura de saída no tubo ( $T_{out,t}$ )	Temperatura de entrada na casca ( $T_{in,s}$ )	Temperatura de saída na casca ( $T_{out,s}$ )
CO-01	25°C	40°C	65°C	65°C
CO-02	25°C	60°C	123,4°C	65°C
CO-03	25°C	40°C	72°C	65°C
CO-04	40°C	60°C	72°C	65°C
CO-05	25°C	60°C	72°C	65°C
CO-06	25°C	60°C	65°C	65°C
CO-07	25°C	60°C	72°C	65°C
CO-08	25°C	60°C	72°C	65°C

Fonte: Autores (2021).

Entretanto, trocadores de calor e condensadores do tipo casca e tubos verticais possuem um fator de correção relacionado a variação de temperatura logarítmica. Segundo Kreith (2011), este fator pode ser encontrado pelo gráfico contido no Anexo F, no qual os parâmetros P e Z são calculados respectivamente pelas Equações 109 e 110. O parâmetro P é um adimensional e o parâmetro Z é dado em kJ/h.

$$P = \frac{T_{t,sai} - T_{t,entra}}{T_{s,entra} - T_{t,entra}} \quad (109)$$

$$Z = \frac{M_t \cdot Cp_t}{M_s \cdot Cp_s} = \frac{T_{s,entra} - T_{s,sai}}{T_{t,sai} - T_{t,entra}} \quad (110)$$

Nas Equações 109 e 110 os subscritos t e s referem-se ao tubo e ao fluido escoando na casca, respectivamente. A razão P é um indicativo da eficiência de aquecimento ou resfriamento, e pode variar de zero – para uma temperatura constante para um dos fluidos – até a unidade, no caso em que a temperatura de entrada do fluido mais quente é igual a saída do fluido mais frio (KREITH, 2011).

Cada curva ilustrada no gráfico do Anexo F é definida pelo parâmetro Z, que é igual a razão dos produtos entre a taxa do fluxo de massa vezes a capacidade de calor dos dois fluidos ou pelas variações de temperaturas.

Com isso, se tem a Equação 111 na qual há a correção da variação de temperatura logarítmica para cada condensador.

$$\Delta TML_{CO}^* = f \cdot \Delta TML_{CO} \quad (111)$$

Em que  $f$  é o fator de correção encontrado pelo gráfico do Anexo F e  $\Delta TML_{CO}^*$  é a variação logarítmica da temperatura corrigida.

Os valores encontrados para os parâmetros P e Z, de  $f$  e  $\Delta TML_{CO}^*$  para cada condensador estão contidos no Quadro 33.

Quadro 33 - Valores encontrados dos parâmetros P e Z, f e  $\Delta TML^*_{CO}$  para cada condensador.

Condensador	P	Z (kJ/h)	f	$\Delta TML^*_{CO}$ (°C)
CO-01	0,375	0	1	31,91
CO-02	0,3557	1,6686	0,91	161,66
CO-03	0,3191	0,4667	0,995	35,67
CO-04	0,625	0,35	0,995	17,62
CO-05	0,7447	0,2	0,91	21,16
CO-06	0,875	0	1	16,83
CO-07	0,7447	0,2	0,91	21,16
CO-08	0,9149	0,1628	0,91	34,82

Fonte: Autores (2021).

Com os respectivos valores de calor trocado, comprimento e quantidade de tubos,  $\Delta TML^*_{CO}$  e coeficiente global de troca térmica, foi possível calcular a área, o diâmetro dos tubos e o volume de cada condensador seguindo as Equações 112, 113 e 114.

$$A_{CO} = \frac{Q_{CO}}{\Delta TML^*_{CO} \cdot U_{CO}} \quad (112)$$

$$D_{tubos} = \frac{A_{CO}}{\pi \cdot N_{tubos} \cdot L_{tubos}} \quad (113)$$

$$V_{CO} = \frac{L_{tubos} \cdot \pi \cdot D_{tubos}^2 \cdot N_{tubos}}{4} \quad (114)$$

Em que:

- $A_{CO}$  = área de troca térmica do condensador (m<sup>2</sup>);
- $Q_{CO}$  = calor trocado no condensador (kJ/h);
- $\Delta TML^*_{CO}$  = variação logarítmica da temperatura corrigida do condensador (°C);
- $U_{CO}$  = coeficiente global de troca térmica do condensador (W/m<sup>2</sup>.°C);

- $N_{\text{tubos}}$  = número de tubos;
- $L_{\text{tubos}}$  = comprimento dos tubos (m);
- $D_{\text{tubos}}$  = diâmetro dos tubos (m);
- $V_{\text{CO}}$  = volume do condensador (m<sup>3</sup>).

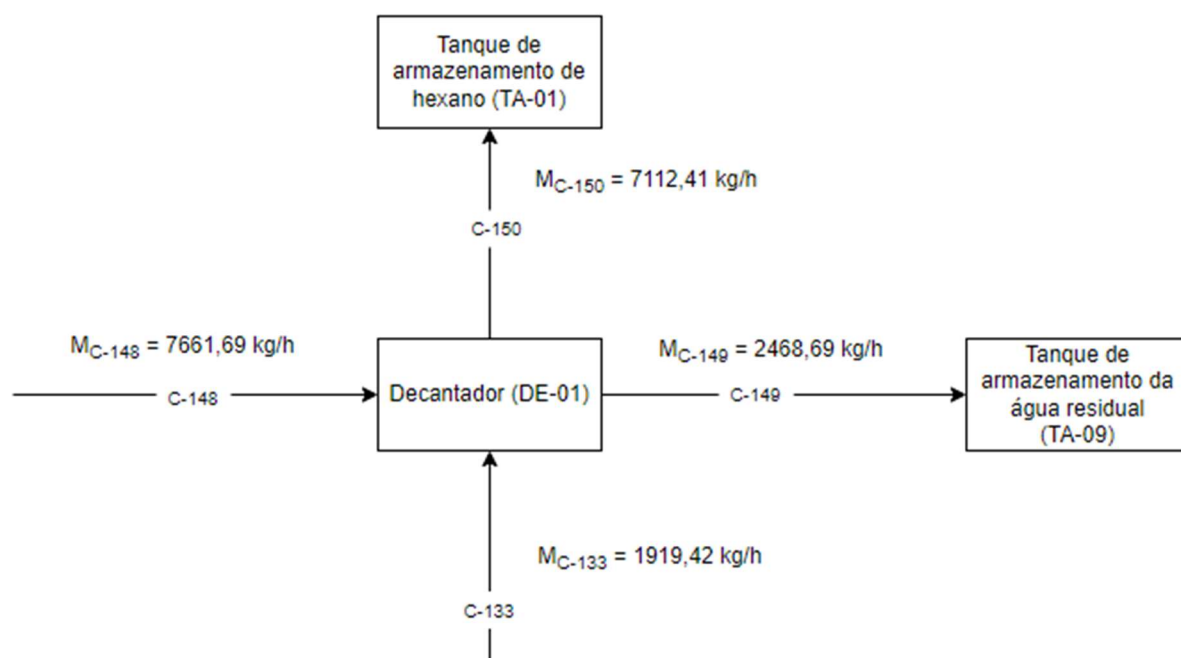
O Quadro 34 ilustra os resultados da área e diâmetro encontrados para os condensadores.

Quadro 34 - Dimensionamento dos condensadores.

<b>Condensador</b>	<b>Área de troca térmica (m<sup>2</sup>)</b>	<b>Diâmetro dos tubos (m)</b>
CO-01	110,15	0,4383
CO-02	11,10	0,08
CO-03	0,09	0,05
CO-04	224,53	0,09
CO-05	0,44	0,14
CO-06	4.464,40	0,18
CO-07	0,11	0,06
CO-08	91,54	0,04

Fonte: Autores (2021).

### A13 - DECANTADOR (DE-01)



O decantador DE-01 recebe as correntes C-143, C-144, C-145, C-146, C-147 e C-133 providas respectivamente dos condensadores CO-03, CO-04, CO-05, CO-07, CO-08 e CO-02. O objetivo do equipamento é separar a água do hexano, de modo que o hexano possa ser reaproveitado no processo.

Na saída do decantador, se tem as correntes C-150 e C-149, sendo a primeira rica em hexano e destinada ao tanque de armazenamento TA-02 e a segunda rica em água, saindo do processo e tendo seu descarte apropriado.

De acordo com Hamm, Hamilton e Calliauw (2013), há uma recuperação de 99,9% de hexano. A vazão mássica de saída de hexano na corrente C-150, portanto, pode ser calculada pela Equação 115, considerando que ela contém apenas hexano.

$$M_{C-150} = ((M_{C-143} + M_{C-144} + M_{C-145} + M_{C-146} + M_{C-147} + M_{C-133})X_H).0,999 \quad (115)$$

$$M_{C-150} = 7.112,4122 \text{ kg/h} \quad (115a)$$

Já a corrente de descarte C-149 tem sua vazão mássica dada pela Equação 116.

$$M_{C-149} = ((M_{C-143} + M_{C-144} + M_{C-145} + M_{C-146} + M_{C-147} + M_{C-133}) \cdot X_W) \quad (116)$$

$$+ ((M_{C-143} + M_{C-144} + M_{C-145} + M_{C-146} + M_{C-147} + M_{C-133}) \cdot X_H) \cdot 0,001$$

$$M_{C-149} = 2.468,69 \text{ kg/h} \quad (116a)$$

Para o cálculo do tempo de residência utilizou-se a Equação 117, a seguir, proposta por Aerstin *et al.* (1978), em que “ $T_{DE-01}$ ” é o tempo de residência no decantador, em horas, “ $\mu$ ” é a viscosidade da fase contínua, em cP, e “ $S$ ” é a gravidade específica, sendo que os índices “p” e “l” correspondem, respectivamente, às fases pesada e leve.

$$T_{DE-01} = 0,1(\mu/(S_p - S_l)) = 0,20867 \text{ horas} \quad (117)$$

A fase leve é composta por hexano e a fase pesada e contínua é composta por água, ambos à temperatura de 65°C. Os valores de viscosidade e densidade da água foram obtidos a partir da interpolação dos valores encontrados no Anexo D, resultando, respectivamente, em 0,4332 cP e 984,1 kg/m<sup>3</sup>. Já para o hexano, a densidade foi obtida a partir da correlação proposta por Yaws (1999) resultando em 779,84 kg/m<sup>3</sup>. Com isso, foi possível determinar os valores de gravidade específica para ambos compostos, sendo que a espécie referência adotada foi a água, obtendo os valores de 1,0 e 0,7924 para água e hexano, respectivamente. Assim, foi possível determinar um tempo de residência igual a 0,20867 h ou 12,5202 min.

Para o dimensionamento utilizou-se o modelo sugerido por Aerstin *et al.* (1978) em que é recomendado a proporção de 3-5:1 do comprimento em relação ao diâmetro. Além disso, aproximou-se a forma do decantador para um cilindro a fim de facilitar os cálculos e adicionou-se um fator de segurança de 25% em excesso de volume para possíveis eventualidades.

Para determinar a vazão volumétrica no decantador foi calculada a densidade relativa à mistura de água e hexano através da seguinte Equação 118. As frações mássicas de água e hexano presentes no decantador são, respectivamente, 0,24649 e 0,75351.

$$\rho_{DE-01} = \frac{((\rho_W \cdot X_W) + (\rho_H \cdot X_H))}{X_W + X_H} = 830,188 \text{ kg/m}^3 \quad (118)$$

A vazão mássica que percorre pelo decantador é resultado da soma das vazões mássicas das correntes C-148 e C-133, resultando em 9.581,10 kg/h. Assim, foi possível determinar a vazão volumétrica no decantador através da Equação 119 a seguir.

$$F_{DE-01} = M_{DE-01} / \rho_{DE-01} = 11,54 \text{ m}^3/\text{h} \quad (119)$$

Desse modo, determinou-se o volume da mistura no decantador através da seguinte Equação 120.

$$V_{\text{mis}} = F_{DE-01} \cdot T_{DE-01} = 2,41 \text{ m}^3 \quad (120)$$

Para o dimensionamento utilizou-se o modelo sugerido por Aerstin *et al.* (1978) em que é recomendado a proporção de 3-5:1 do comprimento em relação ao diâmetro. Além disso, aproximou-se a forma do decantador para um cilindro a fim de facilitar os cálculos e adicionou-se um fator de segurança de 25% em excesso de volume para possíveis eventualidades.

O volume do decantador foi determinado através da Equação 121 a seguir.

$$V_{DE-01} = V_{\text{mis}} \cdot 1,25 = 3,01 \text{ m}^3 \quad (121)$$

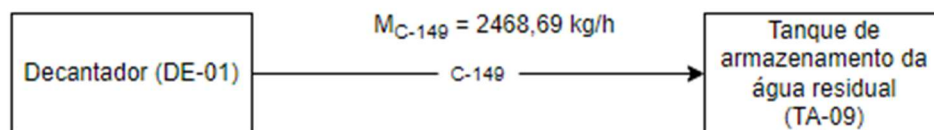
A proporção utilizada foi de 3:1 do comprimento em relação ao raio do decantador para determinar as dimensões do equipamento através da seguinte Equação 122.

$$V_{DE-01} = \pi \cdot r^2 \cdot C \quad (122)$$

Desse modo, foi possível determinar os valores de 0,68 m e 2,05 m para o raio e comprimento do decantador, respectivamente.



#### A14 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE ÁGUA RESIDUAL (TA-09)



O tanque de armazenamento de água residual recebe a água proveniente do decantador a uma vazão de 2.468,69 kg/h proveniente da corrente C-149 e foi dimensionado para suportar e armazenar o resíduo referente a 3 dias de produção.

Para calcular o volume ocupado pela água residual fez-se o cálculo através da Equação 123, em que  $\rho_w$  é a densidade da água gerada, aproximada da água destilada, equivalente a 999,7 kg/m<sup>3</sup>, obtida através do Anexo D,  $M_{C-149}$  é a vazão mássica da corrente C-149 composta por água residual (em kg/dia) e  $t_{TA-09}$  é o tempo de armazenamento máximo estipulado (em dias).

$$V_W = \frac{M_{C-149}}{\rho_w} \cdot t_{TA-09} = 178,28 \text{ m}^3 \quad (123)$$

Desse modo, calculou-se o volume do tanque considerando que a água residual ocupa 75% do volume total do tanque, visando ter uma margem de segurança, a partir da Equação 124.

$$0,75 \cdot V_{TA-09} = V_W \quad (124)$$

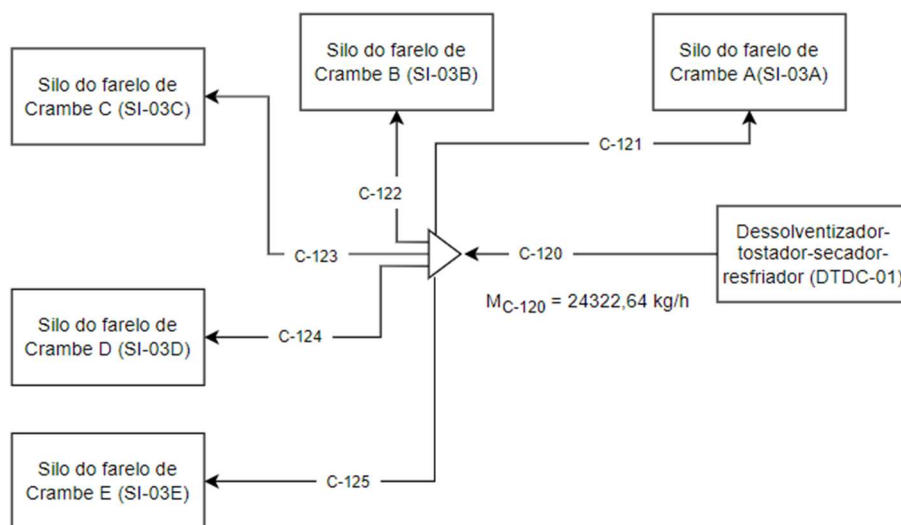
$$V_{TA-09} = 237,71 \text{ m}^3 \quad (124a)$$

Para o dimensionamento do TA-09, considerou-se que o tanque tem formato cilíndrico e possui uma altura de 7 metros. Desse modo, é possível calcular a área circular do tanque e seu diâmetro, conforme Equações 125 e 126.

$$A_{TA-09} = \frac{V_{TA-09}}{h_{TA-09}} = 33,96 \text{ m}^2 \quad (125)$$

$$D_{TA-09} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{TA-09}}{\pi}} = 6,57 \text{ m} \quad (126)$$

### A15 - SILOS DO FARELO DE CRAMBE (SI-03)



Os silos de farelo de crambe tem como principal função armazenar a quantidade remanescente do DTDC-01, o qual provém da corrente C-120. Portanto, planeja-se o armazenamento do conteúdo por no máximo 7 dias para, posteriormente, ser vendido.

A densidade do farelo de crambe pode ser calculada considerando uma base mássica de cálculo de 740 kg de semente de crambe descascada, visto que esta possui em sua composição óleo de crambe e o resto da semente (que passa a ser chamada de farelo de crambe após a extração por solvente). A partir de cálculos realizados no descascador DS-01 e prensa mecânica PM-01, sabe-se que o teor de óleo da semente de crambe descascada é de 38,46% e sua massa específica é equivalente a 740 kg/m<sup>3</sup>, portanto 740 kg equivalem a 1 m<sup>3</sup>. Com isso, se pode calcular a massa específica do resto da semente de crambe (farelo) por meio da Equação 127, na qual  $TO_{SCD}$  é o teor de óleo da semente de crambe descascada,  $\rho_{OC}$  é a massa específica do óleo de crambe cru e  $\rho_{RSC}$  é a massa específica do resto da semente de crambe.

$$\frac{740 \text{ kg} \cdot TO_{SCD}}{\rho_{OC}} + \frac{740 \text{ kg} \cdot (1 - TO_{SCD})}{\rho_{RSC}} = 1 \text{ m}^3 \quad (127)$$

$$\frac{740 \text{ kg} \cdot 38,46\%}{890 \text{ kg/m}^3} + \frac{740 \text{ kg} \cdot (1 - 38,46\%)}{\rho_{RSC}} = 1 \text{ m}^3 \quad (127a)$$

$$\rho_{RSC} = 669,479 \text{ kg/m}^3 \quad (127b)$$

A partir disso, se utilizou do Quadro 35 para calcular a massa específica relativa considerando todas as principais substâncias presentes na corrente C-120 e suas respectivas massas específicas e frações mássicas.

Quadro 35 - Informações das principais substâncias presentes na corrente C-120.

