

UNIVERSIDADE TECNOLÓGICA FEDERAL DO PARANÁ

ANA CAROLINE RAIMUNDINI ARANHA
ANDRESSA LOPES FERRARI
JOÃO PEDRO ANDRADE SILVA SOARES
SIRLEI MARQUES PASCHOAL
VITOR HENRIQUE DE SOUZA LIMA

MARASUL- INDÚSTRIA DE ÓLEOS VEGETAIS

TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO II

APUCARANA
2018

ANA CAROLINE RAIMUNDINI ARANHA
ANDRESSA LOPES FERRARI
JOÃO PEDRO ANDRADE SILVA SOARES
SIRLEI MARQUES PASCHOAL
VITOR HENRIQUE DE SOUZA LIMA

MARASUL- INDÚSTRIA DE ÓLEOS VEGETAIS

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado como requisito parcial à obtenção do título de Bacharel em Engenharia Química, da Coordenação de Engenharia Química da Universidade Tecnológica Federal do Paraná – *Campus Apucarana*.

Orientadora: Prof.^a Dr.^a Maraísa Lopes de Menezes.

Coorientadora: Prof.^a Dr.^a Luciana de Souza Moraes.



TERMO DE APROVAÇÃO

MaraSul - Indústria de Óleos Vegetais

por

Ana Caroline Raimundini Aranha

Andressa Lopes Ferrari

João Pedro Andrade Silva Soares

Sirlei Marques Paschoal

Vitor Henrique de Souza Lima

Este Trabalho de Conclusão de Curso foi apresentado em 12 de Novembro de 2018 como requisito parcial para a obtenção do título de Bacharel em Engenharia Química da Universidade Tecnológica Federal do Paraná – Câmpus Apucarana. Os candidatos foram arguidos pela banca examinadora composta pelos professores abaixo assinados. Após deliberação, a banca examinadora considerou o trabalho aprovado.

Prof.^a Dr.^a Maraísa Lopes de Menezes
Orientadora

Prof.^a Dr.^a Luciana de Souza Moraes
Coorientadora

Prof.^a Dr.^a Caroline Casagrande Sipoli
Membro

Prof.^a Dr.^a Fernanda Lini Seixas
Membro

“A Folha de Aprovação assinada encontra-se na Coordenação do Curso”.

Dedico este trabalho aos meus pais Carlos e Sonia, avós Ana e Euclides e minha irmã Eliana por me acompanhar durante toda a faculdade, pelo apoio, esforço e todas as orações que dedicaram a mim. Dedico também ao meu namorado André por me auxiliar em todos os momentos e me dar forças. E a todos os amigos e familiares que torceram por mim.

Dedico este trabalho aos meus pais Éden e Sandra, por todo o esforço e apoio durante essa fase da minha vida e por sempre acreditarem em mim. Dedico também ao meu namorado Erik que esteve ao meu lado desde o início me dando forças. E a todos os amigos e familiares que torceram por mim.

Gostaria de dedicar este trabalho aos meus pais, Marlene Andrade e Sirley Correa, por sempre estarem me dando forças. Também dedico aos meus avós por acreditarem e torcerem por mim, enquanto nem eu mesmo fosse capaz de acreditar. Acima de tudo, dedico a Deus pelo apoio espiritual. E por fim, a todos os meus amigos que aguentaram minhas reclamações e me apoiaram.

Dedico este trabalho aos meus pais Olimpio e Maria e ao meu irmão Silvio por estarem sempre ao meu lado independente de qual seja a situação. Dedico também a minha vó Maria que sempre intercedeu pelos meus estudos. E a todos os familiares e amigos por torcerem e acreditarem em mim.

Dedico este trabalho primeiramente a Deus, por ser essencial em minha vida, meu guia. Dedico também ao meu pai Luiz Cláudio de Lima e minha mãe Luzia Lacerda de Souza por terem me apoiado em todos os momentos da minha vida. E a todos os amigos que confiaram e acreditaram em mim.

AGRADECIMENTOS

A Deus que sempre nos iluminou e nos deu a força necessária para seguir.

Às nossas famílias que permaneceram ao nosso lado durante toda a graduação dando suporte, amor, paciência e incentivo para que chegássemos até aqui.

À Universidade Tecnológica Federal do Paraná pela estrutura fornecida e aos nossos professores por todos os conhecimentos compartilhados que foram de grande importância para a realização deste trabalho e para nossa formação como profissionais da Engenharia Química. Agradecemos em especial à nossa orientadora Maraísa Lopes de Menezes e à nossa coorientadora Luciana de Souza Moraes.

Agradecemos, também, ao Professor Doutor Fernando Alves da Silva pela grande participação em nossa formação acadêmica e na realização deste trabalho.

Por fim, aos nossos amigos que tornaram esses anos, mesmo nos momentos mais difíceis, lembranças agradáveis.

“Para realizar grandes conquistas, devemos não apenas agir, mas também sonhar; não apenas planejar, mas também acreditar.”

(Anatole France)

RESUMO

O óleo de soja é composto por ácidos graxos essenciais para o organismo humano, além de ser fonte de vitamina E. Configura-se como um dos principais óleos consumidos no mundo com projeções de crescimento para os próximos anos. Devido a existência de mercado para o produto e a disponibilidade de matéria-prima no solo brasileiro, a MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais, localizada no município de Estreito (MA), se propõe a produzir e vender a marca de óleo de soja refinado Liosoy para as regiões norte e nordeste do Brasil. O processo industrial inicia-se com o recebimento, limpeza e armazenamento da matéria-prima, seguido da preparação do grão, extração, refino e envase. A extração caracteriza-se como a principal etapa de obtenção do óleo, sendo executada com o emprego de solvente. A empresa busca ser reconhecida como um referencial de qualidade no mercado nacional de óleo de soja e conquistar futuramente o mercado externo com o excedente produzido. O trabalho contém os balanços material e energético, necessários para o dimensionamento e escolha dos equipamentos, tratamento dos efluentes gerados, integração energética e análise financeira com o objetivo de verificar a viabilidade econômica da indústria.

Palavras-chave: Óleo de soja. Soja. Extração. MaraSul. Liosoy.