Substância	Massa específica (kg/m <sup>3</sup> )	Fração Mássica na corrente C-110
Farelo de crambe (RSC)	669,479	0,8325
Óleo de crambe (OC)	890	0,0006
Água (W)	999,7	0,1665
Hexano (H)	659	0,0004

Fonte: Autores (2021).

Com isso, a massa específica relativa do farelo de crambe ( $\rho_{FC}$ ) é calculada pela Equação 128.

$$\rho_{FC} = \rho_{RSC} \cdot X_{RSC} + \rho_{OC} \cdot X_{OC} + \rho_W \cdot X_W + \rho_H \cdot X_H = 471,491 \text{ kg/m}^3 \quad (128)$$

Para calcular o volume ocupado pelo farelo de crambe no silo, é necessário utilizar a Equação 129 abaixo, onde  $M_{FC}$  é a vazão mássica do farelo de crambe (kg/dia),  $\rho_{FC}$  é a densidade do farelo de crambe (kg/m<sup>3</sup>) calculada previamente e  $t_{SI-03}$  é o tempo de armazenamento do farelo no tanque (em horas).

$$V_{FC} = \frac{M_{FC}}{\rho_{FC}} \cdot t_{SI-03} \quad (129)$$

$$V_{FC} = \frac{24322,64}{471,491} \cdot 168 \quad (129a)$$

$$V_{FC} = 8.666,548 \text{ m}^3 \quad (129b)$$

Visto que é necessário haver uma margem de segurança, estimou-se que o volume máximo permitido de farelo de crambe armazenado seja de 75% do volume total do silo. Para suprir todo o volume necessário, se planejaram 5 silos idênticos e cilíndricos, de modo que o volume de cada silo pode ser calculado a partir da Equação 130.

$$\frac{0,75 \cdot V_{SI-03}}{5} = V_{FC} \quad (130)$$

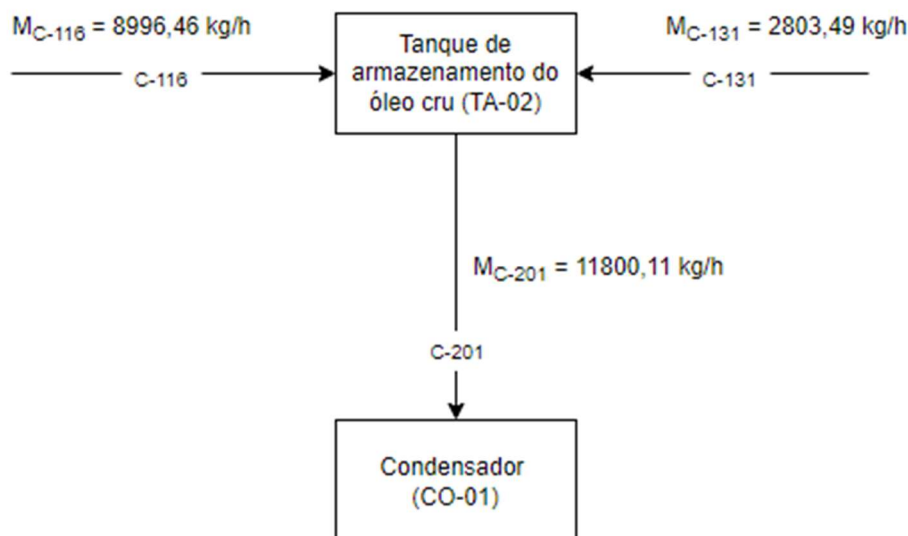
$$V_{SI-03} = 2.311,08 \text{ m}^3 \quad (130a)$$

Para dimensionar os SI-03 utilizaram-se as Equações 131 e 132, nas quais foi possível obter a área circular de cada silo e seu diâmetro. Considerou-se uma altura de 14 metros para cada silo.

$$A_{SI-03} = \frac{V_{SI-03}}{h_{SI-03}} = 165,08 \text{ m}^2 \quad (131)$$

$$D_{SI-03} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{SI-03}}{\pi}} = 14,50 \text{ m} \quad (132)$$

### A16 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DO ÓLEO CRU (TA-02)



O tanque de armazenamento TA-02 recebe o óleo de crambe e uma pequena quantidade de hexano com uma vazão mássica de 2.457,23 kg/h provinda do stripper ST-01 pela corrente C-131 ( $M_{C-131}$ ) e 8.996,46 kg/h da prensa mecânica PM-01 ( $M_{C-116}$ ) pela corrente C-116, totalizando 11.800,11 kg/h de óleo de crambe cru. O tanque possui apenas uma corrente de saída (C-201) para a área de refino do óleo, de modo que a vazão mássica de saída é de 11.800,11 kg/h ( $M_{C-201}$ ).

Para encontrar a densidade relativa da corrente C-201 dos compostos em questão (óleo de crambe cru e hexano) utilizou-se a Equação 133, onde  $\rho_{OC}$  é a densidade do óleo de crambe cru, equivalente a 0,890 g/cm<sup>3</sup> (COSTA *et al*, 2018) e  $\rho_H$  é a do hexano.

$$\rho_{C-201} = \frac{((\rho_{OC} \cdot X_{OC}) + (\rho_H \cdot X_H))}{X_{OC} + X_H} = \frac{((890 \cdot 0,999) + (659 \cdot 0,001))}{1} \quad (133)$$

$$= 889,9872 \text{ kg/m}^3$$

Para calcular o volume ocupado pelo fluido no tanque TA-02 ( $V_{OC}$ ) utilizou-se a Equação 134, em que  $M_{C-201}$  é a vazão mássica do óleo de crambe cru na corrente C-201 em kg/dia e  $t_{TA-02}$  é o tempo de armazenamento em dias. Considerou-se um tempo de armazenamento de 3 dias para o óleo de crambe em TA-02.

$$V_{l,TA-02} = \frac{M_{C-201}}{\rho_{C-201}} \cdot t_{TA-02} = 954,629 \text{ m}^3 \quad (134)$$

A fim de ter uma margem de segurança, considerou-se o volume ocupado pelo óleo de crambe cru e do hexano remanescente no TA-02 como 75% do volume total do tanque. Com isso, o volume do tanque TA-02 foi calculado a partir da Equação 135.

$$V_{TA-02} = \frac{V_{L,TA-02}}{0,75} = 1.272,839 \text{ m}^3 \quad (135)$$

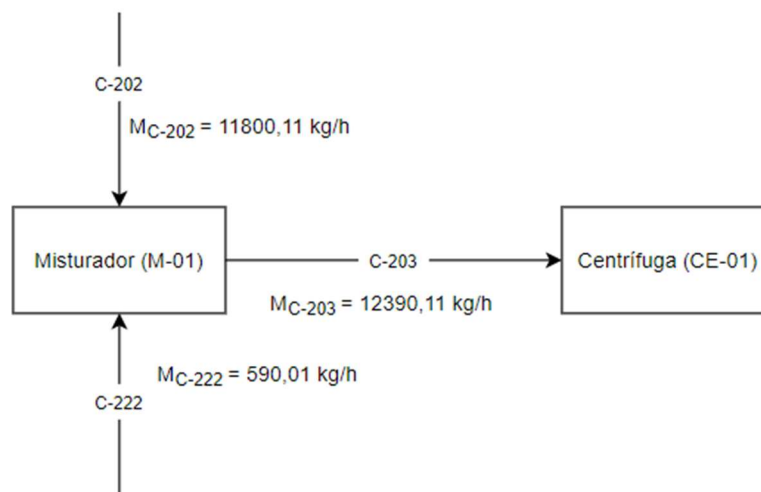
O tanque TA-02 foi projetado para ser de formato cilíndrico e possuir uma altura de 10 metros. Desse modo, se pode calcular a área circular do tanque e seu diâmetro, conforme Equações 136 e 137.

$$A_{TA-02} = \frac{V_{TA-02}}{h_{TA-02}} = 127,284 \text{ m}^2 \quad (136)$$

$$D_{TA-02} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{TA-02}}{\pi}} = 12,73 \text{ m} \quad (137)$$

Para facilitar os cálculos dos equipamentos posteriores, desconsiderou-se a quantidade remanescente de hexano presente no óleo. Dessa forma, quando é referido óleo cru no documento, infere-se que há uma percentagem de aproximadamente 0,001% de hexano, entretanto será desconsiderada.

### A17 - MISTURADOR 1 (M-01)



O misturador 1 tem por função promover a conversão dos fosfolipídios diretamente em gomas hidratadas, o qual recebe as correntes 202 e 222. A corrente 202 é composta de óleo cru e a corrente 222 por água. Dessa forma, para melhor ilustrar o balanço de massa global do equipamento, utilizou-se a Equação 138.

$$M_{C-202} + M_{C-222} = M_{C-203} \quad (138)$$

Em que:

- $M_{C-202}$  = vazão mássica da corrente C-202 (kg/h);
- $M_{C-222}$  = vazão mássica da corrente C-222 (kg/h);
- $M_{C-203}$  = vazão mássica da corrente C-203 (kg/h);

Sabe-se que cerca de 5% de água é adicionada no M-201 em relação à massa de óleo utilizada. Dessa forma, para saber a quantidade de água adicionada na C-222, fez-se o balanço de massa para a água conforme Equação 139.

$$M_{C-222} = M_{C-202} \cdot 0,05 = 11800,11 \cdot 0,05 = 590,01 \text{ kg/h} \quad (139)$$

Portanto, retornando à Equação 140, obtém-se o valor total da corrente C-203.

$$M_{C-202} + M_{C-222} = M_{C-203} \quad (140)$$

$$M_{C-203} = 12.390,11 \text{ kg/h} \quad (140a)$$



Para encontrar o valor da vazão volumétrica da corrente C-203 ( $F_{C-203}$ ) foi necessário calcular a densidade da mistura total, em que se fez através da Equação 141 a seguir.

$$\rho_{C-203} = \frac{((\rho_{OC} \cdot X_{OC}) + (\rho_W \cdot X_W))}{X_{OC} + X_W} = \frac{((890.0,9524) + (997.0,0476))}{1} \quad (141)$$

$$\rho_{C-203} = 895,08 \text{ kg/m}^3 \quad (141a)$$

Dividindo o valor da  $M_{C-203}$  pela densidade relativa obtém-se a vazão volumétrica da corrente C-203 ( $F_{C-203}$ ), conforme mostrado pela Equação 142.

$$F_{C-203} = \frac{M_{C-203}}{\rho_{C-203}} = 13,8424 \text{ m}^3/\text{h} \quad (142)$$

Para estimar o valor do diâmetro do tanque, foi necessário utilizar uma série de correlações. Primeiramente, para encontrar o volume de líquido presente no tanque foi preciso fazer a seguinte manipulação matemática, conforme ilustrado pela Equação 143 a seguir, em que o tempo de mistura do M-01 é de 0,5 horas.

$$V_{L,M-01} = F_{C-203} \cdot t_{MIST} = 6,921 \text{ m}^3 \quad (143)$$

Em que:

- $V_{L,M-01}$  = volume ocupado pelo líquido no tanque ( $\text{m}^3$ )
- $F_{C-203}$  = vazão volumétrica da corrente C-203 ( $\text{m}^3/\text{h}$ );
- $t_{MIST}$  = tempo de mistura (h)

Dessa forma, fez-se uso da Equação 144 a fim de obter o valor do diâmetro do tanque (CREMASCO, 2012).

$$V_{L,M-01} = \frac{\pi}{4} \cdot T^2 \cdot H \text{ [m}^3\text{]} \quad (144)$$

Onde, segundo Cremasco (2012), existe uma correlação entre a altura do líquido no tanque (H) e diâmetro do tanque (T), melhor ilustrada pela Equação 145.

$$\frac{H}{T} = 1 \quad (145)$$

Substituindo o valor encontrado na Equação 144. Tem-se:

$$V_{L,M-01} = \frac{\pi}{4} \cdot T^3 \quad [\text{m}^3] \quad (144a)$$

Rearranjando os termos, encontra-se o valor de T, conforme Equação 144.

$$T^3 = \frac{4}{\pi} V_{L,M-01} \quad [\text{m}] \quad (144b)$$

$$T = \sqrt[3]{\frac{4}{\pi} V_{L,M-01}} \quad [\text{m}] \quad (144c)$$

$$T = 2,07 \text{ m} \quad (144d)$$

Por razões de segurança, estipulou-se que o volume total de líquido no tanque deve ser 75% da capacidade total do tanque. Melhor ilustrado através da Equação 146 abaixo.

$$V_{T,M-01} = \frac{V_{L,M-01}}{0,75} = 9,228 \text{ m}^3 \quad (146)$$

Em que:

- $V_{L,M-01}$  = volume ocupado pelo líquido no tanque ( $\text{m}^3$ )
- $V_{T,M-01}$  = volume do tanque ( $\text{m}^3$ )

Agora, para encontrar o valor da altura do tanque, fez-se uso da Equação 144 novamente. Entretanto, dessa vez, utilizando o volume total do tanque ( $V_{T,M-01}$ ) e altura total do tanque ( $H_{T,M-01}$ ).

$$V_{T,M-01} = \frac{\pi}{4} \cdot T^2 \cdot H_{T,M-01} \quad [\text{m}^3] \quad (144e)$$

Isolando o valor da altura, tem-se:

$$H_{T,M-01} = \frac{V_{T,M-01} \cdot 4}{\pi \cdot T^2} \text{ [m]} \quad (144f)$$

$$H_{T,M-01} = 2,75 \text{ m} \quad (144g)$$

Desse modo, para obter as demais dimensões do equipamento, conforme Anexo G, fez-se os seguintes cálculos envolvendo as Equações 147, 148, 149, 150 e 151.

$$\frac{D}{T} = \frac{1}{3} \quad D = 0,69 \text{ m} \quad (147)$$

$$\frac{h}{D} = 1 \quad h = 0,69 \text{ m} \quad (148)$$

$$\frac{W}{D} = \frac{1}{5} \quad W = 0,14 \text{ m} \quad (149)$$

$$\frac{B}{T} = \frac{1}{10} \quad B = 0,21 \text{ m} \quad (150)$$

$$\frac{L}{D} = \frac{1}{4} \quad L = 0,17 \text{ m} \quad (151)$$

Para saber a potência útil do equipamento ( $P_{M-01}$ ) utilizou-se a relação potência/volume de agitação conforme ilustrado na Tabela 23, cuja escala, em termos de ( $\text{HP}/\text{m}^3$ ) é de 0 até 4.

Tabela 23 - Nível de agitação para o Misturador 1.

$N_A$ ( $\text{HP}/\text{m}^3$ )	Nível de agitação
até 0,1	Débil
0,1 - 0,3	Suave
0,3 - 0,6	Média
0,6 - 1,0	Forte
1,0 - 2,0	Intensa
2,0 - 3,0	Muito forte
3,0 - 4,0	Muito intensa

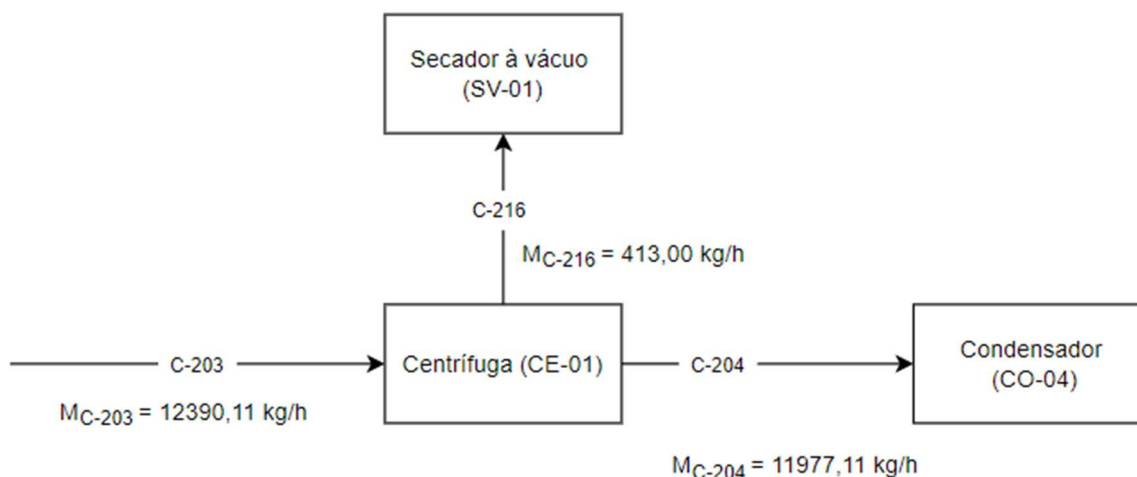
Fonte: Cremasco (2012).

Portanto, define-se nível de agitação conforme mostrado na Equação 152 (CREMASCO, 2012).

$$N_A = \frac{P_{M-01}}{V_{L,M-01}} \quad (152)$$

E considerando um nível de agitação como 1,0 (forte), tem-se uma potência do misturador 1 ( $P_{M-01}$ ) equivalente a 6,9812 HP.

### A18 - CENTRÍFUGA 1 (CE-01)



A centrífuga CE-01 recebe a corrente C-203 que tem como vazão de entrada 12390,11 kg/h da mistura de água e óleo com frações mássicas de 95,24% e 4,76% respectivamente. O equipamento deve operar a 3500 rpm durante 10 minutos (COSTA *et al.*, 2018). Através da centrifugação a separação é promovida, em que 99% do óleo degomado é recuperado nesta etapa. Ou seja, 99% do óleo alimentado segue na corrente C-204 e 1% é arrastado junto da corrente C-216 (SOUZA *et al.*, 2021). Sabe-se que a goma removida na corrente C-216 possui 50% de umidade (MANDARINO, HIRAKURI e ROESSING, 2015). Portanto, metade da quantidade de água ainda permanece na corrente C-204. Conforme o balanço de massa global ilustrado pela Equação 153 a seguir.

$$M_{C-203} = M_{C-204} + M_{C-216} \quad (153)$$

Dessa forma, para encontrar o valor total da corrente C-204, foi preciso obter os valores da vazão mássica de óleo de crambe, conforme mostrado pela Equação 154 a seguir.

$$M_{OC,C-204} = (M_{C-203} \cdot X_{OC,C-203}) \cdot 0,99 = 11.682,11 \text{ kg/h} \quad (154)$$

Sabendo que, somente 50% da umidade é repassada para a corrente C-204 (MANDARINO, HIRAKURI e ROESSING, 2015), tem-se a Equação 155.

$$M_{W,C-204} = (M_{C-203} \cdot X_{W,C-203}) \cdot 0,5 = 295,00 \text{ kg/h} \quad (155)$$

Portanto, a corrente C-204 tem vazão mássica total ilustrada na Equação 156.

$$M_{C-204} = M_{OC,C-204} + M_{W,C-204} = 11.977,11 \text{ kg/h} \quad (156)$$

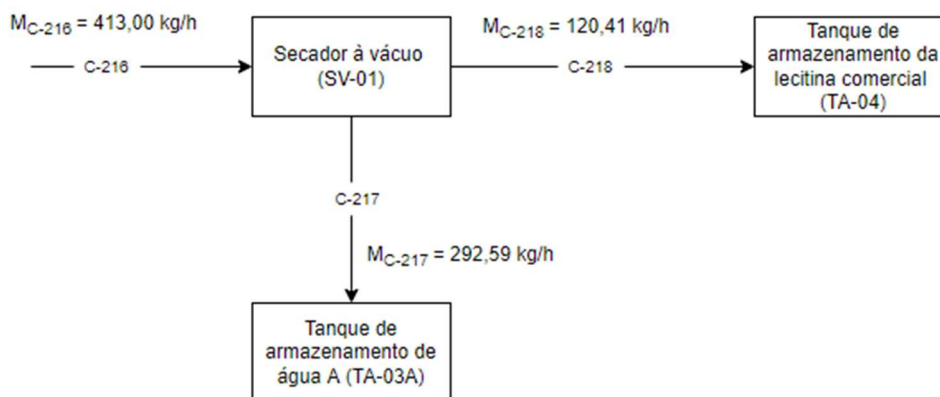
O mesmo procedimento é realizado para descobrir a quantidade repassada para a corrente C-216, em que somente 1% de óleo e 50% de água são removidos, resultados mostrados nas Equações 157, 158 e 159 a seguir:

$$M_{OC,C-216} = 118,00 \text{ kg/h} \quad (157)$$

$$M_{W,C-216} = 295,00 \text{ kg/h} \quad (158)$$

$$M_{C-216} = 413,00 \text{ kg/h} \quad (159)$$

### A19 - SECADOR A VÁCUO 1 (SV-01)



O secador a vácuo SV-01 recebe a borra a uma vazão de 413,00 kg/h através da corrente C-216 e opera a uma pressão de 100 mmHg, o que equivale a aproximadamente 0,133 bar. O secador possui duas saídas, uma contendo água evaporada (C-217) e outra contendo a lecitina (C-218).

Deve-se diminuir a umidade da borra de 50% até 2% (MANDARINO, HIRAKURI e ROESSING, 2015). A partir disso pode-se realizar o balanço de massa em base seca, visto que a vazão mássica de borra seca não se altera no processo. As Equações 160, 161 e 162 são referentes ao balanço de massa do secador.

$$M_{BOR,S,C-216} + M_{W,C-216} = M_{BOR,S,C-218} + M_{W,C-218} + M_{W,C-217} \quad (160)$$

$$Y_{BOR,S,in} = \frac{X_{BOR,U,in}}{1 - X_{BOR,U,in}} = \frac{0,2857}{1 - 0,2857} = 0,4 \quad (161)$$

$$Y_{BOR,S,out} = \frac{0,02}{1 - 0,02} = 0,0204 \quad (162)$$

Em que:

- $M_{BOR,S,C-216}$  = vazão mássica da borra em base seca na corrente C-216 (118,00 kg/h);
- $M_{BOR,S,C-218}$  = vazão mássica da borra em base seca na corrente C-218 (118,00 kg/h);
- $M_{W,C-216}$  = vazão mássica da água na corrente C-216 (295,00 kg/h);
- $M_{W,C-218}$  = vazão mássica da água na corrente C-218 (kg/h);
- $M_{W,C-217}$  = vazão mássica da água na corrente C-217 (kg/h);
- $Y_{BOR,S,in}$  = umidade relativa da borra na entrada em base seca;

- $Y_{BOR,S,out}$  = umidade relativa da borra na saída em base seca;
- $X_{BOR,U,in}$  = umidade relativa da borra na entrada em base úmida;
- $X_{BOR,U,out}$  = umidade relativa da borra na saída em base úmida.

Visto que a vazão mássica da borra de crambe em base seca não se alterou, pode-se calcular a vazão mássica restante de água na corrente C-218 (em kg/h) pelas Equações 163 e 164.

$$M_{C-218} = \frac{M_{BOR,S,C-218}}{(1 - 0,02)} = 120,41 \text{ kg/h} \quad (163)$$

$$M_{W,C-218} = M_{C-218} - M_{BOR,S,C-218} = 2,41 \text{ kg/h} \quad (164)$$

Com isso, se encontrou a vazão mássica de água evaporada que segue pela corrente C-217 até o tanque de armazenamento de água pela Equação 165.

$$M_{W,C-217} = M_{W,C-216} - M_{W,C-218} = 292,594 \text{ kg/h} \quad (165)$$

Para o balanço de energia do secador a vácuo, são necessários os valores de entalpia da borra em base seca no início e no final do processo. Estes valores podem ser obtidos através das Equações 166 e 167.

$$H_{BOR,S,in} = C_{pBOR,S,in}(T_{BOR,S,in} + T_{ref}) + Y_{BOR,S,in} \cdot C_{pW,in}(T_{BOR,S,in} + T_{ref}) \quad (166)$$

$$H_{BOR,S,out} = C_{pBOR,S,out}(T_{BOR,S,out} + T_{ref}) + Y_{BOR,S,out} \cdot C_{pW,out}(T_{BOR,S,out} + T_{ref}) \quad (167)$$

Em que:

- $H_{BOR,S,in}$  = entalpia da borra na entrada em base seca (kJ/kg);
- $H_{BOR,S,out}$  = entalpia da borra na saída em base seca (kJ/kg);
- $C_{pBOR,S,in}$  = calor específico da borra na entrada em base seca (kJ/kg.°C);
- $C_{pBOR,S,out}$  = calor específico da borra na saída em base seca (kJ/kg.°C);



- $C_{pW,in}$  = calor específico da água na entrada (kJ/kg.°C);
- $C_{pW,out}$  = calor específico da água na saída (kJ/kg.°C);
- $Y_{BOR,S,in}$  = umidade relativa da borra na entrada em base seca;
- $Y_{BOR,S,out}$  = umidade relativa da borra na saída em base seca;
- $T_{BOR,S,in}$  = temperatura de entrada da borra (°C);
- $T_{BOR,S,out}$  = temperatura de saída da borra (°C);
- $T_{ref}$  = temperatura de referência utilizada (°C).

A borra entra no secador a uma temperatura de 40 °C e sai a 70 °C (MANDARINO, HIRAKURI e ROESSING, 2015). A temperatura de referência ( $T_{ref}$ ) utilizada foi de 0 °C. Com as temperaturas de entrada e saída e considerando a pressão de saída do secador igual a pressão interna dele (0,133 bar), é possível encontrar os valores de calor específico da água na entrada e saída do secador. Analisando a tabela das propriedades da água no Anexo D (Incropera), encontra-se  $C_{pW,in} = 4,182$  kJ/kg.°C e  $C_{pW,out} = 1,903$  kJ/kg.°C.

Já para a borra, considerou-se que esta possui o calor específico igual ao do óleo de crambe, visto que ela apresenta 81% de fosfolípidios provenientes do óleo (HAMM, HAMILTON, CALLIAUW, 2013). Com isso, o calor específico da borra adotado tanto na entrada quanto na saída do processo foi de 1,883 kJ/kg.°C (GREWAL, 1991).

A partir disso, encontraram-se os valores de entalpia da borra na entrada e na saída de respectivamente 142,2 kJ/kg e 134,5286 kJ/kg. Com isso, pode-se montar a equação de balanço de energia do secador a vácuo, conforme a Equação 168.

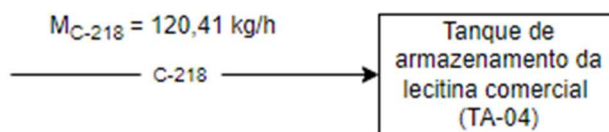
$$M_{BOR,S,in} \cdot H_{BOR,S,in} + Q = M_{BOR,S,out} \cdot H_{BOR,S,out} + M_{W,out} \cdot H_{W,out} \quad (168)$$

Em que:

- $H_{W,out}$  = entalpia de saída da água = 2378 kJ/kg (conforme Anexo D - Incropera);
- $Q$  = calor fornecido pelo secador a vácuo (kJ).

Desse modo, são necessários 694.884,40 kJ/h de calor fornecido pelo secador a vácuo para a operação.

## A20 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DA LECITINA (TA-04)



O tanque de armazenamento da lecitina recebe o produto a uma vazão de 120,41 kg/h proveniente da corrente C-218 e foi dimensionado para suportar e armazenar a lecitina referente a 30 dias de produção.

Para calcular o volume ocupado pela lecitina fez-se através da Equação 169, em que  $\rho_{C-218}$  é a densidade relativa da corrente C-218, equivalente a 999,940 kg/m<sup>3</sup>,  $M_{C-218}$  é a vazão mássica da corrente C-218 composta pela lecitina em kg/dia e  $t_{TA-04}$  é o tempo de armazenamento máximo estipulado (em dias).

$$V_{LEC} = \frac{M_{C-218}}{\rho_{C-218}} \cdot t_{TA-04} = 86,70 \text{ m}^3 \quad (169)$$

Desse modo, calculou-se o volume do tanque considerando que a lecitina ocupa 75% do volume total do tanque, visando se ter uma margem de segurança, a partir da Equação 170.

$$0,75 \cdot V_{TA-04} = V_{LEC} \quad (170)$$

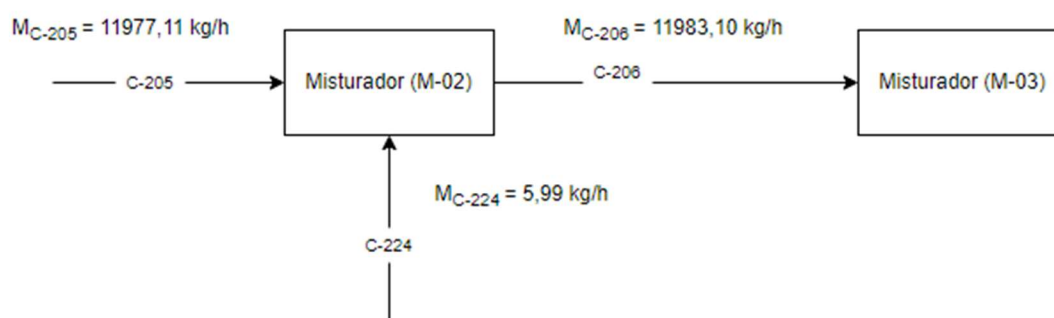
$$V_{TA-04} = 115,60 \text{ m}^3 \quad (170a)$$

Para o dimensionamento do TA-04, considerou-se o tanque em formato cilíndrico e possuindo uma altura de 8 metros. Desse modo, se pode calcular a área circular do tanque e seu diâmetro, conforme Equações 171 e 172.

$$A_{TA-04} = \frac{V_{TA-04}}{h_{TA-04}} = 14,45 \text{ m}^2 \quad (171)$$

$$D_{TA-04} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{TA-04}}{\pi}} = 4,29 \text{ m} \quad (172)$$

## A21 - MISTURADOR 2 (M-02)



O misturador 2 tem por função promover a conversão dos fosfolipídeos não hidratáveis, ainda presentes no óleo degomado, em hidratáveis. O M-02 recebe as correntes C-205 e C-224. A corrente C-224 é composta pela solução de ácido fosfórico e a C-205 por óleo e água. Este procedimento ocorre durante 5 minutos. A corrente C-224 entra no equipamento na proporção de 0,05% em relação ao óleo que flui na corrente C-205 (COSTA *et al.*, 2018). Este cálculo é ilustrado na Equação 173 a seguir.

$$M_{C-224} = M_{C-205} \cdot 0,0005 = 11977,11 \cdot 0,0005 = 5,99 \text{ kg/h} \quad (173)$$

Dessa forma, para melhor ilustrar o balanço de massa global do equipamento, utilizou-se a Equação 174.

$$M_{C-206} = M_{C-224} + M_{C-205} = 11.983,10 \text{ kg/h} \quad (174)$$

Para encontrar o valor da vazão volumétrica da corrente C-206 ( $F_{C-206}$ ) foi necessário calcular a densidade da mistura total, em que se fez através da Equação 175 a seguir.

$$\rho_{C-206} = \frac{((\rho_{OC} \cdot X_{OC}) + (\rho_W \cdot X_W) + (\rho_{AF} \cdot X_{AF}))}{X_{OC} + X_W + X_{AF}} \quad (175)$$

$$\rho_{C-206} = \frac{((889,9872 \cdot 0,9749) + (997 \cdot 0,0246) + (1650 \cdot 0,0005))}{1} \quad (175a)$$

$$\rho_{C-206} = 893,0015 \text{ kg/m}^3 \quad (175b)$$

Dividindo o valor da  $M_{C-206}$  pela densidade relativa obtém-se a vazão volumétrica da corrente C-206, conforme mostrado pela Equação 176.

$$F_{C-206} = \frac{M_{C-206}}{\rho_{C-206}} = 13,419 \text{ m}^3/\text{h} \quad (176)$$

Para estimar o valor do diâmetro do tanque, foi necessário utilizar uma série de correlações. Primeiramente, para encontrar o volume de líquido presente no tanque foi preciso fazer a seguinte manipulação matemática, conforme ilustrado pela Equação 177 abaixo, onde o tempo de mistura do M-02 é de 5 minutos (0,0833 horas).

$$V_{L,M-02} = F_{C-206} \cdot t_{MIST} = 1,118 \text{ m}^3 \quad (177)$$

Em que:

- $V_{L,M-02}$  = volume ocupado pelo líquido no tanque ( $\text{m}^3$ )
- $F_{C-206}$  = vazão volumétrica da corrente C-206 ( $\text{m}^3/\text{h}$ );
- $t_{MIST}$  = tempo de mistura (h)

Dessa forma, fez-se uso da Equação 178 a fim de obter o valor do diâmetro do tanque (T) (CREMASCO, 2012).

$$V_{L,M-01} = \frac{\pi}{4} \cdot T^2 \cdot H \text{ [m}^3\text{]} \quad (178)$$

Onde, segundo Cremasco (2012), existe uma correlação entre H e T, melhor ilustrada pela Equação 179.

$$\frac{H}{T} = 1 \quad (179)$$

Substituindo o valor encontrado na Equação 179. Tem-se:

$$V_{L,M-02} = \frac{\pi}{4} \cdot T^3 \text{ [m}^3\text{]} \quad (178a)$$

Rearranjando os termos, encontra-se o valor de T, conforme Equação 178.

$$T^3 = \frac{4}{\pi} V_{L,M-02} \text{ [m]} \quad (178b)$$

$$T = \sqrt[3]{\frac{4}{\pi} V_{L,M-02}} \text{ [m]} \quad (178c)$$

$$T = 1,12 \text{ m} \quad (178d)$$

Por razões de segurança, estipulou-se que o volume total de líquido no tanque deve ser 75% da capacidade total do tanque. Melhor ilustrado através da Equação 180 abaixo.

$$V_{L,M-02} = 0,75 \cdot V_{T,M-02} \quad (180)$$

$$V_{T,M-02} = 1,491 \text{ m}^3 \quad (180a)$$

Em que:

- $V_{L,M-02}$  = volume ocupado pelo líquido no tanque ( $\text{m}^3$ )
- $V_{T,M-02}$  = volume do tanque ( $\text{m}^3$ )

Agora, para encontrar o valor da altura do tanque, fez-se uso da Equação 178 novamente. Entretanto, dessa vez, utilizando o volume total do tanque ( $V_{T,M-02}$ ) e altura total do tanque ( $H_{T,M-02}$ ).

$$V_{T,M-02} = \frac{\pi}{4} \cdot T^2 \cdot H_{T,M-02} \text{ [m}^3] \quad (178e)$$

Isolando o valor da altura, tem-se:

$$H_{T,M-02} = \frac{V_{T,M-02} \cdot 4}{\pi \cdot T^2} \text{ [m]} \quad (178f)$$

$$H_{T,M-02} = 1,5 \text{ m} \quad (178g)$$

Desse modo, para obter as demais dimensões do equipamento, conforme Anexo G, fez-se os seguintes cálculos das Equações 181, 182, 183, 184 e 185.

$$\frac{D}{T} = \frac{1}{3} \quad D = 0,375 \text{ m} \quad (181)$$

$$\frac{h}{D} = 1 \quad h = 0,375 \text{ m} \quad (182)$$

$$\frac{W}{D} = \frac{1}{5} \quad W = 0,075 \text{ m} \quad (183)$$

$$\frac{B}{T} = \frac{1}{10} \quad B = 0,112 \text{ m} \quad (184)$$

$$\frac{L}{D} = \frac{1}{4} \quad L = 0,093 \text{ m} \quad (185)$$

Para saber a potência útil do equipamento ( $P_{M-02}$ ) utilizou-se a relação potência/volume de agitação conforme ilustrado na Tabela 24, cuja escala, em termos de ( $\text{HP}/\text{m}^3$ ) é de 0 até 4.

Tabela 24 - Nível de agitação para o Misturador 2.

$N_A$ ( $\text{HP}/\text{m}^3$ )	Nível de agitação
até 0,1	Débil
0,1 - 0,3	Suave
0,3 - 0,6	Média
0,6 - 1,0	Forte
1,0 - 2,0	Intensa
2,0 - 3,0	Muito forte
3,0 - 4,0	Muito intensa

Fonte: Cremasco (2012).