ABSTRACT

The soybean oil is composed by fatty acids that are essential for human body and is a source of vitamin E. It is one of the most consumed oils in the world with growth projections for next years. Due to the market existence for the product and the availability of feedstock in brazilian ground, MaraSul – *Indústria de Óleos Vegetais* (Vegetable Oils Industry), localized in Estreito (MA) city, has the purpose to produce and to sell the soybean oil Liosoy for the north and northeast of Brazil. The industrial process begins with the feedstock receipt, cleaning and stock, followed by grain preparation, extraction, oil refining and packaging. The extraction is characterized as the main step for the oil production, being executed with the use of solvent. The company seeks to be recognized as a quality referential in the soybean oil national market and reaches in the future the foreign market with surplus production. This work contains the massl and energy balance, which are fundamental to size and choose the equipments, effluent treatment, energy integration and financial analysis to verify the economic viability.

Keywords: Soybean oil. Soybean. Extraction. MaraSul. Liosoy.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1 - Participação na produção brasileira (em %)	29
Figura 2 – Projeção do óleo de soja	34
Figura 3 – Marca da empresa	37
Figura 4 – Identificação visual do produto	38
Figura 5 – Rótulo do produto	38
Figura 6 – Cidades produtoras do MATOPIBA.....	40
Figura 7 – Malha ferroviária da região de instalação.....	42
Figura 8 – Região da instalação da indústria de óleo de soja MaraSul.....	43
Figura 9 – Diagrama de blocos da produção de óleo de soja	45
Figura 10 – Setor de recebimento.....	52
Figura 11 – Peneira (P-1001)	54
Figura 12 – Secador (S-1001) e armazém (SA-1002)	56
Figura 13 – Setor de preparo	59
Figura 14 – Peneira (P-2001) e armazém	60
Figura 15 – Secador II (S-2001)	62
Figura 16 – Quebrador (Q-2001)	64
Figura 17 – Separador de cascas (SC-2001)	66
Figura 18 – Condicionador (CD-2001)	68
Figura 19 – Laminador (L-2001)	69
Figura 20 – Secador/Resfriador (SR-2001)	71
Figura 21 – Setor de extração e recuperação do solvente.....	72
Figura 22 – Extrator (EX-3101)	74
Figura 23 – Dessolventizador-Tostador e Secagem (D-3101)	76
Figura 24 – Evaporador I (E-3201)	80
Figura 25 – Evaporador II (E-3202)	83
Figura 26 – Coluna de <i>Stripping</i> (SP-3201)	86
Figura 27 – Diagrama p-U	89
Figura 28 – Separador de fase (SF-3201)	90
Figura 29 – Condensador I (C-3301)	92
Figura 30 – Misturador I (M-3301)	93
Figura 31 – Misturador II (M-3302)	95
Figura 32 – Condensador II (C-3302)	96

Figura 33 – Decantador (D-3301)	98
Figura 34 – Setor de refino	100
Figura 35 –Misturador III (M-4101)	101
Figura 36 – Centrífuga I (CG-4101)	102
Figura 37 – Misturador IV (M-4201)	104
Figura 38 – Tanque ácido-base (TAB-4201)	107
Figura 39 – Centrífuga II (CG-4201)	109
Figura 40 – Tanque de lavagem (M-4202)	110
Figura 41 – Centrífuga III (CG-4202)	112
Figura 42 – Branqueador (B-4301)	114
Figura 43 – Filtro-prensa (FP-4301)	116
Figura 44 – Desodorizador (DR-4401)	118
Figura 45 – Condensador III (C-4401)	120
Figura 46 – Setor 5000 (Caldeiraria)	122
Figura 47 – Representação da caldeira flamotubular	123
Figura 48 – Tombador	133
Figura 49 – Silo plano	133
Figura 50 – Balança de fluxo	134
Figura 51 – Máquina de limpeza	135
Figura 52 – Secador	136
Figura 53 – Silo elevado	137
Figura 54 – Peneira vibratória horizontal	138
Figura 55 – Quebrador	140
Figura 56 – Separador de casca	140
Figura 57 – Condicionador rotativo	141
Figura 58 – Laminador	142
Figura 59 – Secador/Resfriador	142
Figura 60 – Representação da extração sólido-líquido contracorrente	143
Figura 61 – Método gráfico para multiestágios em contracorrente	143
Figura 62 – Método gráfico para determinação de estágios do extrator	145
Figura 63 – Extrator Rotocel	146
Figura 64 – Dessolventizador – Tostador e Secagem	147
Figura 65 – Evaporador de tubo longo	149
Figura 66 – Coluna de <i>stripping</i>	150

Figura 67 – Tanque de armazenamento de óleo	151
Figura 68 – Separador de fases	152
Figura 69 – Condensador serpentina	154
Figura 70 – Condensador industrial do tipo casco e tubo	155
Figura 71 – Misturador Estático	156
Figura 72 – Decantador lamelar	157
Figura 73 – Misturador Contínuo estático – Parte Interna	158
Figura 74 – Centrífuga	159
Figura 75 – Tanque de Mistura	161
Figura 76 – Tanque misturador	162
Figura 77 – Centrífugas II e III	163
Figura 78 – Branqueador	164
Figura 79 – Filtro-Prensa de Placas	165
Figura 80 – Desodorizador	167
Figura 81 – Condensador serpentina	168
Figura 82 – Pré-forma 900 mL	169
Figura 83 – Máquina de moldagem por sopro.....	170
Figura 84 – Máquina enchedora	171
Figura 85 – Máquina rotuladora	172
Figura 86 – Caldeira	173
Figura 87 – Turbina	174
Figura 88 – Trocadores de calor I, II e III	176
Figura 89 – Bomba centrífuga	178
Figura 90 – Bomba de deslocamento positivo	179
Figura 91 – Método gráfico para torre de resfriamento	181
Figura 92 – Torre de resfriamento	182
Figura 93 – Variação de entalpia das correntes em função da temperatura	185
Figura 94 – Curva composta das correntes quentes e fria do processo	185
Figura 95 – Cascata	186
Figura 96 – Construção da curva composta com o Pinch	187
Figura 97 – Planta baixa MaraSul	188
Figura 98 – Planta baixa recepção e auditório (térreo)	189
Figura 99 – Planta baixa prédio administração (primeiro andar)	189
Figura 100 – Planta baixa prédio do restaurante.....	190

Figura 101 – Planta baixa almoxarifado e vestiário	191
Figura 102 – Planta baixa sala de controle e laboratório	191
Figura 103 – Vista superior da MaraSul	193
Figura 104 – Vista frontal da MaraSul	193
Figura 105 – Vista frontal da recepção	194
Figura 106 – Vista tombador e silos	194
Figura 107 – Vista torres de resfriamento e decantador	195
Figura 108 – Vista turbinas e caldeira	195
Figura 109 – Vista interior da sala de controle	196
Figura 110 – Vista interior do laboratório de controle de qualidade	196
Figura 111 – Vista interior da sala de reuniões	197
Figura 112 – Vista interior do auditório	197
Figura 113 – Vista interior do restaurante	198
Figura 114 – Despesas fixas	203
Figura 115 – Custo de energia (R\$/dia)	204
Figura 116 – Preço e quantidade anual dos insumos	205
Figura 117 – Fluxo de caixa anual da MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais	212
Figura 118 – Fluxo de caixa anual da MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais (Continuação)	213
Figura 119 – Fluxo de Caixa	214
Figura 120 – <i>Payback</i>	216