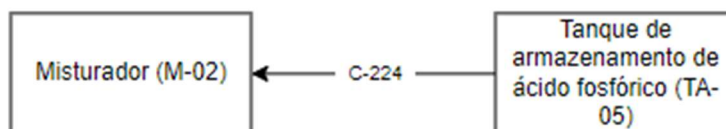
Portanto, define-se nível de agitação conforme mostrado na Equação 186 (CREMASCO, 2012).

$$N_A = \frac{P_{M-02}}{V_{l,M-02}} \quad (186)$$

E considerando um nível de agitação como 1,0 (forte), tem-se:

$$P_{M-02} = 1,1182 \text{ HP}$$

## A22 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DO ÁCIDO FOSFÓRICO (TA-05)



O tanque de armazenamento TA-05 é utilizado para armazenar ácido fosfórico 85% para a degomagem ácida. A vazão de saída do TA-05 na corrente C-224 é de 5,99 kg/h para realizar a degomagem ácida do óleo de crambe. Para calcular o volume do ácido no tanque TA-05 usou-se a Equação 187, considerando um tempo de armazenamento de 30 dias e a densidade do ácido fosfórico ( $\rho_{AC}$ ) de 1.650 kg/m<sup>3</sup>.

$$V_{AF} = \frac{M_{C-219}}{\rho_{AC}} \cdot t_{TA-05} = 2,613 \text{ m}^3 \quad (187)$$

Visando ter uma margem de segurança, calculou-se o volume do tanque considerando que o ácido fosfórico ocupa 75% do volume total do tanque, a partir da Equação 188.

$$0,75 \cdot V_{TA-05} = V_{AF} \quad (188)$$

$$V_{TA-05} = 3,484 \text{ m}^3 \quad (188a)$$

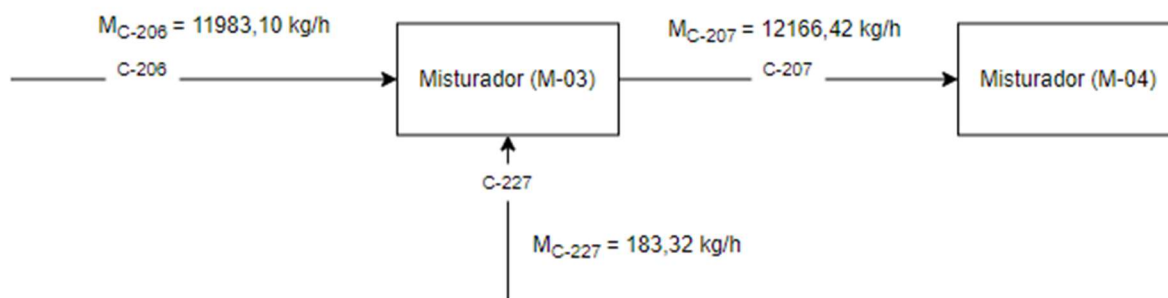
Para o dimensionamento do TA-05, considerou-se o tanque em formato cilíndrico e possuindo uma altura de 3 metros. Desse modo, pode-se calcular a área circular do tanque e seu diâmetro, conforme Equações 189 e 190.

$$A_{TA-05} = \frac{V_{TA-05}}{h_{TA-05}} = 1,16 \text{ m}^2 \quad (189)$$

$$D_{TA-05} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{TA-05}}{\pi}} = 1,22 \text{ m} \quad (190)$$



### A23 - MISTURADOR 3 (M-03)



O misturador 3 tem por função promover a neutralização dos ácidos graxos livres em excesso, o qual recebe as correntes C-206 e C-227. A corrente C-206 é composta por óleo degomado, água e ácido fosfórico. A corrente C-227 é composta por solução de hidróxido de sódio. Para calcular a vazão mássica da corrente C-227, primeiramente foi necessário obter a vazão molar de ácido fosfórico que entra no misturador 3 pela corrente C-206 ( $N_{AF,C-206}$ ). Utilizou-se a Equação 191 para isso, em que  $MM_{AF}$  é a massa molar do ácido fosfórico, equivalente a 97,994 kg/kmol (CETESB) e  $M_{AF,C-206}$  é a vazão mássica de ácido fosfórico na corrente C-206, equivalente a 5,99 kg/h.

$$N_{AF,C-206} = \frac{M_{AF,C-206}}{MM_{AF}} = 0,0611 \text{ kmol/h} \quad (191)$$

Segundo Costa *et al.* (2017), a reação de neutralização é realizada de modo que a proporção deve ser de 3 mols de hidróxido de sódio puro para cada mol de ácido fosfórico. Com isso se tem a Equação 192 que calcula a vazão molar de hidróxido de sódio puro adicionado ao misturador na corrente C-227 ( $N_{HS,C-227}$ ).

$$N_{HS,C-227} = 3 \cdot N_{AF,C-206} = 0,1833 \text{ kmol/h} \quad (192)$$

O valor foi convertido para kg/h pela Equação 193, assim encontrando a vazão mássica de hidróxido de sódio puro na corrente C-227. Utilizou-se o valor de 39,997 kg/kmol para a massa molar do hidróxido de sódio (CETESB).

$$M_{HS,C-227} = N_{HS,C-227} \cdot MM_{HS} = 7,33 \text{ kg/h} \quad (193)$$

Sabe-se que o hidróxido de sódio compõe 4% da corrente C-227 (COSTA *et al*, 2017), de modo que se tem a vazão mássica total da corrente C-227 calculada na Equação 194.

$$M_{C-227} = \frac{M_{HS,C-227}}{0,04} = 183,32 \text{ kg/h} \quad (194)$$

A partir disso, utilizou-se a Equação 195 para calcular a vazão mássica da corrente de saída C-207 do misturador 3.

$$M_{C-207} = M_{C-206} + M_{C-227} = 12.166,42 \text{ kg/h} \quad (195)$$

Para encontrar o valor da vazão volumétrica da corrente C-207 ( $F_{C-207}$ ) foi necessário calcular a densidade da mistura total, em que se fez através da Equação 196 a seguir.

$$\rho_{C-207} = \frac{((\rho_{OC} \cdot X_{OC}) + (\rho_W \cdot X_W) + (\rho_{AF} \cdot X_{AF}) + (\rho_{HS} \cdot X_{HS}))}{X_{OC} + X_W + X_{AF} + X_{HS}} = 895,251 \text{ kg/m}^3 \quad (196)$$

Em que:

- $\rho_{C-207}$  = densidade relativa da corrente C-207 ( $\text{kg/m}^3$ );
- $\rho_{OC}$  = densidade relativa do óleo de crambe ( $889,9872 \text{ kg/m}^3$ );
- $\rho_{AF}$  = densidade do ácido fosfórico ( $1650 \text{ kg/m}^3$ ) (FISPQ, 2014);
- $\rho_{HS}$  = densidade do hidróxido de sódio ( $1042,32 \text{ kg/m}^3$ ) (ver Anexo C24);
- $\rho_W$  = densidade da água ( $997 \text{ kg/m}^3$ ) (INCROPERA, 2008);
- $X_{OC}$  = fração mássica do óleo de crambe (0,9602);
- $X_W$  = fração mássica da água (0,0242);
- $X_{AF}$  = fração mássica do ácido fosfórico (0,0005);
- $X_{HS}$  = fração mássica do hidróxido de sódio (0,0151).

Dividindo o valor da  $M_{C-207}$  pela densidade relativa obtém-se a vazão volumétrica da corrente C-207, conforme mostrado pela Equação 197.

$$F_{C-207} = \frac{M_{C-207}}{\rho_{C-207}} = 13,590 \text{ m}^3/h \quad (197)$$

Para estimar o valor do diâmetro do tanque, foi necessário utilizar uma série de correlações. Primeiramente, para encontrar o volume de líquido presente no tanque foi preciso fazer a seguinte manipulação matemática, conforme ilustrado pela Equação 198 abaixo, onde o tempo de mistura do M-03 é de 1 hora.

$$V_{L,M-03} = F_{C-207} \cdot t_{MIST} = 13,590 \text{ m}^3 \quad (198)$$

Em que:

- $V_{L,M-03}$  = volume ocupado pelo líquido no tanque ( $\text{m}^3$ )
- $F_{C-207}$  = vazão volumétrica da corrente C-207 ( $\text{m}^3/\text{h}$ );
- $t_{MIST}$  = tempo de mistura (h)

Dessa forma, fez-se uso da Equação 199 a fim de obter o valor do diâmetro do tanque (CREMASCO, 2012).

$$V_{L,M-03} = \frac{\pi}{4} \cdot T^2 \cdot H \text{ [m}^3] \quad (199)$$

Onde, segundo Cremasco (2012), existe uma correlação entre H e T, melhor ilustrada pela Equação 200.

$$\frac{H}{T} = 1 \quad (200)$$

Substituindo o valor encontrado na Equação 199. Tem-se:

$$V_{L,M-03} = \frac{\pi}{4} \cdot T^3 \text{ [m}^3] \quad (199a)$$

Rearranjando os termos, encontra-se o valor de T, conforme Equação 199.

$$T^3 = \frac{4}{\pi} V_{L,M-03} \text{ [m]} \quad (199b)$$

$$T = \sqrt[3]{\frac{4}{\pi} V_{L,M-03}} \text{ [m]} \quad (199c)$$

$$T = 2,58 \text{ m} \quad (199d)$$

Por razões de segurança, estipulou-se que o volume total de líquido no tanque deve ser 75% da capacidade total do tanque. Melhor ilustrado através da Equação 201 abaixo.

$$V_{l,M-03} = 0,75 \cdot V_{T,M-03} \text{ [m}^3\text{]} \quad (201)$$

$$V_{T,M-03} = 18,120 \text{ m}^3 \quad (201a)$$

Em que:

- $V_{l,M-03}$  = volume ocupado pelo líquido no tanque (m<sup>3</sup>)
- $V_{T,M-03}$  = volume do tanque (m<sup>3</sup>)

Agora, para encontrar o valor da altura do tanque, fez-se uso da Equação 199 novamente. Entretanto, dessa vez, utilizando o volume total do tanque ( $V_{T,M-03}$ ) e altura total do tanque ( $H_{T,M-03}$ ).

$$V_{T,M-03} = \frac{\pi}{4} \cdot T^2 \cdot H_{T,M-03} \text{ [m}^3\text{]} \quad (199e)$$

Isolando o valor da altura, tem-se:

$$H_{T,M-03} = \frac{V_{T,M-03} \cdot 4}{\pi \cdot T^2} \text{ [m]} \quad (199f)$$

$$H_{T,M-03} = 3,45 \text{ m} \quad (199g)$$

Desse modo, para obter as demais dimensões do equipamento, conforme Anexo G, fez-se os seguintes cálculos das Equações 202, 203, 204, 205 e 206.

$$\frac{D}{T} = \frac{1}{3} \quad D = 0,86 \text{ m} \quad (202)$$

$$\frac{h}{D} = 1 \quad h = 0,86 \text{ m} \quad (203)$$

$$\frac{W}{D} = \frac{1}{5} \quad W = 0,17 \text{ m} \quad (204)$$

$$\frac{B}{T} = \frac{1}{10} \quad B = 0,26 \text{ m} \quad (205)$$

$$\frac{L}{D} = \frac{1}{4} \quad L = 0,22 \text{ m} \quad (206)$$

Para saber a potência útil do equipamento ( $P_{M-03}$ ) utilizou-se a relação potência/volume de agitação conforme ilustrado na Tabela 25, cuja escala, em termos de ( $\text{HP}/\text{m}^3$ ) é de 0 até 4.

Tabela 25 - Nível de agitação para o Misturador 3.

$N_A$ ( $\text{HP}/\text{m}^3$ )	Nível de agitação
até 0,1	Débil
0,1 - 0,3	Suave
0,3 - 0,6	Média
0,6 - 1,0	Forte
1,0 - 2,0	Intensa
2,0 - 3,0	Muito forte
3,0 - 4,0	Muito intensa

Fonte: CREMASCO (2012).

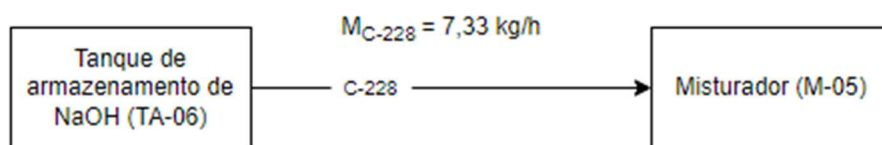
Portanto, define-se nível de agitação conforme mostrado na Equação 207 (CREMASCO, 2012).

$$N_A = \frac{P_{M-03}}{V_{l,M-03}} \quad (207)$$

E considerando um nível de agitação como 1,0 (forte), tem-se:

$$P_{M-03} = 13,590 \text{ HP}$$

## A24 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DO HIDRÓXIDO DE SÓDIO (TA-06)



O tanque de armazenamento TA-06 é utilizado para armazenar da solução de hidróxido de sódio com 4% de concentração para neutralizar o excesso de ácido. Dessa forma são utilizados 7,33 kg/h na corrente C-228 da solução de hidróxido de sódio utilizada no misturador M-06 para realizar a diluição. Para calcular o volume da solução básica no tanque TA-06 usou-se a Equação 208, considerando um tempo de armazenamento de 30 dias e densidade do hidróxido de sódio ( $\rho_{HS}$ ) equivalente a 2.130 kg/m<sup>3</sup> (CETESB).

$$V_{HS} = \frac{M_{C-228}}{\rho_{HS}} \cdot t_{TA-06} = 2,479 \text{ m}^3 \quad (208)$$

Visando ter uma margem de segurança, calculou-se o volume do tanque considerando que a solução de hidróxido de sódio ocupa 75% do volume total do tanque, a partir da Equação 209.

$$0,75 \cdot V_{TA-06} = V_{HS} \quad (209)$$

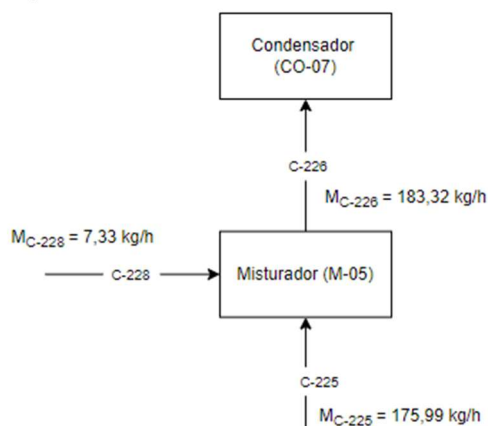
$$V_{HS} = 3,305 \text{ m}^3 \quad (209a)$$

Para o dimensionamento do TA-06, considerou-se o tanque em formato cilíndrico e possuindo uma altura de 3 metros. Desse modo, pode-se calcular a área circular do tanque e seu diâmetro, conforme Equações 210 e 211.

$$A_{TA-06} = \frac{V_{TA-06}}{h_{TA-06}} = 1,10 \text{ m}^2 \quad (210)$$

$$D_{TA-06} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{TA-06}}{\pi}} = 1,18 \text{ m} \quad (211)$$

## A25 - MISTURADOR 5 (M-05)



O misturador 5 tem por função promover a diluição do hidróxido de sódio até atingir concentração total da solução de 4%. O M-05 recebe as correntes C-228 e C-225. A corrente C-228 é composta por hidróxido de sódio puro e a C-225 por água líquida. Este procedimento ocorre durante 9 minutos (0,15 horas). Sabendo que a corrente C-228 possui 7,33 kg/h e isso representa 4% da corrente de saída C-226, é possível calcular a vazão mássica das correntes C-226 e C-225, respectivamente, pelas Equações 212 e 213.

$$M_{C-226} = \frac{M_{C-228}}{0,04} = 183,32 \text{ kg/h} \quad (212)$$

$$M_{C-225} = M_{C-226} \cdot 0,96 = 175,99 \text{ kg/h} \quad (213)$$

Para encontrar o valor da vazão volumétrica da corrente C-226 ( $F_{C-226}$ ) foi necessário calcular a densidade da mistura total, em que fez-se através da Equação 214 a seguir.

$$\rho_{C-226} = \frac{((\rho_W \cdot X_W) + (\rho_{HS} \cdot X_{HS}))}{X_W + X_{HS}} = \frac{((997 \cdot 0,96) + (2130 \cdot 0,04))}{1} \quad (214)$$

$$\rho_{C-226} = 1.042,320 \text{ kg/m}^3 \quad (214a)$$

Dividindo o valor da  $M_{C-226}$  pela densidade relativa obtém-se a vazão volumétrica da corrente C-226, conforme mostrado pela Equação 215.

$$F_{C-226} = \frac{M_{C-226}}{\rho_{C-226}} = 0,176 \text{ m}^3/\text{h} \quad (215)$$



Para estimar o valor do diâmetro do tanque, foi necessário utilizar uma série de correlações. Primeiramente, para encontrar o volume de líquido presente no tanque foi preciso fazer a seguinte manipulação matemática, conforme ilustrado pela Equação 216 abaixo, onde o tempo de mistura do M-05 é de 0,15 horas.

$$V_{L,M-05} = F_{C-226} \cdot t_{MIST} = 0,0264 \text{ m}^3 \quad (216)$$

Em que:

- $V_{L,M-05}$  = volume ocupado pelo líquido no tanque ( $\text{m}^3$ )
- $F_{C-226}$  = vazão volumétrica da corrente 226 ( $\text{m}^3/\text{h}$ );
- $t_{MIST}$  = tempo de mistura (h).

Dessa forma, fez-se uso da Equação 217 a fim de obter o valor do diâmetro do tanque (T) (CREMASCO, 2012).

$$V_{L,M-05} = \frac{\pi}{4} \cdot T^2 \cdot H \text{ [m}^3] \quad (217)$$

Onde, segundo Cremasco (2012), existe uma correlação entre H e T, melhor ilustrada pela Equação 218.

$$\frac{H}{T} = 1 \quad (218)$$

Substituindo o valor encontrado na Equação 217, tem-se:

$$V_{L,M-05} = \frac{\pi}{4} \cdot T^3 \text{ [m}^3] \quad (217a)$$

Rearranjando os termos, encontra-se o valor de T, conforme Equação 217.

$$T^3 = \frac{4}{\pi} V_{L,M-05} \text{ [m]} \quad (217b)$$

$$T = \sqrt[3]{\frac{4}{\pi} V_{L,M-05}} \text{ [m]} \quad (217c)$$

$$T = 0,32 \text{ m} \quad (217d)$$

Por razões de segurança, estipulou-se que o volume total de líquido no tanque deve ser 75% da capacidade total do tanque. Melhor ilustrado através da Equação 219 abaixo.

$$V_{T,M-05} = 0,75 \cdot V_{T,M-05} \text{ [m}^3\text{]} \quad (219)$$

$$V_{T,M-05} = 0,0352 \text{ m}^3 \quad (219a)$$

Em que:

- $V_{l, M-05}$  = volume ocupado pelo líquido no tanque (m<sup>3</sup>)
- $V_{T, M-05}$  = volume do tanque (m<sup>3</sup>)

Agora, para encontrar o valor da altura do tanque, fez-se uso da Equação 217 novamente. Entretanto, dessa vez, utilizando o volume total do tanque ( $V_{T, M-05}$ ) e altura total do tanque ( $H_{T, M-05}$ ).

$$V_{T,M-05} = \frac{\pi}{4} \cdot T^2 \cdot H_{T,M-05} \text{ [m}^3\text{]} \quad (217e)$$

Isolando o valor da altura, tem-se:

$$H_{T,M-05} = \frac{V_{T,4}}{\pi \cdot T^2} \text{ [m]} \quad (217f)$$

$$H_{T,M-05} = 0,43 \text{ m} \quad (217g)$$

Desse modo, para obter as demais dimensões do equipamento, conforme Anexo Q, fez-se os seguintes cálculos das Equações 220, 221, 222, 223 e 224.

$$\frac{D}{T} = \frac{1}{3} \quad D = 0,11 \text{ m} \quad (220)$$

$$\frac{h}{D} = 1 \quad h = 0,11 \text{ m} \quad (221)$$

$$\frac{W}{D} = \frac{1}{5} \quad W = 0,02 \text{ m} \quad (222)$$

$$\frac{B}{T} = \frac{1}{10} \quad B = 0,03 \text{ m} \quad (223)$$

$$\frac{L}{D} = \frac{1}{4} \quad L = 0,027 \text{ m} \quad (224)$$

Para saber a potência útil do equipamento ( $P_{M-05}$ ) utilizou-se a relação potência/volume de agitação conforme ilustrado na Tabela 26, cuja escala, em termos de ( $\text{HP}/\text{m}^3$ ) é de 0 até 4.

Tabela 26 - Nível de agitação para o Misturador 5.

$N_A$ ( $\text{HP}/\text{m}^3$ )	Nível de agitação
até 0,1	Débil
0,1 - 0,3	Suave
0,3 - 0,6	Média
0,6 - 1,0	Forte
1,0 - 2,0	Intensa
2,0 - 3,0	Muito forte
3,0 - 4,0	Muito intensa

Fonte: Cremasco (2012).

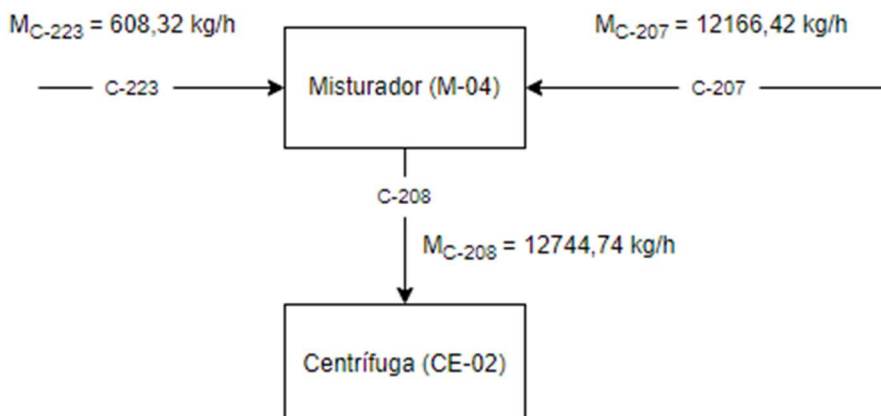
Portanto, define-se nível de agitação conforme mostrado na Equação 225 (CREMASCO, 2012).

$$N_A = \frac{P_{M-05}}{V_{L,M-05}} \quad (225)$$

E considerando um nível de agitação como 1,0 (forte), tem-se:

$$P_{M-05} = 0,0264 \text{ HP}$$

#### A26 - MISTURADOR 4 (M-04)



O misturador 4 tem por função promover a lavagem do óleo com água para evitar a formação de sabões insolúveis. O M-04 recebe as correntes C-207 e C-223. A corrente C-207 é composta por óleo degomado, água, ácido fosfórico e hidróxido de sódio. A corrente C-223 possui apenas água quente.

Para calcular a vazão mássica da corrente C-223, se utilizou a razão de 5% de água adicionada ao misturador em relação a massa de óleo adicionada, conforme Costa *et al.* (2017) sugere. A Equação 226 indica o valor encontrado.

$$M_{C-223} = 0,05 \cdot M_{C-207} = 0,05 \cdot 12166,42 = 608,32 \text{ kg/h} \quad (226)$$

Dessa forma, pode-se calcular a vazão mássica da corrente de saída C-208 do misturador 3, conforme Equação 227.

$$M_{C-208} = M_{C-207} + M_{C-223} = 12.774,74 \text{ kg/h} \quad (227)$$

Para encontrar o valor da vazão volumétrica da corrente C-208 ( $F_{C-208}$ ) foi necessário calcular a densidade da mistura total, em que fez-se através da Equação 228 a seguir.

$$\rho_{C-208} = \frac{((\rho_{OC} \cdot X_{OC}) + (\rho_W \cdot X_W) + (\rho_{AF} \cdot X_{AF}) + (\rho_{HS} \cdot X_{HS}))}{X_{OC} + X_W + X_{AF} + X_{HS}} \quad (228)$$

$$\rho_{C-208} = 915,705 \text{ kg/m}^3 \quad (228a)$$

Em que:

- $\rho_{C-208}$  = densidade relativa da corrente C-208 ( $\text{kg/m}^3$ );
- $\rho_{OC}$  = densidade relativa do óleo de crambe ( $889,9872 \text{ kg/m}^3$ );
- $\rho_{AF}$  = densidade do ácido fosfórico ( $1.650 \text{ kg/m}^3$ ) (FISPQ, 2014);
- $\rho_{HS}$  = densidade do hidróxido de sódio ( $1.042,32 \text{ kg/m}^3$ ) (ver Anexo C24);
- $\rho_W$  = densidade da água ( $997 \text{ kg/m}^3$ ) (INCROPERA, 2008);
- $X_{OC}$  = fração mássica do óleo de crambe (0,9145);
- $X_W$  = fração mássica da água (0,0707);
- $X_{AF}$  = fração mássica do ácido fosfórico (0,0005);
- $X_{HS}$  = fração mássica do hidróxido de sódio (0,0144).

Dividindo o valor da  $M_{C-208}$  pela densidade relativa obtém-se a vazão volumétrica da corrente C-208, conforme mostrado pela Equação 229.

$$F_{C-208} = \frac{M_{C-208}}{\rho_{C-208}} = 13,951 \text{ m}^3/\text{h} \quad (229)$$

Para estimar o valor do diâmetro do tanque, foi necessário utilizar uma série de correlações. Primeiramente, para encontrar o volume de líquido presente no tanque foi preciso fazer a seguinte manipulação matemática, conforme ilustrado pela Equação 230 abaixo, onde o tempo de mistura do M-04 é de 1 hora.

$$V_{l,M-04} = F_{C-208} \cdot t_{MIST} = 13,951 \text{ m}^3 \quad (230)$$

Em que:

- $V_{l,M-04}$  = volume ocupado pelo líquido no tanque ( $\text{m}^3$ )
- $F_{C-208}$  = vazão volumétrica da corrente 208 ( $\text{m}^3/\text{h}$ );
- $t_{MIST}$  = tempo de mistura (h)

Dessa forma, fez-se uso da Equação 231 a fim de obter o valor do diâmetro do tanque (CREMASCO, 2012).

$$V_{l,M-04} = \frac{\pi}{4} \cdot T^2 \cdot H \text{ [m}^3] \quad (231)$$

Onde, segundo Cremasco (2012), existe uma correlação entre H e T, melhor ilustrada pela Equação 232.

$$\frac{H}{T} = 1 \quad (232)$$

Substituindo o valor encontrado na Equação 231, tem-se:

$$V_{L,M-04} = \frac{\pi}{4} \cdot T^3 \quad [\text{m}^3] \quad (231a)$$

Rearranjando os termos, encontra-se o valor de T, conforme Equação 231.

$$T^3 = \frac{4}{\pi} V_{L,M-04} \quad [\text{m}] \quad (231b)$$

$$T = \sqrt[3]{\frac{4}{\pi} V_{L,M-04}} \quad [\text{m}] \quad (231c)$$

$$T = 2,60 \text{ m} \quad (231d)$$

Por razões de segurança, estipulou-se que o volume total de líquido no tanque deve ser 75% da capacidade total do tanque. Melhor ilustrado através da Equação 233 abaixo.

$$V_{L,M-04} = 0,75 \cdot V_{T,M-04} \quad [\text{m}^3] \quad (233)$$

$$V_{T,M-04} = 18,601 \text{ m}^3 \quad (233a)$$

Em que:

- $V_{L,M-04}$  = volume ocupado pelo líquido no tanque ( $\text{m}^3$ )
- $V_{T,M-04}$  = volume do tanque ( $\text{m}^3$ )

Agora, para encontrar o valor da altura do tanque, fez-se uso da Equação 231 novamente. Entretanto, dessa vez, utilizando o volume total do tanque ( $V_{T,M-04}$ ) e altura total do tanque ( $H_{T,M-04}$ ).

$$V_{T,M-04} = \frac{\pi}{4} \cdot T^2 \cdot H_{T,M-04} \text{ [m}^3\text{]} \quad (231e)$$

Isolando o valor da altura, tem-se:

$$H_{T,M-04} = \frac{V_{T,M-04} \cdot 4}{\pi \cdot T^2} \text{ [m]} \quad (231f)$$

$$H_{T,M-04} = X \text{ [m]} \quad (231g)$$

Desse modo, para obter as demais dimensões do equipamento, conforme Anexo G, fez-se os seguintes cálculos das Equações 234, 235, 236, 237 e 238.

$$\frac{D}{T} = \frac{1}{3} \quad D = 0,87 \text{ m} \quad (234)$$

$$\frac{h}{D} = 1 \quad h = 0,87 \text{ m} \quad (235)$$

$$\frac{W}{D} = \frac{1}{5} \quad W = 0,17 \text{ m} \quad (236)$$

$$\frac{B}{T} = \frac{1}{10} \quad B = 0,26 \text{ m} \quad (237)$$

$$\frac{L}{D} = \frac{1}{4} \quad L = 0,22 \text{ m} \quad (238)$$

Para saber a potência útil do equipamento ( $P_{M-04}$ ) utilizou-se a relação potência/volume de agitação conforme ilustrado na Tabela 27, cuja escala, em termos de ( $\text{HP}/\text{m}^3$ ) é de 0 até 4.

Tabela 27 - Nível de agitação para o Misturador 4.

$N_A$ (HP/m <sup>3</sup> )	Nível de agitação
até 0,1	Débil
0,1 - 0,3	Suave
0,3 - 0,6	Média
0,6 - 1,0	Forte
1,0 - 2,0	Intensa
2,0 - 3,0	Muito forte
3,0 - 4,0	Muito intensa

Fonte: CREMASCO (2012).

Portanto, define-se nível de agitação conforme mostrado na Equação 239 (CREMASCO, 2012).

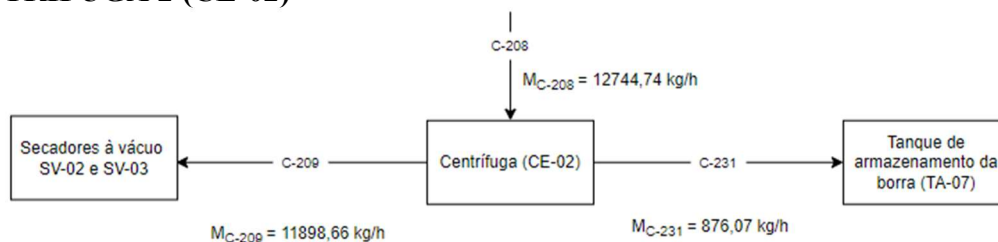
$$N_A = \frac{P_{M-04}}{V_{L,M-04}} \quad (239)$$

E considerando um nível de agitação como 1,0 (forte), tem-se:

$$P_{M-04} = 13,951 \text{ HP}$$



## A27 - CENTRÍFUGA 2 (CE-02)



A centrífuga CE-02 recebe a corrente C-208 que tem como vazão de entrada 12.774,73 kg/h da mistura óleo, água, ácido fosfórico e hidróxido de sódio com frações mássicas de 91,45%, 7,07%, 0,05% e 1,44% respectivamente. O equipamento deve operar a 3.500 rpm durante 10 minutos (COSTA *et al.*, 2018). Sabe-se que as gomas removidas na corrente C-231 possuem 50% de umidade (MANDARINO, HIRAKURI e ROESSING, 2015). Portanto, metade da quantidade de água permanece na corrente C-209. Conforme o balanço de massa global ilustrado pela Equação 240 a seguir.

$$M_{C-208} = M_{C-209} + M_{C-231} \quad (240)$$

Para fins de cálculo, considerou-se que 100% das gomas remanescentes contendo as soluções de ácido fosfórico e hidróxido de sódio foram removidas do processo na corrente C-231. Para calcular a quantidade de óleo perdido na corrente C-231 foi preciso utilizar a Equação 241 (NOVOZYMES, 2021), a qual leva em consideração a acidez da mistura alimentada na corrente C-208. Neste caso, para óleos que possuem teor menor que 2,4% de ácido erúxico.

$$Perda\ de\ óleo = (1,25 \cdot AGL) + umidade + 0,3 \quad (241)$$

$$Perda\ de\ óleo = 2,0125\% \quad (241a)$$

Em que:

- AGL: 0,97 acidez do ácido graxo livre ácido erúxico conforme Tabela 3.
- Umidade: 50%

Dessa forma, a corrente C-209 contém somente óleo de crambe degomado e água (umidade) com composições de 97,9875% e 50% em relação ao valor alimentado na corrente C-208, respectivamente para cada componente.

Para encontrar o valor total da corrente C-209 foi preciso obter o valor da vazão mássica de óleo de crambe, conforme mostrado pela Equação 242 a seguir.

$$M_{OC,C-209} = (M_{C-208} \cdot X_{OC,C-208}) \cdot (1 - 0,0201) \quad (242)$$

$$M_{OC,C-209} = 11.447,00 \text{ kg/h} \quad (242a)$$

Sabendo que, somente 50% da umidade é repassada para a corrente C-209 (MANDARINO, HIRAKURI e ROESSING, 2015), tem-se a Equação 243.

$$M_{W,C-209} = (M_{C-209} \cdot X_{W,C-209}) \cdot 0,5 = 451,66 \text{ kg/h} \quad (243)$$

Portanto, a corrente C-209 têm vazão mássica total ilustrada na Equação 244.

$$M_{C-209} = M_{OC,C-209} + M_{W,C-209} = 11.898,66 \text{ kg/h} \quad (244)$$

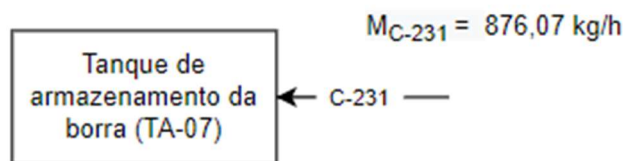
De maneira análoga, realizam-se os mesmos cálculos anteriores para descobrir a quantidade repassada para a corrente C-231, em que somente 2,0125% de óleo e 50% de água são removidos, resultados mostrados na Tabela 28 a seguir:

Tabela 28 - Vazões mássicas por componente e total da corrente C-231.

Propriedade	Sigla	Valor
Vazão mássica do óleo de crambe	$M_{OC,C-231}$	235,10 kg/h
Vazão mássica da água	$M_{W,C-231}$	451,6617 kg/h
Vazão mássica do ácido fosfórico	$M_{AF,C-231}$	5,99 kg/h
Vazão mássica do hidróxido de sódio	$M_{HS,C-231}$	183,32 kg/h
Vazão mássica total	$M_{C-231}$	876,07 kg/h

Fonte: Autores (2021)

## A28 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE BORRA (TA-07)



O tanque de armazenamento da borra recebe o produto a uma vazão de 876,07 kg/h proveniente da corrente C-231 e foi dimensionado para suportar e armazenar a borra referente a 10 dias de produção.

Antes de calcular o volume ocupado pela borra no tanque, foi necessário encontrar a densidade relativa da mistura, em que foi calculada através da Equação 245 a seguir:

$$\rho_{borra} = \frac{((\rho_{OC} \cdot X_{OC}) + (\rho_W \cdot X_W) + (\rho_{AF} \cdot X_{AF}) + (\rho_{HS} \cdot X_{HS}))}{X_{OC} + X_W + X_{AF} + X_{HS}} \quad (245)$$

Para calcular o volume ocupado pela borra fez-se através da Equação 246, levou-se em conta a vazão mássica da corrente C-231 ( $M_{C-231}$ ) e o tempo de armazenamento máximo ( $t_{TA-07}$ ) estipulado em horas.

$$V_{borra} = \frac{M_{C-231}}{\rho_{borra}} \cdot t_{TA-07} \quad (246)$$

Desse modo, calculou-se o volume do tanque considerando que a borra ocupa 75% do volume total do tanque, visando se ter uma margem de segurança, a partir da Equação 247.

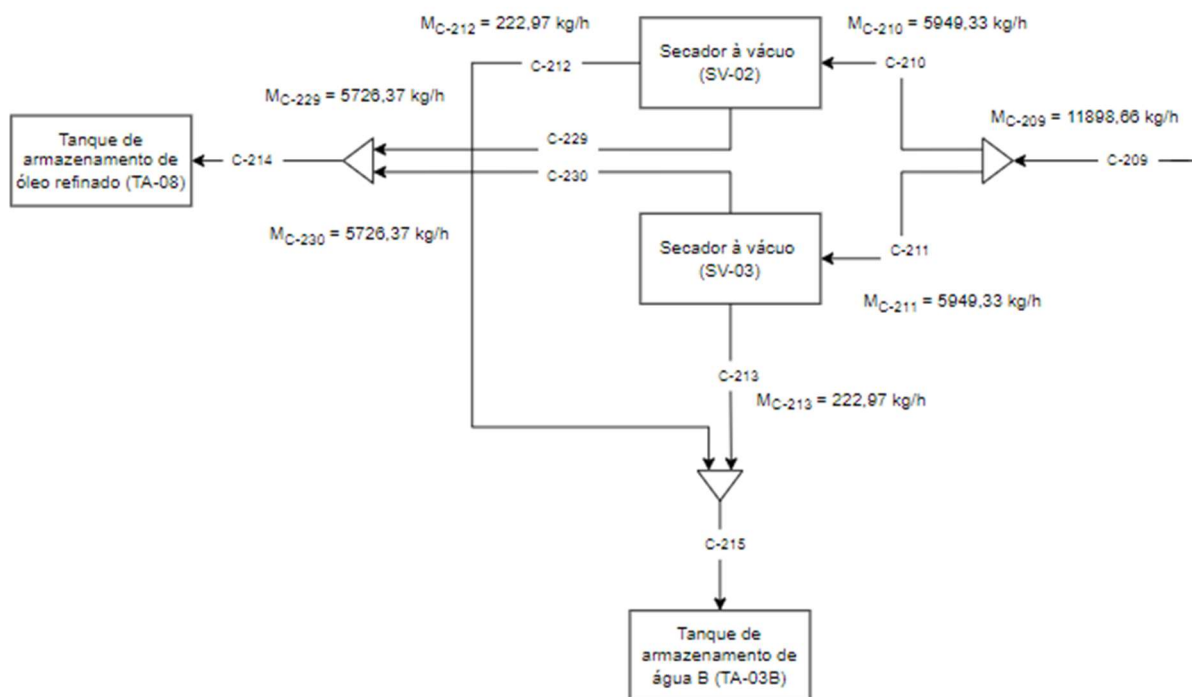
$$0,75 \cdot V_{TA-07} = V_{borra} \quad (247)$$

O volume do tanque encontrado foi equivalente a 231,72 m<sup>3</sup>. Para o dimensionamento do TA-07, considerou-se o tanque em formato cilíndrico e possuindo uma altura de 8,5 metros. Desse modo, se pode calcular a área circular do tanque e seu diâmetro, conforme Equações 248 e 249.

$$A_{TA-07} = \frac{V_{TA-07}}{h_{TA-07}} = 27,26 \text{ m}^2 \quad (248)$$

$$D_{TA-07} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{TA-07}}{\pi}} = 5,89 \text{ m} \quad (249)$$

## A29 - SECADORES A VÁCUO 2 E 3 (SV-02 E SV-03)



Os secadores a vácuo SV-02 e SV-03 são idênticos em dimensões e quantidades recebidas de materiais. Estes recebem o óleo de crambe a uma vazão de 11.898,66 kg/h através da corrente C-209, que se divide nas correntes C-210 e C-211, cada uma contendo 5.949,33 kg/h e se destinando respectivamente aos secadores SV-02 e SV-03.