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Nomes, notação abreviada e fontes de ácidos graxos recorrentes.....	31
Tabela 2 – Produção mundial de óleos vegetais, em milhões de toneladas.....	33
Tabela 3 – Produção de soja, em milhões de toneladas, por região brasileira	35
Tabela 4 – Área plantada de soja por região brasileira, em milhões de hectares	35
Tabela 5 – Valores das correntes na peneira	55
Tabela 6 – Valores das correntes no secador I	58
Tabela 7 – Valores das correntes na peneira da limpeza	61
Tabela 8 – Valores das correntes no secador II	63
Tabela 9 – Valores das correntes no quebrador	65
Tabela 10 – Valores das correntes no separador de cascas	67
Tabela 11 – Valores das correntes no condicionador	68
Tabela 12 – Valores das correntes no laminador	70
Tabela 13 – Valores das correntes no secador/resfriador	71
Tabela 14 – Valores das correntes no extrator	75
Tabela 15 – Valores das correntes no DTS	77
Tabela 16 – Valores das correntes no evaporador I	81
Tabela 17 – Valores das correntes no evaporador II	84
Tabela 18 – Valores das correntes na coluna de <i>stripping</i>	87
Tabela 19 – Valores das correntes no separador de fase	91
Tabela 20 – Valores das correntes no condensador I	92
Tabela 21 – Valores das correntes no misturador I.....	94
Tabela 22 – Valores das correntes no misturador II	96
Tabela 23 – Valores das correntes no condensador II	97
Tabela 24 – Valores das correntes no decantador	99
Tabela 25 – Valores das correntes no misturador III.....	102
Tabela 26 – Valores das correntes na centrífuga I	103
Tabela 27 – Valores das correntes no tanque de mistura	105
Tabela 28 – Valores das correntes no tanque ácido-base	108
Tabela 29 – Valores das correntes na centrífuga II	110
Tabela 30 – Valores das correntes no tanque de lavagem	111
Tabela 31 – Valores das correntes na centrífuga III	113

Tabela 32 – Valores das correntes no branqueador	115
Tabela 33 – Valores das correntes no filtro-prensa	117
Tabela 34 – Valores das correntes para o volume de controle dos estágios 3 a 5 do desodorizador.....	119
Tabela 35 – Valores das correntes no condensador III	121
Tabela 36 – Parâmetros do controle de qualidade do óleo de soja	130
Tabela 37 – Dados das correntes do processo	144
Tabela 38 – Dados de retenção com base na literatura	144
Tabela 39 – Área de troca térmica	148
Tabela 40 – Área de troca térmica dos condensadores	153
Tabela 41 – Área de troca térmica do condensador III	168
Tabela 42 – Dados obtidos pelo método gráfico	181
Tabela 43 – Dados das correntes participantes da integração energética	184
Tabela 44 – Dados de cascata e cascata acumulada das correntes de processo .	186
Tabela 45 – Áreas das edificações	192
Tabela 46 – Padrões de lançamento de efluente no corpo receptor	199
Tabela 47 – Custo anual de produção – três primeiros anos de empreendimento .	205
Tabela 48 – Financiamento do BNDES	207
Tabela 49 – Depreciação dos bens	208
Tabela 50 – Custo anual da depreciação	209
Tabela 51 – Lucro bruto anual por produto vendido	209
Tabela 52 – Tributos fixos	210
Tabela 53 – Fluxo de caixa, valor presente e <i>payback</i>	215

LISTA DE QUADROS

Quadro 1 – Especificações do tombador	132
Quadro 2 – Especificações do silo plano	133
Quadro 3 – Especificações da balança de fluxo	134
Quadro 4 – Especificações da máquina de limpeza	135
Quadro 5 – Especificações do secador I	136
Quadro 6 – Especificações do silo elevado	137
Quadro 7 – Especificações da peneira vibratória	138
Quadro 8 – Especificações do secador II	139
Quadro 9 – Especificações do quebrador	139
Quadro 10 – Especificações do separador de casca	139
Quadro 11 – Especificações do condicionador rotativo	141
Quadro 12 – Especificações do laminador	141
Quadro 13 – Especificações do secador/resfriador	142
Quadro 14 – Especificações do extrator Rotocel	145
Quadro 15 – Especificações do dessonventizador-tostador secador	147
Quadro 16 – Especificações do evaporador I	149
Quadro 17 – Especificações do evaporador II	149
Quadro 18 – Especificações da coluna de <i>stripping</i>	150
Quadro 19 – Especificações do tanque de armazenamento de óleo	151
Quadro 20 – Especificações técnicas do separador de fases	152
Quadro 21 – Especificações do condensador I	154
Quadro 22 – Especificações do condensador II	154
Quadro 23 – Especificações técnicas dos misturadores I e II	156
Quadro 24 – Especificações do decantador	157
Quadro 25 – Especificações do misturador contínuo estático III	158
Quadro 26 – Especificações da centrífuga I	159
Quadro 27 – Especificações do tanque de mistura	160
Quadro 28 – Especificações do tanque misturador	162
Quadro 29 – Especificações da centrífuga II e III	163
Quadro 30 – Especificações do branqueador	164
Quadro 31 – Especificações do filtro prensa de placas	165
Quadro 32 – Especificações do desodorizador	166

Quadro 33 – Especificações do condensador III	168
Quadro 34 – Especificações da máquina de moldagem por sopro	170
Quadro 35 – Especificações da máquina enchedora	171
Quadro 36 – Especificações da máquina rotuladora	172
Quadro 37 – Especificações da caldeira	173
Quadro 38 – Especificações da turbina	174
Quadro 39 – Especificações dos trocadores de calor	175
Quadro 40 – Especificações da bomba centrífuga	177
Quadro 41 – Especificações da bomba de deslocamento positivo	179
Quadro 42 – Especificações da torre de resfriamento.....	182