Os equipamentos operam a uma pressão de 50 mmHg, o que equivale a aproximadamente 0,067 bar (O'BRIEN, 2009). Os secadores possuem duas saídas, uma contendo água evaporada e outra contendo o óleo refinado.

O Quadro 36 indica as vazões mássicas e os componentes das correntes de entrada dos secadores a vácuo.

Quadro 36 - Vazões e frações mássicas de água e óleo nos secadores a vácuo 2 e 3.

(continua)

Corrente	Equipamento	Substância	Vazão mássica (kg/h)	Fração mássica
----------	-------------	------------	----------------------	----------------

Quadro 36 - Vazões e frações mássicas de água e óleo nos secadores a vácuo 2 e 3.

(conclusão)

C-210	SV-02	Óleo de crambe	5.723,50	0,962
C-210	SV-02	Água	225,83	0,038
C-210	SV-02	Total	5.949,33	1
C-211	SV-03	Óleo de crambe	5.723,50	0,962
C-211	SV-03	Água	225,83	0,038
C-211	SV-03	Total	5.949,33	1

Fonte: Autores (2021).

A função dos secadores a vácuo SV-02 e SV-03 é diminuir a umidade do óleo até 0,05% (O'BRIEN, 2009). A partir disso pode-se realizar o balanço de massa em base seca, visto que a vazão mássica de óleo seco não se altera no processo. As Equações 250, 251 e 252 são referentes ao balanço de massa do secador.

$$M_{OC,S} \cdot Y_{OC,S,in} = M_{OC,S} \cdot Y_{OC,S,out} + M_{W,out} \quad (250)$$

$$Y_{OC,S,in} = \frac{X_{OC,U,in}}{1 - X_{OC,U,in}} = \frac{0,038}{1 - 0,038} = 0,0395 \quad (251)$$

$$Y_{OC,S,out} = \frac{0,0005}{1 - 0,0005} = 0,0005 \quad (252)$$

Em que:

- $M_{OC,S}$  = vazão mássica do óleo de crambe em base seca (kg/h);
- $M_{W,out}$  = vazão mássica da água na saída (kg/h);
- $Y_{OC,S,in}$  = umidade relativa do óleo de crambe na entrada em base seca;
- $Y_{OC,S,out}$  = umidade relativa do óleo de crambe na saída em base seca;
- $X_{OC,U,in}$  = umidade relativa do óleo de crambe na entrada em base úmida;
- $X_{OC,U,out}$  = umidade relativa do óleo de crambe na saída em base úmida.

A partir disso, utilizou-se a Equação 250 e se encontrou um valor para a vazão mássica da água na saída das correntes C-212 e C-213 (referentes ao secador SV-02 e SV-03 respectivamente) igual a 222,97 kg/h. Estas se unem e formam a corrente C-215, contendo uma vazão mássica de 445,93 kg/h e com destino ao tanque de armazenamento de água TA-03B. Já as correntes C-229 e C-230 se destinam ao tanque de armazenamento de óleo de crambe refinado TA-08 e possuem uma vazão mássica de 5.726,37 kg/h. Antes de adentrar o TA-08, estas se unem na corrente C-214, que por sua vez contém 11.452,73 kg/h.

Para o balanço de energia dos secadores a vácuo, são necessários os valores de entalpia do óleo de crambe em base seca no início e no final do processo. Estes valores podem ser obtidos através das Equações 253 e 254.

$$H_{OC,S,in} = Cp_{OC,S,in}(T_{OC,S,in} + T_{ref}) + Y_{OC,S,in} \cdot Cp_{W,in}(T_{OC,S,in} + T_{ref}) \quad (253)$$

$$H_{OC,S,out} = Cp_{OC,S,out}(T_{OC,S,out} + T_{ref}) + Y_{OC,S,out} \cdot Cp_{W,out}(T_{OC,S,out} + T_{ref}) \quad (254)$$

Em que:

- $H_{OC,S,in}$  = entalpia do óleo de crambe na entrada em base seca (kJ/kg);
- $H_{OC,S,out}$  = entalpia do óleo de crambe na saída em base seca (kJ/kg);
- $Cp_{OC,S,in}$  = calor específico do óleo de crambe na entrada em base seca (kJ/kg.°C);
- $Cp_{OC,S,out}$  = calor específico do óleo de crambe na saída em base seca (kJ/kg.°C);
- $Cp_{W,in}$  = calor específico da água na entrada (kJ/kg.°C);
- $Cp_{W,out}$  = calor específico da água na saída (kJ/kg.°C);
- $Y_{OC,S,in}$  = umidade relativa do óleo de crambe na entrada em base seca;
- $Y_{OC,S,out}$  = umidade relativa do óleo de crambe na saída em base seca;
- $T_{OC,S,in}$  = temperatura de entrada do óleo de crambe (°C);
- $T_{OC,S,out}$  = temperatura de saída do óleo de crambe (°C);
- $T_{ref}$  = temperatura de referência utilizada (°C).

O óleo de crambe entra nos secadores a uma temperatura de 60 °C e sai a 85 °C (O'BRIEN, 2009). A temperatura de referência ( $T_{ref}$ ) utilizada foi de 0 °C. Com as temperaturas de entrada e saída e considerando a pressão de saída dos secadores igual a pressão interna deles (0,067 bar), é possível encontrar os valores de calor específico da água

na entrada e saída do secador. Analisando a tabela das propriedades da água no Anexo D (Incropera), encontra-se  $C_{p_{w,in}} = 4,185 \text{ kJ/kg.}^\circ\text{C}$  e  $C_{p_{w,out}} = 1,985 \text{ kJ/kg.}^\circ\text{C}$ . Já para o óleo de crambe, utilizou-se o calor específico equivalente a  $1,883 \text{ kJ/kg.}^\circ\text{C}$  (GREWAL, 1991).

A partir disso, encontraram-se os valores de entalpia do óleo de crambe na entrada e na saída dos secadores de respectivamente  $122,876 \text{ kJ/kg}$  e  $160,14 \text{ kJ/kg}$ . Com isso, pode-se montar a equação de balanço de energia dos secadores a vácuo, conforme a Equação 255.

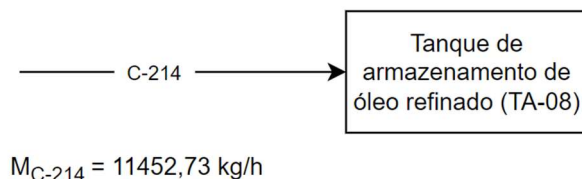
$$M_{OC,S,in} \cdot H_{OC,S,in} + Q = M_{OC,S,out} \cdot H_{OC,S,out} + M_{W,out} \cdot H_{W,out} \quad (256)$$

Em que:

- $H_{W,out}$  = entalpia de saída da água =  $2.308 \text{ kJ/kg}$  (conforme Anexo D - Incropera);
- $Q$  = calor fornecido pelo secador a vácuo (kJ).

Desse modo, são necessários  $743.492,28 \text{ kJ/h}$  de calor fornecidos pelos secadores a vácuo para a operação.

### A30 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DO ÓLEO DE CRAMBE REFINADO (TA-08)



O tanque de armazenamento do óleo de crambe refinado recebe o produto a uma vazão de 11.452,73 kg/h proveniente da corrente C-214 e foi dimensionado para suportar e armazenar referente a 7 dias de produção.

Antes de calcular o volume ocupado pelo óleo no tanque, foi necessário encontrar a densidade relativa da mistura, em que foi calculada através da Equação 257 a seguir, em que  $\rho_{OCR}$  é a densidade do óleo de crambe refinado.

$$\rho_{OCR} = \frac{((\rho_{OC} \cdot X_{OC}) + (\rho_W \cdot X_W))}{X_{OC} + X_W} = \frac{((890 \cdot 0,9995) + (997 \cdot 0,0005))}{1} = 890,0535 \text{ kg/m}^3 \quad (257)$$

Para calcular o volume ocupado pelo óleo se utilizou a Equação 258, levando em conta a vazão mássica da corrente C-214 ( $M_{C-214}$ ) e o tempo de armazenamento máximo ( $t_{TA-08}$ ) estipulado em horas.

$$V_{OCR} = \frac{M_{C-214}}{\rho_{OCR}} \cdot t_{TA-08} = 2.161,734 \text{ m}^3 \quad (258)$$

Desse modo, calculou-se o volume do tanque considerando que o óleo ocupa 75% do volume total do tanque, visando se ter uma margem de segurança, a partir da Equação 259.

$$0,75 \cdot V_{TA-08} = V_{OCR} \quad (259)$$

$$V_{TA-08} = 2.882,312 \text{ m}^3 \quad (259a)$$

Para o dimensionamento do TA-08, considerou-se o tanque em formato cilíndrico e possuindo uma altura de 17 metros. Desse modo, se pode calcular a área circular do tanque e seu diâmetro, conforme Equações 260 e 261.



$$A_{TA-08} = \frac{V_{TA-08}}{h_{TA-08}} = 169,55 \text{ m}^2 \quad (260)$$

$$D_{TA-08} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{TA-08}}{\pi}} = 14,69 \text{ m} \quad (261)$$

### A31 - TANQUES-PULMÃO DE ARMAZENAMENTO DE ÁGUA (TA-03A e TA-03B)

Os tanques-pulmão de armazenamento interno de água TA-03A e TA-03B operam de forma contínua sendo reabastecidos pelos demais tanques externos TA-03C, TA-03D e TA-03E. As vazões mássicas das correntes de entradas e saídas dos tanques internos são representadas no Quadro 37 a seguir.

Quadro 37 - Vazões mássicas das correntes de entradas e saídas dos tanques de armazenamento interno do processo.

Tanque	Entrada	Saída
TA-03A	C-217 = 292,5945 kg/h	C-308 = 27582,9505 kg/h C-220 = 590,0053 kg/h C-221 = 608,3208 kg/h C-310 = 7646,2210 kg/h C-312 = 18920,4127 kg/h
TA-03B	C-212 = 222,9662 kg/h C-213 = 222,9662 kg/h	C-225 = 175,9877 kg/h
Total	738,5270 kg/h	55.523,8980 kg/h

Fonte: Autores (2021).

Dessa forma, o balanço de massa para o TA-03A é ilustrado conforme as Equações 262 para entrada e 263 para a saída seguir

$$M_{TA-03A,ENTRADA} = M_{C-217} \quad (262)$$

$$M_{TA-03A,ENTRADA} = 292,5945 \text{ kg/h} \quad (262a)$$

$$M_{TA-03A,SAÍDA} = M_{C-308} + M_{C-220} + M_{C-221} + M_{C-310} + M_{C-312} \quad (263)$$

$$M_{TA-03A,SAÍDA} = 55.523,8980 \text{ kg/h} \quad (263a)$$

Assim como, o balanço de massa para o TA-03B é representado através das Equações 264 para entrada e 265 para a saída a seguir.

$$M_{TA-03B,ENTRADA} = M_{C-212} + M_{C-213} \quad (264)$$

$$M_{TA-03B,ENTRADA} = 445,9325 \text{ kg/h} \quad (264a)$$

$$M_{TA-03B,SAÍDA} = M_{C-225} \quad (265)$$

$$M_{TA-03B,SAÍDA} = 175,9877 \text{ kg/h} \quad (265a)$$

Dessa maneira, a quantidade total de entrada de água ( $M_{W, ENTRADA}$ ) nos tanques-pulmão é de 738,5270 kg/h e de saída ( $M_{W, SAÍDA}$ ) é de 55.523,8980 kg/h. Portanto, a demanda total de água por hora da indústria é ilustrada na Equação 266.

$$M_W = M_{W,SAÍDA} - M_{W,ENTRADA} \quad (266)$$

$$M_W = 54785,3711 \text{ kg/h} \quad (266a)$$

A partir da vazão mássica total de água necessária é possível saber a quantidade volumétrica demandada para suprir a demanda industrial através da Equação 267. Em que  $\rho_W$  é a densidade da água, equivalente a 997 kg/m<sup>3</sup> segundo Incropera (Anexo D),  $M_W$  é a vazão mássica de água total (em kg/h) e  $t_{TA-03}$  é o tempo de armazenamento (em horas). Considerou-se um tempo de armazenamento de 24 horas.

$$V_W = \frac{M_W}{\rho_W} \cdot t_{TA-03} \quad (267)$$

$$V_W = 1318,8053 \text{ m}^3 \quad (267a)$$

Conforme descrito e calculado no item 8.2, a demanda total de água somada com a margem de segurança estipulada é de 1473,7859 m<sup>3</sup>. Sabe-se que os reservatórios superiores de água (tanques-pulmão internos + tanques de armazenamento externos) representam  $\frac{2}{5}$  do valor total da demanda industrial de água.

Primeiramente calculou-se o volume armazenado de água nos tanques TA-03A e TA-03B. Sabe-se que estes foram projetados no formato cilíndrico, possuem raio de 1,5 m e altura de 10 m. A partir dessas informações, é possível encontrar a área da base ( $A_{BASE}$ ), volume do tanque ( $V_{TA-03}$ ) e volume de água no tanque ( $V_{W, TA-03}$ ) para os tanques-pulmão que são idênticos. Esses cálculos são demonstrados através das Equações 268 e 269 a seguir:

$$\text{Área}_{BASE,TA-03A} = \pi R^2 \quad (268)$$

$$\text{Área}_{BASE,TA-03A} = 7,0686 \text{ m}^2 \quad (268a)$$

$$V_{TA-03} = \text{Área}_{BASE} \cdot \text{Altura} \quad (269)$$

$$V_{TA-03A} = 70,6858 \text{ m}^3 \quad (269a)$$

Sabe-se que o volume ocupado pela água no TA-03A representa 75% do volume total do tanque. Com isso, o volume do tanque-pulmão TA-03A é calculado a partir da Equação 270.

$$V_{W,TA-03A} = V_{TA-03} \cdot 0,75 \quad (270)$$

$$V_{W,TA-03A} = 53,0144 \text{ m}^3 \quad (270a)$$

Vale ressaltar que, conforme mencionado anteriormente, ambos os tanques-pulmão TA-03A e TA-03B são idênticos, ou seja, possuem as mesmas dimensões.

Dessa forma, o volume armazenado de água pelos dois tanques internos é de 106,0288 m<sup>3</sup> e, portanto, subtraindo do valor total necessário do volume para os reservatórios superiores obtém-se a quantidade faltante a ser distribuída nos demais tanques. O cálculo recém descrito é melhor ilustrado através das Equações 271 e 272 a seguir.

$$V_{W,TA-03A} + V_{W,TA-03B} = 106,0288 \text{ m}^3 \quad (271)$$

$$V_{Faltante} = V_{reservatórios superiores} - (V_{W,TA-03A} + V_{W,TA-03B}) \quad (272)$$

$$V_{Faltante} = 589,5143 - (106,0288) \quad (272a)$$

$$V_{Faltante} = 483,4856 \text{ m}^3 \quad (272b)$$

O volume faltante de água é distribuído igualmente em três tanques (TA-03C, TA-03D e TA-03E) situados no exterior da planta industrial. Desse modo, cada tanque possui 161,1619 m<sup>3</sup> de volume de água ( $V_{W,TA-03}$ ). Os cálculos das demais dimensões foram realizados de forma invertida em relação ao TA-03A e TA-03B. Para obter o volume total de

cada tanque, considerando uma margem de segurança de 75% em relação ao volume de água, calculou-se conforme a Equação 273.

$$V_{TA-03} = \frac{V_{W,TA-03}}{0,75} \quad (273)$$

$$V_{TA-03} = \frac{161,1619}{0,75} \quad (273a)$$

$$V_{TA-03} = 214,8825 \text{ m}^3 \quad (274b)$$

Visto que estes tanques permanecem na parte externa da indústria, foi possível considerar uma altura maior do que a prevista para armazenados internamente. Com isso, a altura de cada tanque é de 15 m, possibilitando o cálculo da área da base através de uma simples divisão, conforme mostrado na Equação 274.

$$\text{Área}_{BASE,TA-03} = \frac{V_{TA-03}}{\text{Altura}} \quad (274)$$

$$\text{Área}_{BASE,TA-03} = \frac{214,8825}{15} \quad (274a)$$

$$\text{Área}_{BASE,TA-03} = 14,3255 \text{ m}^2 \quad (274b)$$

E, por fim, obter o valor do raio de cada tanque, como mostrado na Equação 275.

$$\text{Raio}_{TA-03} = \sqrt{\frac{\text{Área}_{BASE,TA-03}}{\pi}} \quad (275)$$

$$\text{Raio}_{TA-03} = 2,1354 \text{ m} \quad (275a)$$

Ressalta-se, novamente, que todos os tanques externos (TA-03C, TA-03D e TA-03E) possuem as mesmas dimensões.

### A32 - CALDEIRA (CA-01)

A caldeira utiliza as cascas de crambe armazenadas no silo SI-02 para queima e geração de energia para a produção de vapor de água saturada. Este vapor é utilizado nos equipamentos Expander (EX-01), Stripper (ST-01), Cozedor (CZ-01), Evaporador (E-01) e Dessolventizador- Tostador-Secador-Resfriador (DTDC-01) e a água é proveniente do tanque de armazenamento (TA-03).

A partir dos cálculos já realizados anteriormente, tem-se o Quadro 38 contendo a demanda de vapor de cada equipamento e a corrente pela qual o vapor chega nos mesmos.

Quadro 38 - Demanda de vapor dos equipamentos.

<b>Equipamento</b>	<b>Corrente</b>	<b>Demanda de vapor (kg/h)</b>	<b>Energia (kW)</b>
Expander	C-302	564,680	316,11
Stripper	C-314	1.767,17	989,27
Cozedor	C-301	5.775,52	3.233,15
Evaporador	C-304	567,12	317,47
DTDC	C-306	13.625,05	7.627,34
<b>Total</b>	-	<b>22.299,54</b>	<b>12.483,35</b>

Fonte: Autores (2021).