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ABIOVE	Associação Brasileira das Indústrias de Óleos Vegetais
ADM	<i>Archer Daniel's Midland</i>
BNDES	Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social
COFINS	Contribuição para o Financiamento da Seguridade Social
CONAB	Companhia Nacional de Abastecimento
CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente
CSLL	Contribuição Social sobre o Lucro Líquido
DBO	Demanda Bioquímica de Oxigênio
DQO	Demanda Química de Oxigênio
DRE	Demonstrativo do Resultado do Exercício
DTS	Dessolventizador-Tostador e Secagem
EBITDA	<i>Earnings before interest, taxes, depreciation and amortization</i>
EF	Estrada de Ferro
EFC	Estrada de Ferro Carajás
EMBRAPA	Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária
EPI	Equipamento de Proteção Individual
FGTS	Fundo de Garantia do Tempo de Serviço
IBGE	Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística
ICMS	Imposto sobre Circulação de Mercadorias e Serviços
INSS	Instituto Nacional do Seguro Social
IOF	Imposto sobre Operações de Crédito, Câmbio e Seguro
IPTU	Imposto Predial e Territorial Urbano
IRPF	Imposto de Renda Pessoa Física
IRPJ	Imposto de Renda – Pessoa Jurídica
ISSQN	Imposto sobre serviços de qualquer natureza
LAIR	Lucro Antes do Imposto de Renda
MATOPIBA	Maranhão, Tocantins, Piauí e Bahia
PFD	<i>Process Flow Diagram</i>
PET	Poli (tereftalato de etileno)
PIB	Produto Interno Bruto
PIS	Programa de Integração Social
SAC	Sistema de Amortização Constante

SELIC	Sistema Especial de Liquidação e Custódia
TIR	Taxa Interna de Retorno
TMA	Taxa Mínima de Atratividade
USDA	<i>United States Department of Agriculture</i>
VFCO	Viação Férrea Centro Oeste
VPL	Valor Presente Líquido

LISTA DE SÍMBOLOS

F	Vazão mássica
\dot{G}	Taxa de geração
\dot{C}	Taxa de consumo
NI	Número de incógnitas
NE _{LI}	Número de equações linearmente independentes
K	Energia cinética
P	Energia potencial
U	Energia interna
Q	Calor
ω	Trabalho
H	Entalpia
h	Entalpia específica
g	Aceleração da gravidade
v	Velocidade
z	Cota
λ	Calor latente
C _p	Calor específico
M	Umidade
\mathcal{H}	Umidade absoluta do ar
T _i	Temperatura do componente i
p _i	Pressão do componente i
y _i	Composição do componente i no vapor
D	Diâmetro
V	Volume
U	Volume específico
\dot{V}	Vazão volumétrica
U'	Coefficiente de troca térmica
A	Área

ΔT	Varição de temperatura
ΔT_{ml}	Média logarítmica da variação de temperatura
$k_y a$	Coefficiente de transferência de massa
3D	Três dimensões
τ	Tempo de retenção
μ_m	Taxa de crescimento específico
K_s	Coefficiente de meia saturação
b	Taxa de decaimento
X_e	Concentração de biomassa
Y	Fator de rendimento
S	Concentração de DBO
TAS	Taxa de aplicação superficial
TDH	Tempo de detenção hidráulica
$H_{\text{água}}$	Profundidade da água
FC	Fluxo de caixa

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	26
2. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	28
2.1 Soja	28
2.2 Farelo de soja	30
2.3 Óleos vegetais	30
2.4 Óleo de soja	31
2.5 Extração do óleo de soja	32
3. JUSTIFICATIVA	33
4. EMPREENDIMENTO	37
4.1 A Empresa	37
4.2 O Produto	37
4.3 Missão, Visão e Valores	39
4.4 Localização	39
4.4.1 Histórico do município de Estreito – MA.....	41
4.4.2 Mão de obra do município.....	41
4.4.3 Logística.....	41
4.5 Público-Alvo	44
5. DIAGRAMA DE BLOCOS E <i>PROCESS FLOW DIAGRAM</i>	45
6. DESCRIÇÃO DO PROCESSO, BALANÇO DE MASSA E BALANÇO DE ENERGIA	48
6.1 Setor 1000 - Recebimento	52
6.1.1 Recebimento e Análise.....	53
6.1.2 Pré-limpeza.....	53
6.1.3 Secagem I e Armazenamento.....	55
6.2 Setor 2000 - Preparo	58
6.2.1 Limpeza.....	59
6.2.2 Secagem II.....	61
6.2.3 Quebra.....	63
6.2.4 Separação das Cascas.....	65
6.2.5 Condicionamento.....	67
6.2.6 Laminação.....	69

6.2.7 Secador/Resfriador	70
6.3 Setor 3000 – Extração	72
6.3.1 Área 100 – Extração e Dessolventização.....	72
6.3.2 Área 200 – Conjunto de evaporadores e coluna de <i>stripping</i>	78
6.3.3 Área 300 – Recuperação do Solvente	90
6.4 Setor 4000 – Refino	99
6.4.1 Área 100 - Degomagem	100
6.4.2 Área 200 - Neutralização.....	103
6.4.4 Área 300 - Branqueamento.....	113
6.4.5 Área 400 - Desodorização	117
6.5 Envase	121
6.6 Setor 5000 – Caldeiraria	122
6.6.1 Área 100 – Caldeira	122
6.6.2 Área 200 - Turbinas.....	125
7. Balanço de Energia para os Trocadores de Calor	127
8. Laboratório de Controle de Qualidade	128
8.1 Análise da matéria prima.....	128
8.2 Análise de produto final.....	129
8.3 Análises da água de alimentação da caldeira e da torre de resfriamento	130
9. DIMENSIONAMENTO E ESPECIFICAÇÕES DOS EQUIPAMENTOS	132
9.1 Setor 1000 - Recebimento	132
9.1.1 Recebimento	132
9.1.2 Pré-limpeza.....	134
9.1.3 Secagem I e Armazenamento	135
9.2 Setor 2000 - Preparo	137
9.2.1 Limpeza.....	138
9.2.2 Secagem II.....	138
9.2.3 Quebra e Separação de Casca.....	139
9.2.4 Condicionamento.....	140
9.2.5 Laminação	141
9.3 Setor 3000 – Extração	142
9.3.1 Área 100 – Extração e Dessolventização.....	142
9.3.2 Área 200 – Evaporação e <i>Stripping</i>	147

9.3.3 Área 300 – Recuperação do Solvente	151
9.4 Setor 4000 - Refino	158
9.4.1 Área 100 - Degomagem	158
9.4.2 Área 200 - Neutralização.....	160
9.4.3 Área 300 - Branqueamento.....	164
9.4.4 Área 400 – Desodorização.....	166
9.4.5 Envase	169
9.5 Setor 5000 – Caldeiraria	172
9.5.1 Área 100 – Caldeira	172
9.5.2 Área 200 - Turbinas.....	174
9.6 Trocadores de calor	175
9.7 Bombas	176
9.7.1 Bombas centrífugas	176
9.7.2 Bombas de deslocamento positivo	178
9.8 Torre de Resfriamento.....	179
10 INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA	184
11 LAYOUT	188
11.1 Planta Baixa	188
11.2 Planta 3D.....	193
12. UNIDADE DE TRATAMENTO DE EFLUENTES.....	199
12.1 Resíduos Sólidos	199
12.2 Águas Residuais.....	199
12.3 Lodo	201
13. ANÁLISE FINANCEIRA	202
13.1 Despesas fixas	202
13.2 Despesas variáveis	204
13.3 Capital de Giro	206
13.4 Financiamento.....	207
13.5 Depreciação	208
13.6 Lucro bruto anual e impostos.....	209
13.7 Fluxo de caixa	210

13.8 <i>Payback</i> , Valor Presente Líquido e Taxa Interna de Retorno	214
14 CONCLUSÃO	217
REFERÊNCIAS	218
ANEXO 1 – DIAGRAMA ENTALPIA-CONCENTRAÇÃO PARA HIDRÓXIDO DE SÓDIO AQUOSO A 1 ATM.....	239
ANEXO 2 – CARTA PSICOMÉTRICA.....	240
APÊNDICE A – RESULTADO DOS CÁLCULOS DO BALANÇO ENERGÉTICO PARA O SECADOR I (S-1001).....	241
APÊNDICE B – RESULTADO DOS CÁLCULOS DO BALANÇO ENERGÉTICO PARA O SECADOR II (S-2001).....	242
APÊNDICE C – RESULTADO DOS CÁLCULOS DO BALANÇO ENERGÉTICO PARA O CONDICIONADOR (CD-2001)	243
APÊNDICE D – RESULTADO DOS CÁLCULOS DO BALANÇO ENERGÉTICO PARA O SECADOR-RESFRIADOR (SR-2001).....	244
APÊNDICE E – RESULTADO DOS CÁLCULOS DO BALANÇO ENERGÉTICO PARA O DTS (DT-3101)	245
APÊNDICE F –RESULTADO DOS CÁLCULOS DO BALANÇO ENERGÉTICO PARA O EVAPORADOR I (E-3201)	246
APÊNDICE G – RESULTADO DOS CÁLCULOS DO BALANÇO ENERGÉTICO PARA O EVAPORADOR II (E-3202).....	247
APÊNDICE H – RESULTADO DOS CÁLCULOS DO BALANÇO ENERGÉTICO PARA A COLUNA DE <i>STRIPPING</i> (SP-3201).....	248
APÊNDICE I – RESULTADO DOS CÁLCULOS DO BALANÇO ENERGÉTICO PARA O CONDENSADOR I (C-3301).....	249
APÊNDICE J – RESULTADO DOS CÁLCULOS DO BALANÇO ENERGÉTICO PARA O CONDENSADOR II (C-3302).....	250
APÊNDICE K – RESULTADO DOS CÁLCULOS DO BALANÇO ENERGÉTICO PARA O DECANTADOR (DC-3301).....	251
APÊNDICE L – RESULTADO DOS CÁLCULOS DO BALANÇO ENERGÉTICO PARA MISTURADOR IV (M-4201).....	252
APÊNDICE M – RESULTADO DOS CÁLCULOS DO BALANÇO ENERGÉTICO PARA BRANQUEADOR (B-4301).....	253
APÊNDICE N – RESULTADO DOS CÁLCULOS DO BALANÇO ENERGÉTICO PARA DESODORIZADOR (DR-4401).....	254
APÊNDICE O – RESULTADO DOS CÁLCULOS DO BALANÇO ENERGÉTICO PARA CONDENSADOR III (C-4401).....	255
APÊNDICE P – RESULTADO DOS CÁLCULOS DO BALANÇO ENERGÉTICO PARA OS TROCADORES DE CALOR.	256
APÊNDICE Q – RESULTADO DOS CÁLCULOS DO BALANÇO ENERGÉTICO PARA A CALDEIRA (CR-5101).	257

APÊNDICE R – RESULTADO DOS CÁLCULOS DO BALANÇO ENERGÉTICO PARA AS TURBINAS.	258
APÊNDICE S – ORGANOGRAMA MARASUL - INDÚSTRIA DE ÓLEOS VEGETAIS.	259
APÊNDICE T – CUSTOS DE PRODUÇÃO - COLABORADORES.	262
APÊNDICE U – TRATAMENTO DE EFLUENTES.	264
APÊNDICE V – LEGENDA DE IDENTIFICAÇÃO DOS EQUIPAMENTOS NO PFD DA MARASUL – INDÚSTRIA DE ÓLEOS VEGETAIS.	266
APÊNDICE W– ESPECIFICAÇÕES DOS EQUIPAMENTOS NO PFD DA MARASUL – INDÚSTRIA DE ÓLEOS VEGETAIS.	267
APÊNDICE X– ESPECIFICAÇÕES DOS EQUIPAMENTOS NO PFD DA MARASUL – INDÚSTRIA DE ÓLEOS VEGETAIS (CONTINUAÇÃO).	268
APÊNDICE Y– LEGENDA DAS UTILIDADES NO PFD DA MARASUL – INDÚSTRIA DE ÓLEOS VEGETAIS.	269
APÊNDICE Z– INFORMAÇÕES COMPLEMENTARES DAS CORRENTES APRESENTADAS NO PFD DA MARASUL – INDÚSTRIA DE ÓLEOS VEGETAIS.	270

1. INTRODUÇÃO

A soja (*Glycine max*) é um grão com formato arredondado e cor amarela, pertencente à família das leguminosas. Estudos e evidências arqueológicas apontam que a soja tem origem no continente asiático, em especial, na China, por volta de 2838 a.C., sendo utilizada como base da alimentação nesse período. Sua chegada no Brasil ocorreu em 1882 no estado da Bahia, porém o sucesso no cultivo foi possível somente em 1914, no Rio Grande do Sul, com os imigrantes japoneses (CÂMARA, 2015; NUNES, 2016).

O grão é constituído por 40,3% de proteínas, 33,8% de carboidratos e 21,0% de lipídios (CÂMARA, 2015). A principal utilização dessa leguminosa é para a produção do óleo bruto, o qual é empregado na fabricação do óleo de cozinha, margarinas, maionese, biodiesel e, também na obtenção do farelo, adicionado como complemento em ração animal. As indústrias de cosméticos, tintas, plásticos e alimentos também utilizam esse grão (APROSOJA BRASIL, 2014).