A partir da massa de casca de crambe disponível foi possível determinar a quantidade de energia disponível para obter o vapor de água para os equipamentos. Com a demanda de vapor para cada equipamento foi possível calcular a quantidade de energia necessária para cada equipamento através da seguinte Equação 276.

$$Q_{CA-01} = \frac{M_{CA-01} \cdot \lambda}{3600} \quad (276)$$

Além disso, sabendo a quantidade de energia necessária para elevar a temperatura da água é possível calcular a quantidade de massa de casca de crambe que será utilizada para atingir a energia necessária. Desse modo, através da Equação 277 foi determinada a porcentagem de casca de crambe utilizada na caldeira.

$$\%casca = \frac{M_{casca\ disponible}}{M_{casca\ utilizada}} = 41,19\% \quad (277)$$

### A33 - DIMENSIONAMENTO DAS TUBULAÇÕES

O dimensionamento das tubulações foi realizado considerando os tubos feitos de aço inoxidável (exceto os de vapor, que são de ferro fundido) e as velocidades de 2,5 m/s e 25 m/s para respectivamente as correntes contendo líquidos e gases, sendo estas as velocidades máximas recomendadas (MACINTYRE, 2010). Desse modo, se utilizou da Equação 278 para encontrar o diâmetro de cada tubulação do processo, sendo  $D$  o diâmetro da tubulação (em metros),  $F$  a vazão volumétrica da corrente (em  $\text{m}^3/\text{s}$ ) e  $v$  a velocidade (em m/s).

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot F}{v \cdot \pi}} \quad (278)$$

A partir disso, pode-se encontrar o diâmetro nominal comercial envolvendo cada corrente e tubulação, além de comparar com os diâmetros de tubulações disponíveis no mercado. Desse modo, foi feita a escolha dos diâmetros e tubos para cada corrente da rota tecnológica por meio do catálogo da empresa Aços Continente (conforme Anexo AA). A partir dos diâmetros escolhidos, pode-se calcular pela mesma Equação 278 a velocidade real de cada corrente nas tubulações. Os valores citados acima estão contidos nas Tabelas 29 e 30, respectivamente em relação às tubulações da Extração, Refino e correntes de água e vapor.

Tabela 29 - Dimensionamento das tubulações das correntes do processo da extração.

(continua)

Corrente	Comprimento (m)	Vazão ( $\text{m}^3/\text{s}$ )	Velocidade (m/s)	D nominal comercial (m)	D nominal comercial (mm)	D nominal comercial catálogo (in)	Velocidade real (m/s)
C-101	37	0,0006	2,5	0,02	17,20	1/2	4,58
C-102	37	0,0006	2,5	0,02	17,20	1/2	4,58
C-103	59	0,0006	2,5	0,02	17,20	1/2	4,58
C-104	1	0,0006	2,5	0,02	17,20	1/2	4,58
C-105	23	0,0006	2,5	0,02	17,20	1/2	4,58
C-106	3	0,0029	2,5	0,04	38,46	1 1/4	3,67
C-107	1,5	0,0338	2,5	0,13	131,12	5	2,66
C-108	14,75	0,0019	2,5	0,03	30,97	1 1/4	2,38
C-109	30,34	0,0004	2,5	0,01	13,85	1/2	2,97



Tabela 29 - Dimensionamento das tubulações das correntes do processo da extração.

(continuação)

C-110	30,66	0,0004	2,5	0,01	13,85	1/2	2,97
C-111	18,66	0,0004	2,5	0,01	13,85	1/2	2,97
C-112	0,5	0,0004	2,5	0,01	13,85	1/2	2,97
C-113	18,31	0,0004	2,5	0,01	13,85	1/2	2,97
C-114	1,5	0,0125	2,5	0,08	79,93	3	2,75
C-115	1,5	0,0092	2,5	0,07	68,33	2 1/2	2,89
C-116	2,57	0,0028	2,5	0,04	37,82	1 1/4	3,55
C-117	1,5	0,0092	2,5	0,07	68,33	2 1/2	2,89
C-118	9,62	0,0042	2,5	0,05	46,28	1 1/2	3,69
C-119	5,21	0,0177	2,5	0,10	95,06	3 1/2	2,86
C-120	10,98	0,0143	2,5	0,09	85,43	3	3,14
C-121	34,31	0,0029	2,5	0,04	38,20	1 1/4	3,62
C-122	24,69	0,0029	2,5	0,04	38,20	1 1/4	3,62
C-123	41,69	0,0029	2,5	0,04	38,20	1 1/4	3,62
C-124	5,81	0,0029	2,5	0,04	38,20	1 1/4	3,62
C-125	13,19	0,0029	2,5	0,04	38,20	1 1/4	3,62
C-126	4	0,0069	2,5	0,06	59,27	2	3,40
C-127	0,45	0,0004	25	0,001	4,63	1/2	3,32
C-128	2	0,0009	2,5	0,02	21,66	3/4	3,23
C-129	1,37	0,0014	25	0,01	8,47	1/2	11,13
C-130	1,5	0,0021	2,5	0,03	32,42	1	4,07
C-131	20,74	0,0009	2,5	0,02	21,11	1/2	6,91
C-132	3,19	0,0005	25	0,01	5,28	1/2	4,32
C-133	0,56	0,0005	2,5	0,02	16,70	1/2	4,32
C-134	0,34	0,0004	2,5	0,01	14,63	1/2	3,32
C-135	0,38	0,0014	2,5	0,03	26,80	1	2,78
C-136	9,47	0,0018	2,5	0,03	30,53	1	3,61
C-137	4,81	0,0031	25	0,01	12,54	1/2	24,37
C-138	2,72	0,0000	25	0,001	1,20	1/2	0,22
C-139	3,81	0,0004	25	0,001	4,26	1/2	2,82

Tabela 29 - Dimensionamento das tubulações das correntes do processo da extração.

(conclusão)

C-140	1,88	0,0001	25	0,001	1,87	1/2	0,54
C-141	2,5	0,0000	25	0,001	1,01	1/2	0,16
C-142	0,16	0,0026	25	0,01	11,54	1/2	20,63
C-143	0,97	0,0000	2,5	0,001	3,80	1/2	0,22
C-144	0,97	0,0004	2,5	0,01	13,48	1/2	2,82
C-145	1,64	0,0001	2,5	0,01	5,90	1/2	0,54
C-146	0,25	0,0000	2,5	0,001	3,20	1/2	0,16
C-147	1,96	0,0026	2,5	0,04	36,48	1 1/4	3,30
C-148	4,32	0,0026	2,5	0,04	36,68	1 1/4	3,34
C-149	9,44	0,0007	2,5	0,02	18,70	1/2	5,42
C-150	17,2	0,0030	2,5	0,04	39,08	1 1/4	3,79
C-151	6,65	0,0018	25	0,01	9,65	1/2	14,45
C-152	4,03	0,004828	2,5	0,005	49,58792	2	2,38

Fonte: Autores (2021).

Tabela 30 - Dimensionamento das tubulações das correntes do processo de refino.

(continua)

Corrente	Comprimento (m)	Vazão (m <sup>3</sup> /s)	Velocidade (m/s)	D nominal comercial (m)	D nominal comercial (mm)	D nominal comercial catálogo (in)	Velocidade real (m/s)
C-201	6,88	0,0037	2,5	0,04	43,31	1 1/2	3,23
C-202	17,86	0,0037	2,5	0,04	43,31	1 1/2	3,23
C-203	1,15	0,0038	2,5	0,04	44,25	1 1/2	3,37
C-204	9,62	0,0037	2,5	0,04	43,57	1 1/2	3,27
C-205	1,63	0,0037	2,5	0,04	43,63	1 1/2	3,28
C-206	0,89	0,0037	2,5	0,04	43,57	1 1/2	3,27
C-207	0,6	0,0038	2,5	0,04	43,85	1 1/2	3,31
C-208	0,66	0,0039	2,5	0,04	44,43	1 1/2	3,40
C-209	2,02	0,0037	2,5	0,04	43,39	1 1/2	3,24
C-210	1,26	0,0018	2,5	0,03	30,68	1	3,65
C-211	4,66	0,0018	2,5	0,03	30,68	1	3,65

Tabela 30 - Dimensionamento das tubulações das correntes do processo de refino.

(conclusão)

C-212	0,99	0,0001	2,5	0,01	5,62	1/2	0,49
C-213	3,23	0,0001	2,5	0,01	5,62	1/2	0,49
C-214	28,16	0,0036	2,5	0,04	42,67	1 1/2	3,14
C-215	13,38	0,0001	2,5	0,01	7,95	1/2	0,98
C-216	1,4	0,0001	2,5	0,01	7,78	1/2	0,94
C-217	12,01	0,0001	2,5	0,01	6,44	1/2	0,64
C-218	10,63	0,0000	2,5	0,001	4,13	1/2	0,26
C-219	2,05	0,0003	2,5	0,01	13,04	1/2	2,64
C-220	1,24	0,0002	2,5	0,01	9,15	1/2	1,30
C-221	0,58	0,0002	2,5	0,01	9,29	1/2	1,34
C-222	5	0,0002	2,5	0,01	9,15	1/2	1,30
C-223	6,54	0,0002	2,5	0,01	9,29	1/2	1,34
C-224	0,46	0,0000	2,5	0,001	0,72	1/2	0,01
C-225	0,79	0,0001	2,5	0,01	7,95	1/2	0,98
C-226	1,68	0,0000	2,5	0,001	4,99	1/2	0,39
C-227	3,16	0,0000	2,5	0,001	4,99	1/2	0,39
C-228	0,75	0,0000	2,5	0,001	0,70	1/2	0,01
C-229	2,19	0,0018	2,5	0,03	30,17	1	3,53
C-230	5,59	0,0018	2,5	0,03	30,17	1	3,53
C-231	12,34	0,0003	2,5	0,01	11,63	1/2	2,10

Fonte: Autores (2021).

No Quadro 39 a seguir é possível visualizar a demanda de vapor para cada equipamento.

Quadro 39 - Demanda de vapor para os equipamentos da CramBIO®.

(continua)

Sub-ramal	Descarga
Expander	564,68 kg/h
<i>Stripper</i>	1.772,02 kg/h

Quadro 39 - Demanda de vapor para os equipamentos da CramBIO®.

(conclusão)

Cozedor	5.775,52 kg/h
Evaporador 1	567,12 kg/h
DTDC	13.625,05 kg/h

Fonte: Autores (2021).

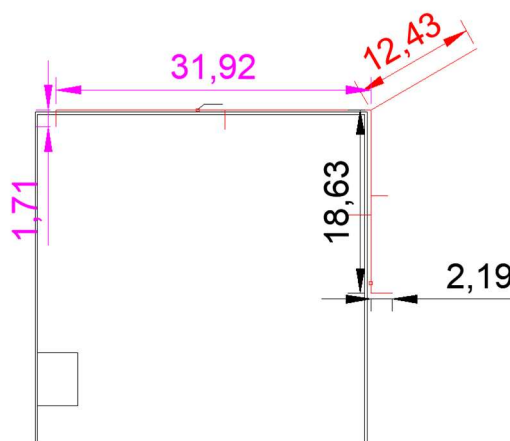
Para o dimensionamento das tubulações de vapor utilizou-se o critério da perda de carga, na qual fixa-se uma perda de carga máxima permitida de 0,5 kgf/cm<sup>2</sup> (0,49 bar) e, a partir da Equação 279, é possível determinar o diâmetro da tubulação de vapor naquele ramal:

$$D = \sqrt[5,1]{\frac{0,029 \cdot \dot{m}^{1,95} \cdot \nu \cdot 0,95}{j}} \quad (279)$$

onde  $j$  é a queda de pressão a cada 100 m (bar),  $\dot{m}$  a vazão mássica de vapor (kg/h),  $\nu$  o volume específico (m<sup>3</sup>/kg) e  $D$  o diâmetro da tubulação em cm.

O dimensionamento dos tubos foi realizado para dois ramos principais, um que alimenta os equipamentos entre a caldeira e o cozedor (Ramal 1 - rosa), e outro que alimenta os equipamentos entre a caldeira e o *stripper* (Ramal 2 - preto). Os dois ramos podem ser visualizados na Figura 49.

Figura 49 - Ramais principais nas tubulações de vapor.



Fonte: Autores (2021).

Para o cálculo de  $j$ , tem-se a Equação 280.

$$j_1 = \frac{0,49 \cdot 100}{46,06} = 1,064 \text{ bar} \quad (280a)$$

$$j_2 = \frac{0,49 \cdot 100}{33,25} = 1,474 \text{ bar} \quad (280b)$$

O volume específico de  $0,1752 \text{ m}^3/\text{kg}$  do vapor foi obtido através da tabela de propriedades da água do Anexo D, considerando a temperatura de  $185 \text{ }^\circ\text{C}$ . A demanda para cada ramal é de  $6.340,2 \text{ kg/h}$  para o Ramal 1 e de  $15.946,19 \text{ kg/h}$  para o Ramal 2. Assim, é possível calcular o diâmetro dos tubos de cada ramal pela Equação 279.

$$D_1 = \sqrt[5,1]{\frac{0,029 \cdot \dot{m}_1^{1,95} \cdot v \cdot 0,95}{j_1}} = 9,87 \text{ cm} \quad (279a)$$

$$D_2 = \sqrt[5,1]{\frac{0,029 \cdot \dot{m}_2^{1,95} \cdot v \cdot 0,95}{j_2}} = 13,17 \text{ cm} \quad (279b)$$

Para o cálculo do diâmetro do tubo que alimenta os ramais ( $D_T$ ), utilizou-se  $j_1$  e a demanda total de vapor da seguinte forma:

$$D_T = \sqrt[5,1]{\frac{0,029 \cdot \dot{m}^{1,95} \cdot v \cdot 0,95}{j_1}} = 15,12 \text{ cm} \quad (279c)$$

A distribuição entre os ramais é feita por um barrilete de vapor. Segue a Tabela 31 com as informações do dimensionamento das tubulações das correntes secundárias contendo água e vapor.

Tabela 31 - Dimensionamento das tubulações das correntes secundárias contendo água e vapor.

(continua)

Corrente	Comprimento (m)	Vazão ( $\text{m}^3/\text{s}$ )	Velocidade (m/s)	D nominal comercial (m)	D nominal comercial (mm)	D nominal comercial catálogo (in)	Velocidade real (m/s)
C-301	18,82	0,281075	25	0,120	119,645	5	22,19

Tabela 32 - Dimensionamento das tubulações das correntes secundárias contendo água e vapor.

(continua)

C-302	1,95	0,027481	25	0,037	37,411	1 1/4	34,71
C-303	0	0,027481	25	0,037	37,411	1 1/4	34,71
C-304	1,71	0,027600	25	0,037	37,492	1 1/4	34,86
C-305	1,58	0,000158	2,5	0,009	8,971	1/2	0,14
C-306	4,33	0,663086	25	0,184	183,768	8	20,45
C-307	11,97	0,498119	25	0,159	159,276	3/4	1747,64
C-308	2,3	0,007685	2,5	0,063	62,561	2 1/2	2,43
C-309	0,61	0,007685	2,5	0,063	62,561	2 1/2	2,43
C-310	19,37	0,002130	2,5	0,033	32,939	1	4,20
C-311	3,57	0,002130	2,5	0,033	32,939	1	4,20
C-312	1,34	0,005271	2,5	0,052	51,815	2	2,60
C-313	2,84	0,005271	2,5	0,052	51,815	2	2,60
C-314	12,11	0,086002	25	0,066	66,182	2 1/2	27,16
C-315	39,44	0,571881	2,5	0,540	539,682	22	2,33
C-316	12,43	1,085244	25	0,235	235,098	10	21,42
C-317	14,81	0,308556	25	0,125	125,358	5	24,36
C-318	8,71	0,776688	25	0,199	198,888	8	23,95
C-319	13,85	0,012956	25	0,026	25,688	3/4	45,46
C-320	22,01	0,015087	25	0,028	27,719	3/4	52,93
C-321	16,34	0,498277	25	0,159	159,302	6	27,32

Fonte: Autores (2021).

### A34 - CÁLCULO DA PERDA DE CARGA

O cálculo da perda de carga nas tubulações envolve a perda de carga relacionada ao comprimento dos canos e acessórios. Para a realização deste, o diâmetro e comprimento das tubulações e quantidades de acessórios foram ponderadas. Através da planta industrial, foi analisado cada trecho de tubulação e com isso foi possível distribuir os acessórios necessários decorrentes da existência de bifurcações e curvas.

O valor da perda de carga nos equipamentos foi verificado através do Anexo Z, utilizando o diâmetro da tubulação onde se encontra o acessório e o tipo específico do mesmo. O cálculo da perda de carga total para a tubulação foi realizado conforme a Equação 281, em que a perda de carga é dada tanto para a parcela de tubulação quanto para os acessórios.

$$J = \frac{u_b^2}{2.g} \cdot \left( L \cdot \frac{f}{D} + K \right) \quad (281)$$

em que:

J = Perda de carga total (m);

$u_b$  = Velocidade de escoamento do fluido (m/s);

g = Aceleração da gravidade (m/s<sup>2</sup>);

L = Comprimento da tubulação (m);

f = Fator de atrito;

D = Diâmetro da tubulação (m);

k = Perda de carga localizada no acessório conforme o diâmetro (m).

O fator de atrito (f) é determinado de duas maneiras, quando o escoamento é laminar ( $Re < 2.000$ ) o fator de atrito é calculado através da Equação 282, quando o escoamento é de transição ou turbulento ( $Re > 2.000$ ), o fator de atrito é calculado através da Equação 283. Com esse valor e sabendo que rugosidade para o aço carbono ( $\epsilon$ ) é de 0,045 mm e para o ferro fundido de 0,03 mm, pode-se obter o fator de atrito através do diagrama de Moody apresentado no Anexo AB.

$$f = \frac{64}{Re} \quad (282)$$

$$Re = \frac{\rho \cdot u_b \cdot D}{\mu} \quad (283)$$

em que:

Re = Número de Reynolds;

$\rho$  = Densidade do fluido (kg/m<sup>3</sup>);

$u_b$  = Velocidade de escoamento do fluido (m/s);

D = Diâmetro da tubulação (m);

$\mu$  = Viscosidade do fluido (kg/m.s);

Em relação aos acessórios e suas respectivas perdas de carga, se utilizou do Anexo Z (MACINTYRE, 2010) e da configuração da planta industrial conforme Anexo B, de modo a montar o Quadro 40 contendo estas informações referentes às correntes contendo fluidos em todo o processo.

Quadro 40 - Acessórios utilizados nas tubulações contendo fluidos no processo.