Dentre todas as aplicações citadas, a de maior destaque é a produção de óleo. De acordo com a Instrução Normativa 49/2006 do Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento, os óleos vegetais são definidos como um produto alimentício que possui triglicerídeos de ácidos graxos obtidos a partir de matéria-prima vegetal, sendo refinados mediante o emprego de processos tecnológicos adequados. Além disso, podem conter quantidades mínimas de outros lipídios, constituintes insaponificáveis e ácidos graxos livres, os quais são encontrados naturalmente no óleo vegetal.

O óleo de soja é um exemplo de óleo vegetal composto por ácidos graxos essenciais para o organismo humano, entre os quais destacam-se o ácido oleico, linoleico (ômega 6) e linolênico (ômega 3). Além disso, é fonte de vitaminas lipossolúveis (vitamina E) que fornecem calorias para o corpo (LIU, 2016). Seu processo produtivo é baseado na extração de óleo do grão por meio de um solvente, seguido das etapas de refino e envase. Atualmente, existem multinacionais que possuem destaque nacional na produção de óleo de soja como BUNGE, ADM (*Archer Daniel's Midland*) e Cargill.

Baseado no panorama exposto, o presente trabalho tem por objetivo estudar a implantação de uma indústria de óleo de soja englobando o processamento

industrial com os balanços de massa, balanços de energia, dimensionamento dos equipamentos e verificação da viabilidade econômica da indústria.

2. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

2.1 Soja

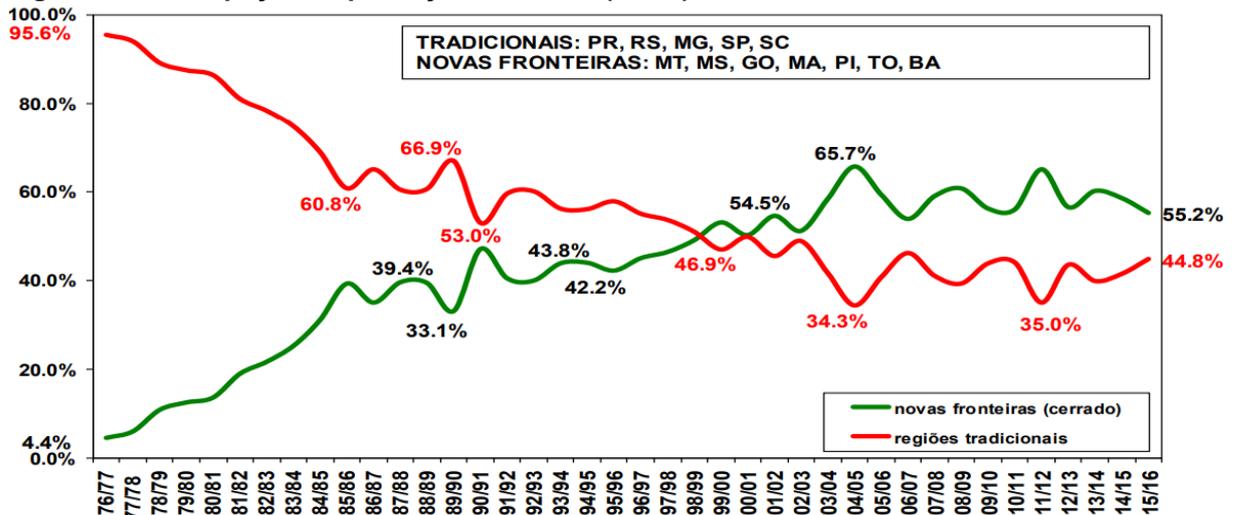
De acordo com Câmara (2015), a soja é classificada como um dos cinco principais alimentos fornecedores de proteína. Os Estados Unidos e o Brasil são os principais produtores de soja, seguidos por Argentina e China. Juntos, EUA e Brasil contribuem com aproximadamente 65% de toda produção mundial (FORMIGONI, 2017).

A partir da década de 1960 a soja se estabeleceu como uma cultura economicamente importante para o Brasil, sendo que 98% de todo volume de produção da época era gerado pelos três estados da Região Sul. Na década seguinte, houve um expressivo crescimento da produção, fazendo com que o grão se consolidasse como a principal cultura do agronegócio brasileiro (EMPRAPA, 2003).

A implementação de novas tecnologias proporcionou técnicas de produção e cultivares mais adaptados à região Centro-Oeste do Brasil expandindo a cultura da soja no Mato Grosso do Sul, Mato Grosso e Goiás (EMPRAPA, 2003).

Atualmente, a soja é cultivada em praticamente todo o território brasileiro, apresentando em várias regiões produtividades médias superiores à obtida pela soja norte-americana. Esse volume de produção deve-se à utilização de cultivares adaptados à região tropical, além da adequada construção da fertilidade do solo e adoção de práticas de manejo que visam à obtenção de alta produtividade (CÂMARA, 2015). A Figura 1 retrata as novas fronteiras agrícolas da soja no Brasil.

Figura 1 – Participação na produção brasileira (em %).



Fonte: DEPEC (2017).

O complexo soja, o qual compreende grão, óleo e farelo, é uma das maiores cadeias agroindustriais do Brasil. Do grão esmagado, cerca de 80% é convertido em farelo e o restante em óleo (SOUZA *et al.*, 2010).

As exportações brasileiras do complexo soja totalizaram 83,675 milhões de toneladas em 2017 e a receita com as vendas externas do complexo atingiram US\$ 31,722 bilhões no mesmo ano, colocando o Brasil, atualmente, como líder no ranking de exportação de soja (ABIOVE, 2018). Já em relação à importação, a China é uma grande importadora mundial do complexo soja, visto que a produção desse grão no país é menor que seu consumo interno.

A nível nacional, o estado do Mato Grosso lidera a produção com 30,514 milhões de toneladas. Em seguida, aparece o Paraná, com 19,534 milhões de toneladas e o Rio Grande do Sul, com 18,714 milhões de toneladas (EMBRAPA, 2017).

Conforme estimativas da ABIOVE (2017), a produção de soja alcançará 146,5 milhões de toneladas em 2030, o que representará um aumento de 29,7% em relação à safra de 2016/2017.

2.2 Farelo de soja

O farelo de soja é um subproduto derivado do processamento do grão de soja para extração do óleo, possuindo valores de proteína variando entre 44% a 48% (THIAGO; SILVA, 2003).