(continua)

Corrente	Diâmetro nominal comercial (in)	Acessórios	Perda de carga total dos acessórios (m)
C-116	1 1/4	-	0
C-118	1 1/2	2 cotovelos de 90°	1,8
C-126	2	-	0
C-127	1/2	-	0
C-128	3/4	-	0
C-129	1/2	Cotovelo de 90°	0,3
C-130	1	-	0
C-131	1/2	Cotovelo de 90°	0,3
C-132	1/2	-	0
C-133	1/2	-	0
C-134	1/2	-	0
C-135	1	-	0



Quadro 40 - Acessórios utilizados nas tubulações contendo fluidos no processo.

(continuação)

C-136	1	Tê de saída bilateral, cotovelo de 90°	2,2
C-137	1/2	2 cotovelos de 45°	0,4
C-138	1/2	Tê de passagem de lado	1
C-139	1/2	Cotovelo de 90°	0,3
C-140	1/2	Tê de passagem de lado	1
C-141	1/2	Tê de passagem de lado	1
C-142	1/2	Tê de passagem de lado	1
C-143	1/2	Tê de passagem de lado	1
C-144	1/2	Cotovelo de 90°	0,3
C-145	1/2	Tê de passagem de lado	1
C-146	1/2	Tê de saída bilateral	1
C-147	1 1/4	-	0
C-148	1 1/4	Cotovelo de 90°	0,7
C-149	1/2	2 cotovelos de 90°	0,6
C-150	1 1/4	-	0
C-151	1/2	Cotovelo de 90°, 1 tê passagem direta	0,6
C-152	2	-	0
C-201	1 1/2	Cotovelo de 90°	0,9
C-202	1 1/2	Cotovelo de 90°	0,9
C-203	1 1/2	-	0
C-204	1 1/2	2 Cotovelos de 90°	1,8
C-205	1 1/2	Cotovelo de 90°	0,9
C-206	1 1/2	-	0
C-207	1 1/2	-	0
C-208	1 1/2	-	0
C-209	1 1/2	-	0

Quadro 40 - Acessórios utilizados nas tubulações contendo fluidos no processo.

(continuação)

C-210	1	Tê de passagem de lado	1,7
C-211	1	Tê de passagem de lado	1,7
C-212	1/2	-	0
C-213	1/2	Cotovelo de 90°	0,3
C-214	1 1/2	Tê de passagem direta, 2 cotovelos de 45°	2,1
C-215	1/2	Cotovelo de 90°	0,3
C-217	1/2	Cotovelo de 90°	0,3
C-219	1/2	Tê de passagem de lado	1
C-220	1/2	Cotovelo de 90°	0,3
C-221	1/2	-	0
C-222	1/2	Cotovelo de 90°	0,3
C-223	1/2	Cotovelo de 45°	0,2
C-224	1/2	-	0
C-225	1/2	-	0
C-226	1/2	-	0
C-227	1/2	Cotovelo de 90°	0,3
C-229	1	-	0
C-230	1	Cotovelo de 90°	0,5
C-301	5	Curva de 90°, Tê de passagem de lado, purgador	16,1
C-302	1 1/4	-	0
C-303	1 1/4	-	0
C-304	1 1/4	-	0
C-305	1/2	-	0
C-306	8	Tê de passagem de lado	13
C-307	3/4	Cotovelo de 90°	0,4

Quadro 40 - Acessórios utilizados nas tubulações contendo fluidos no processo.

(conclusão)

C-308	2 1/2	Tê de saída bilateral	4,3
C-309	2 1/2	-	0
C-310	1	2 cotovelos de 90°	1
C-311	1	-	0
C-312	2	-	0
C-313	2	Cotovelo de 90°	1,1
C-314	2 1/2	Curva de 90°, tê de passagem de lado, purgador	7,5
C-315	22	Cotovelo de 45°	5,3
C-316	10	Tê de saída bilateral	16
C-317	5	Tê de passagem de lado	8,4
C-318	8	Tê de passagem de lado	13
C-319	3/4	Tê de saída bilateral	1,4
C-320	3/4	Tê de passagem de lado, cotovelo de 90°, cotovelo de 45°	2,1
C-321	6	Tê de passagem de lado	10

Fonte: Autores (2021).

Assim, obteve-se os valores para o cálculo da perda de carga nas tubulações. Os valores encontrados estão inseridos na Tabela 33, em que  $f$  é o fator de atrito obtido pelo Anexo AB (Diagrama de Moody).

Tabela 33 - Cálculos envolvendo a perda de carga das correntes.

(continua)

Corrente	Comprimento (m)	Velocidade real (m/s)	D nominal comercial (mm)	Viscosidade (mPa.s)	Densidade (kg/m <sup>3</sup> )	Reynolds	Rugosidade Relativa	f	Perda de carga total (m)
C-116	2,57	3,55	31,75	175	890	572,66	0,0014	0,112	5,80
C-118	9,62	3,69	38,10	40,4964	836,87	2.904,03	0,0012	0,045	9,13
C-126	4	3,40	50,80	0,32	659	356.041,15	0,0009	0,020	0,93

Tabela 33 - Cálculos envolvendo a perda de carga das correntes.

(continuação)									
C-127	0,45	3,32	12,70	0,0088	14,1	67.486,11	0,0035	0,029	0,58
C-128	2	3,23	19,05	175	890	313,07	0,0024	0,204	11,42
C-129	1,37	11,13	12,70	0,0088	14,1	226.505,15	0,0035	0,028	20,88
C-130	1,5	4,07	25,40	0,32	659	213.046,35	0,0018	0,024	1,18
C-131	20,74	6,91	12,70	175	890	446,16	0,0035	0,143	570,46
C-132	3,19	4,32	12,70	0,9174	997	59.676,09	0,0035	0,029	7,00
C-133	0,56	4,32	12,70	0,9174	997	59.676,09	0,0035	0,029	1,23
C-134	0,34	3,32	12,70	0,32	659	86.738,80	0,0035	0,029	0,43
C-135	0,38	2,78	25,40	0,32	659	145.561,69	0,0018	0,024	0,14
C-136	9,47	3,61	25,40	0,32	659	188.931,09	0,0018	0,024	7,36
C-137	4,81	24,37	12,70	0,0117302	1,806	47.646,49	0,0035	0,030	352,30
C-138	2,72	0,22	12,70	0,0117302	1,806	438,56	0,0035	0,146	0,08
C-139	3,81	2,82	12,70	0,0117302	1,806	5.507,95	0,0035	0,040	5,00
C-140	1,88	0,54	12,70	0,0117302	1,806	1.055,06	0,0035	0,061	0,15
C-141	2,5	0,16	12,70	0,0117302	1,806	309,59	0,0035	0,207	0,05
C-142	0,16	20,63	12,70	0,0117302	1,806	40.335,33	0,0035	0,030	29,90
C-143	0,97	0,22	12,70	0,863634	977,456	3.224,07	0,0035	0,044	0,01
C-144	0,97	2,82	12,70	0,863634	977,456	40.492,01	0,0035	0,030	1,05
C-145	1,64	0,54	12,70	0,863634	977,456	7.756,35	0,0035	0,037	0,09
C-146	0,25	0,16	12,70	0,863634	977,456	2.275,98	0,0035	0,028	0,00
C-147	1,96	3,30	31,75	0,863634	977,456	118.610,90	0,0014	0,023	0,79
C-148	4,32	3,34	31,75	0,863634	977,456	119.900,53	0,0014	0,023	2,17
C-149	9,44	5,42	12,70	0,9174	997	74.808,56	0,0035	0,028	32,06
C-150	17,2	3,79	31,75	0,32	659	247.587,72	0,0014	0,022	8,71
C-151	6,65	14,45	12,70	0,0088	14,1	293.991,26	0,0035	0,028	162,36
C-152	4,03	2,38	50,80	0,32	659	249.207,87	0,0009	0,020	0,46
C-201	6,88	3,23	38,10	175	890	625,93	0,0012	0,102	10,30
C-202	17,86	3,23	38,10	175	890	625,93	0,0012	0,102	25,97
C-203	1,15	3,37	38,10	50,65528571	895,095	2.270,58	0,0012	0,028	0,49
C-204	9,62	3,27	38,10	175	890	633,46	0,0012	0,101	14,88

Tabela 33 - Cálculos envolvendo a perda de carga das correntes.

(continuação)

C-205	1,63	3,28	38,10	175	890	635,32	0,0012	0,101	2,85
C-206	0,89	3,27	38,10	175	890	633,50	0,0012	0,101	1,29
C-207	0,6	3,31	38,10	175	890	641,58	0,0012	0,100	0,88
C-208	0,66	3,40	38,10	160,1105887	899,151	727,26	0,0012	0,088	0,90
C-209	2,02	3,24	38,10	168,3919936	894,061	655,94	0,0012	0,098	2,77
C-210	1,26	3,65	25,40	168,3919936	894,061	491,95	0,0018	0,130	5,53
C-211	4,66	3,65	25,40	168,3919936	894,061	491,95	0,0018	0,130	17,34
C-212	0,99	0,49	12,70	0,9174	997	6.768,35	0,0035	0,038	0,04
C-213	3,23	0,49	12,70	0,9174	997	6.768,35	0,0035	0,038	0,12
C-214	28,16	3,14	38,10	175	890	607,47	0,0012	0,105	40,06
C-215	13,38	0,98	12,70	0,9174	997	13.536,69	0,0035	0,034	1,77
C-217	12,01	0,64	12,70	0,9174	997	8.881,97	0,0035	0,036	0,72
C-219	2,05	2,64	12,70	0,9174	997	36.376,29	0,0035	0,030	2,07
C-220	1,24	1,30	12,70	0,9174	997	17.910,15	0,0035	0,033	0,30
C-221	0,58	1,34	12,70	0,9174	997	18.466,14	0,0035	0,032	0,13
C-222	5	1,30	12,70	0,9174	997	17.910,15	0,0035	0,033	1,14
C-223	6,54	1,34	12,70	0,9174	997	18.466,14	0,0035	0,032	1,52
C-224	0,46	0,01	12,70	50,3	2130	4,28	0,0035	14,95	0,00
C-225	0,79	0,98	12,70	0,9174	997	13.536,69	0,0035	0,034	0,10
C-226	1,68	0,39	12,70	0,9174	997	5.322,90	0,0035	0,040	0,04
C-227	3,16	0,39	12,70	0,9174	997	5.322,90	0,0035	0,040	0,08
C-229	2,19	3,53	25,40	175	890	455,60	0,0018	0,140	7,68
C-230	5,59	3,53	25,40	175	890	455,60	0,0018	0,140	19,92
C-301	18,82	22,19	127,00	0,01202	5,708	2,82	0,0024	22,71	404,17
C-302	1,95	34,71	31,75	0,01202	5,708	1,10	0,0094	58,07	0,46
C-303	0	34,71	31,75	0,01202	5,708	1,10	0,0094	58,07	0,00
C-304	1,71	34,86	31,75	0,01202	5,708	1,11	0,0094	57,82	0,41
C-305	1,58	1,25	12,70	0,9174	997	17.215,42	0,0035	0,033	0,32
C-306	4,33	20,45	203,20	0,01202	5,708	4,15	0,0015	15,40	277,03
C-307	11,97	3,30	19,05	0,01202	5,708	0,06	0,0157	1017,51	0,97

Tabela 33 - Cálculos envolvendo a perda de carga das correntes.

									(conclusão)
C-308	2,3	2,43	63,50	0,9174	997	167.461,18	0,0007	0,020	1,51
C-309	0,61	2,43	63,50	0,9174	997	167.461,18	0,0007	0,020	0,06
C-310	19,37	4,20	25,40	0,9174	997	116.054,04	0,0018	0,024	17,39
C-311	3,57	4,20	25,40	0,9174	997	116.054,04	0,0018	0,024	3,04
C-312	1,34	2,60	50,80	0,9174	997	143.586,64	0,0009	0,021	0,19
C-313	2,84	2,60	50,80	0,9174	997	143.586,64	0,0009	0,021	0,78
C-314	12,11	27,16	63,50	0,01202	5,708	1,72	0,0047	37,11	282,47
C-315	39,44	2,33	558,80	0,9174	997	1.416.099,39	0,0001	0,013	1,72
C-316	12,43	21,42	254,00	0,01202	5,708	5,44	0,0012	11,76	374,10
C-317	14,81	24,36	127,00	0,01202	5,708	3,09	0,0024	20,68	254,16
C-318	8,71	23,95	203,20	0,01202	5,708	4,87	0,0015	13,15	380,10
C-319	13,85	45,46	19,05	0,9174	997	941.101,63	0,0157	0,044	3552,62
C-320	22,01	52,93	19,05	0,9174	997	1.095.840,36	0,0157	0,044	7635,97
C-321	16,34	27,32	152,40	0,9174	997	4.524.085,10	0,0020	0,023	475,96

Fonte: Autores (2021).

### A35 - DIMENSIONAMENTO DAS BOMBAS

Para o dimensionamento das bombas, primeiramente foi necessário analisar o design da planta industrial presente no Anexo B para estabelecer as bombas necessárias para o processo. A partir disso foi estimada a altura de projeto (H) para cada bomba a partir da Equação 284.

$$H = H_D - H_S \quad (284)$$

Onde  $H_D$  é a altura na descarga enquanto  $H_S$  é a altura na sucção. Ambas podem ser calculadas, respectivamente, pelas Equações 285 e 286.

$$H_D = \frac{P_D}{\rho g} + z_d + h_{L_D} \quad (285)$$

$$H_S = \frac{P_S}{\rho g} + z_s + h_{L_S} \quad (286)$$

Em que  $P_D$  e  $P_S$  são a pressão no recalque e na sucção,  $h_{L_D}$  e  $h_{L_S}$  são os comprimentos das tubulações à montante e à jusante e  $z_D$  e  $z_S$  são as alturas dos equipamentos em relação à bomba.

Com o valor de H é possível calcular a Energia Útil ( $W_U$ ) fornecida pela bomba pela Equação 287.

$$W_U = M \cdot g \cdot H \quad (287)$$

Assim, é possível calcular a Potência consumida ( $W_C$ ) pela Equação 288.

$$W_C = \frac{W_U}{\eta} \quad (288)$$

Em que  $\eta$  é o rendimento da bomba. Segundo Cremasco (2012), as bombas centrífugas apresentam rendimento mecânico entre 30 e 50% para fluidos de processo e de até 75% para água. Sendo assim, para fins de projeto, admitiu-se um rendimento de 50 % para todas as bombas utilizadas na CramBIO<sup>®</sup>.

Com isso, se tem a Tabela 34 que contém as informações necessárias para o cálculo da potência de cada bomba.

Tabela 34 - Informações utilizadas para o cálculo da potência de cada bomba.

Bomba	Corrente	Comprimento (m)	Vazão mássica (kg/h)	D nominal comercial (mm)	Perda de carga (m)	Velocidade do fluido (m/s)	Densidade (kg/m <sup>3</sup> )
B-1	C-131	20,74	2803,64	12,70	570,46	6,91	890
B-2	C-136	9,47	4341,91	25,40	7,36	3,61	659
B-3	C-137	4,81	7661,69	12,70	352,30	24,37	1,81
B-4	C-148	4,32	7661,69	31,75	2,17	3,34	977
B-5	C-149	9,44	2463,84	12,70	32,06	5,42	997
B-6	C-202	17,86	11800,11	38,10	25,97	3,23	890
B-7	C-215	13,38	445,93	12,70	1,77	0,98	997
B-8	C-217	12,01	292,59	12,70	0,72	0,64	997
B-9	C-222	5	590,01	12,70	1,14	1,30	997
B-10	C-223	6,54	608,32	12,70	1,52	1,34	997
B-11	C-301	18,82	5775,52	127,00	404,17	22,19	5,71
B-12	C-310	19,37	7646,22	25,40	17,39	4,20	997
B-13	C-315	39,44	570,16	558,80	1,72	2,33	997
B-14	C-316	12,43	22299,54	254,00	374,10	21,42	5,71
B-15	C-319	13,85	46503,36	19,05	3552,62	45,46	997
B-16	C-321	16,34	10802,44	152,40	475,96	27,32	997

Fonte: Autores (2021).

Desse modo, tem-se a Tabela 35 contendo os valores encontrados para a potência de cada bomba.

Tabela 35 - Valores encontrados para a potência de cada bomba.

(continua)

Bomba	Corrente	H <sub>D</sub> (m)	H <sub>S</sub> (m)	H (m)	Potência Útil (Watts)	Potência Útil (HP)	Potência consumida (HP)
B-1	C-131	25,60	4,86	20,74	158,613	0,213	0,425
B-2	C-136	10,80	1,33	9,47	112,161	0,150	0,301
B-3	C-137	23091,32	23086,51	4,81	100,526	0,135	0,270



Tabela 35 - Valores encontrados para a potência de cada bomba.

(conclusão)

B-4	C-148	5,25	0,93	4,32	90,285	0,121	0,242
B-5	C-149	12,43	2,99	9,44	63,445	0,085	0,170
B-6	C-202	18,92	1,06	17,86	574,879	0,771	1,542
B-7	C-215	13,48	0,10	13,38	16,275	0,022	0,044
B-8	C-217	12,05	0,04	12,01	9,586	0,013	0,026
B-9	C-222	5,17	0,17	5,00	8,047	0,011	0,022
B-10	C-223	6,72	0,18	6,54	10,852	0,015	0,029
B-11	C-301	68,95	50,13	18,82	296,497	0,398	0,795
B-12	C-310	21,17	1,80	19,37	404,004	0,542	1,084
B-13	C-315	39,44	0,00	39,44	61,340	0,082	0,165
B-14	C-316	59,14	46,71	12,43	756,095	1,014	2,028
B-15	C-319	224,28	210,43	13,85	1756,884	2,356	4,712
B-16	C-321	16,80	0,46	16,34	481,485	0,646	1,291

Fonte: Autores (2021).

Com as informações coletadas, foi possível definir as bombas utilizadas no processo por meio da consulta ao catálogo do Anexo C conforme explicita a Tabela 36.

Tabela 36 - Escolha das bombas do processo.

(continua)

Bomba	Corrente	Potência consumida (HP)	Bomba comercial (hp)
B-1	C-131	0,425	1,5
B-2	C-136	0,301	1,5
B-3	C-137	0,270	1,5
B-4	C-148	0,242	1,5
B-5	C-149	0,170	1,5
B-6	C-202	1,542	2
B-7	C-215	0,044	1,5
B-8	C-217	0,026	1,5
B-9	C-222	0,022	1,5
B-10	C-223	0,029	1,5
B-11	C-301	0,795	1,5

Tabela 36 - Escolha das bombas do processo.

			(conclusão)
B-12	C-310	1,084	1,5
B-13	C-315	0,165	1,5
B-14	C-316	2,028	3
B-15	C-319	4,712	5,5
B-16	C-321	1,291	2

Fonte: Autores (2021).