A China é a maior produtora mundial de farelo de soja. Na safra 2016/2017, sua produção representou 20,5% de todo farelo produzido no mundo. Em seguida, EUA, Argentina e Brasil aparecem como maiores produtores detendo 18,1%, 15,2% e 13,9% de toda produção mundial, respectivamente. A Argentina é a líder na exportação deste produto com participação de 47,4% na safra 2016/2017, seguida pelo Brasil com 22,3%. Em relação à importação, a União Europeia é a de maior destaque detendo 31,4% de todo farelo importado na safra 2016/2017 (DEPEC, 2017).

De acordo com a CONAB (2017), até a safra de 2026/2027 há projeções de um crescimento de 19,8% na produção do farelo de soja no Brasil, enquanto que o consumo e a exportação crescerão cerca de 32,2% e 8,4%, respectivamente.

2.3 Óleos vegetais

Os óleos vegetais e as gorduras são constituídos por triglicerídeos que correspondem a compostos originados da reação entre uma molécula de glicerol e três moléculas de ácidos graxos. Os ácidos graxos podem ser saturados, monoinsaturados ou poli-insaturados, sendo que quanto maior o número de insaturações menor o ponto de fusão da substância. Assim, moléculas que apresentam muitas insaturações são líquidas à temperatura ambiente, ou seja, os óleos são ricos em ácidos graxos insaturados. Em contrapartida, as gorduras são sólidas à temperatura ambiente por apresentarem predominância de ácidos graxos saturados (FUENTES, 2011).

A Tabela 1 apresenta alguns ácidos graxos, sua notação abreviada e suas respectivas fontes.

Tabela 1 – Nomes, notação abreviada e fontes de ácidos graxos recorrentes.

Nome trivial	Notação	Fonte
Ácido butírico	4:0	Manteiga
Ácido capróico	6:0	Manteiga
Ácido caprílico	8:0	Óleo de coco, óleo de semente de palma
Ácido cáprico	10:0	Óleo de coco, óleo de semente de palma
Ácido láurico	12:0	Óleo de coco, óleo de semente de palma
Ácido mirístico	14:0	Óleo de coco, óleo de semente de palma
Ácido palmítico	16:0	Óleo de palma
Ácido esteárico	18:0	Manteiga de cacau, manteiga de karité
Ácido oleico	18:1(n-9)	Todos os óleos vegetais
Ácido linoleico	18:2(n-6)	Todos os óleos vegetais
Ácido α -linolênico	18:3(n-3)	Óleo de linhaça, óleo de soja, óleo de canola
Ácido γ -linolênico	18:3(n-6)	Óleo de onagra, groselha, óleo de semente, óleo de borragem
Ácido ecosanóico	20:0	Óleo de amendoim
Ácido beénico	22:0	Óleo de colza e óleo de amendoim
Ácido erúxico	22:1(n-9)	Óleo de colza com alto teor de ácido erúxico

Fonte: Adaptado de DIJKSTRA (2016).

2.4 Óleo de soja

Os grãos de soja possuem em torno de 18% de teor de óleo. A composição e o teor de cada ácido graxo do óleo de soja podem ser afetados pelas diferenças de variedade e também pelas condições climáticas de cada região (FUENTES, 2011). O óleo de soja possui nutrientes necessários para o organismo humano, além de ser um dos principais ingredientes para a fabricação de diversos alimentos.

Na segunda metade do século XX, o teor de óleo e proteína presente na soja chamou a atenção de grandes indústrias mundiais, fazendo com que o grão fosse empregado com a finalidade de obtenção do óleo. A expansão da indústria de óleo de soja no Brasil ocorreu na década de 1980, devido ao desenvolvimento de cultivares de soja mais adequados para alimentação e com teor elevado de proteína e lipídio (MANDARINO *et al.*, 2005).

Atualmente, os países que mais consomem óleo de soja são a China, Estados Unidos e Brasil. Em relação à importação, a Índia lidera o ranking, tendo importado 35,3% da safra 2016/2017. Já entre os países exportadores, a Argentina é o de maior destaque, seguido pelo Brasil (DEPEC, 2017).

2.5 Extração do óleo de soja

O grão ao adentrar na indústria passa por operações iniciais de preparo antes de dar início ao processo de extração, o qual compreende uma das principais etapas deste segmento industrial.

Há algumas opções para extração do óleo, entre elas, a extração por prensagem. As sementes que apresentam de 30% a 50% de óleo podem ser submetidas à extração em prensas contínuas (*expeller*) ou hidráulicas (descontínuas). O atrito e a pressão causados pela prensagem esmagam o material e permitem a liberação do óleo. Apesar de ser um método que gera um produto com suas propriedades naturais preservadas, é realizado normalmente em combinação com a extração por solvente, visto sua menor eficiência (CARVALHO, 2011).

Na extração com solvente orgânico o grão é previamente triturado e laminado a fim de facilitar a entrada do solvente. O óleo migra, então, do interior do grão para o solvente devido a maior afinidade com este por meio do fenômeno da transferência de massa. Embora seja mais agressiva ao ambiente, este tipo de extração é amplamente utilizado devido a sua eficiência (EMBRAPA SOJA, 2017).

Outro método altamente eficiente é a extração por fluido supercrítico. Acima de determinada temperatura e pressão (ponto crítico), o fluido encontra-se em um estado intermediário entre líquido e gás, tornando-se supercrítico e podendo agir em parte como solvente. O dióxido de carbono em estado supercrítico pode dissolver a maioria das moléculas orgânicas. A principal desvantagem reside no alto preço do produto final (MAUL *et al.*, 1996).

A extração por enzimas é outra alternativa para obtenção do óleo, consistindo no uso de enzimas que em meio aquoso conseguem romper a parede celular dos vegetais e liberar o óleo. Posteriormente, separa-se o óleo da água por centrifugação, obtendo-se um produto mais límpido do que na extração por solvente. O elevado custo das enzimas apresenta-se como limitação (SANTOS; FERRARI, 2005).

A principal diferença entre os azeites e os óleos baseia-se no fato do azeite ser obtido por prensagem (e em alguns casos com extração por enzimas) enquanto que o óleo é extraído, em sua maioria, com uso de solventes (SANTOS; FERRARI, 2005).

3. JUSTIFICATIVA

O Brasil é um dos países de maior destaque na produção de óleos vegetais. De acordo com o Departamento de Agricultura dos Estados Unidos (*United States Department of Agriculture - USDA*), no período 2016/2017, o país ocupava a sétima colocação na lista de maiores produtores.

O óleo de soja foi o segundo tipo de óleo mais produzido no mundo e a sua produção tem aumentado nas últimas safras como mostram os dados apresentados na Tabela 2. Em relação ao consumo doméstico, dados do USDA (2018) mostram que o óleo de palma é o mais consumido do mundo, com cerca de 33% do total dos óleos vegetais, sendo os países asiáticos os maiores consumidores. Já o óleo de soja ocupa a segunda posição com, aproximadamente, 30% e tem apresentado um aumento contínuo no consumo doméstico.

Tabela 2 – Produção mundial de óleos vegetais, em milhões de toneladas.

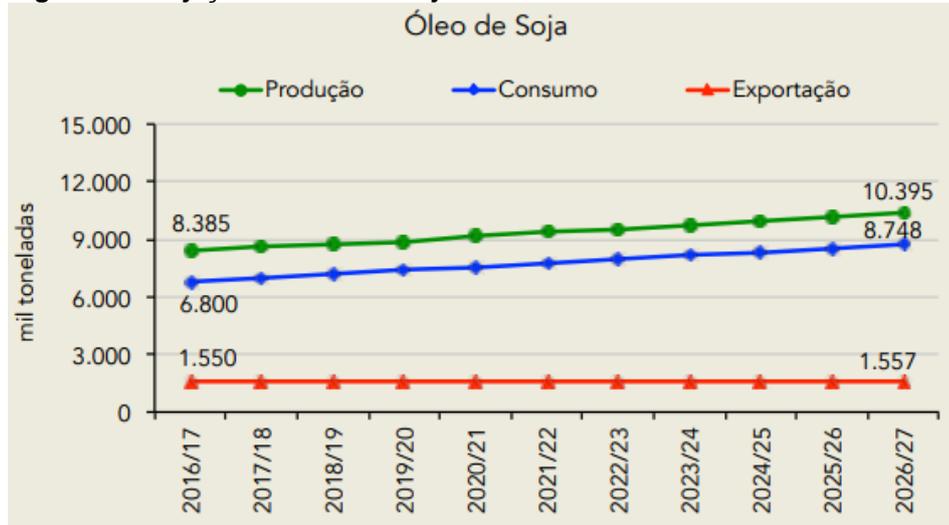
Tipo de óleo vegetal	2013/2014	2014/2015	2015/2016	2016/2017
Coco	3,38	3,37	3,32	3,36
Algodão	5,16	5,12	4,29	4,40
Azeite	3,20	2,40	3,12	2,49
Palma	59,36	61,87	58,90	64,87
Semente de palma	7,07	7,31	7,01	7,59
Amendoim	5,72	5,43	5,44	5,86
Colza	27,27	27,61	27,70	27,99
Soja	45,22	49,29	51,57	53,90
Girassol	15,45	14,92	15,38	18,21

Fonte: Adaptado de USDA (2018).

De acordo com USDA (2018), os quatro maiores produtores de óleo de soja são China, Estados Unidos, Argentina e Brasil, sendo que a produção brasileira apresenta destaque com seu aumento gradativo. No ano de 2010, o país produziu 6,9 milhões de toneladas de óleo de soja, enquanto que, em 2017, a produção alcançou 8,2 milhões de toneladas. Já em 2018, a previsão é de 8,5 milhões de toneladas, o que representa um acréscimo de 3,66% em comparação com o ano de 2017 (ABIOVE, 2017).

A Figura 2 apresenta a safra de 2016/2017 e as projeções futuras até 2026/2027 para o óleo de soja, com base em levantamentos das safras anteriores (EMBRAPA SOJA, 2017).

Figura 2 - Projeção do óleo de soja.



Fonte: Adaptado de MAPA (2017).

As projeções futuras confirmam que o consumo continuará crescendo nos próximos 10 anos, sendo necessário que as indústrias de óleo de soja aumentem suas capacidades de produção para atender a demanda de consumo. Vale ressaltar, também, que a instalação de novas unidades processadoras de óleo de soja é uma das responsáveis pelo aumento da produção, visando atender o consumo doméstico.

Outro fator determinante para a produção do óleo de soja é a disponibilidade de matéria-prima, uma vez que, a cultura se adapta bem em clima tropical e subtropical correspondente ao clima predominante brasileiro (EMBRAPA, 1999). A Tabela 3 mostra a produção de soja em grão por região brasileira.

Tabela 3 – Produção de soja em milhões de toneladas, por região brasileira.

Região	2013/2014	2014/2015	2015/2016	2016/2017	
Norte	3.391,30	4.289,50	3.818,90	5.536,40	(4,9%)*
Nordeste	6.620,90	8.084,10	5.107,10	9.644,70	(8,5%)
Centro-oeste	41.800,50	43.968,60	43.752,60	50.149,90	(44,0%)
Sudeste	5.015,30	5.873,50	7.574,90	8.151,50	(7,1%)
Sul	29.292,80	34.012,30	35.181,10	40.592,80	(35,5%)
Brasil	86.120,80	96.228,00	95.434,60	114.075,30	

Fonte: Adaptado de Conab (2018).

* As porcentagens representam a quantidade de soja produzida em cada região brasileira na última safra.

O Brasil possui produção de soja em todas as regiões de sua extensão, conforme se verifica pelos dados da Tabela 3. O centro-oeste é responsável por quase metade da produção brasileira, seguido das regiões sul e nordeste, respectivamente.

Outro motivo benéfico para as indústrias de óleo de soja no que diz respeito à disponibilidade de matéria-prima é a relação de área plantada que viabiliza a expansão do plantio desse grão no Brasil. A Tabela 4 fornece dados de milhões de hectares de área plantada por região do país.

Tabela 4 – Área plantada de soja por região brasileira, em milhões de hectares.

Região	2013/2014	2014/2015	2015/2016	2016/2017
Norte	1.178,9	1.441,2	1.576,3	1.809,0
Nordeste	2.602,2	2.845,3	2.878,2	3.095,8
Centro-oeste	13.909,4	14.616,1	14.925,1	15.193,6
Sudeste	1.989,9	2.116,2	2.326,9	2.351,4
Sul	10.492,7	11.074,1	11.545,4	11.459,6
Brasil	30.173,1	32.092,9	33.251,9	33.909,4

Fonte: Adaptado de Conab (2018).

Conforme a Tabela 4, a maioria das regiões apresentou um crescimento gradativo da área plantada confirmando a grande produção de soja em território brasileiro com possibilidade de expansão.

Segundo CONAB (2018), na safra de 2016/17 o percentual de área plantada destinada à soja frente a outras culturas agrícolas representou cerca de 60%. Além disso, existe uma perspectiva de aumento de 10 milhões de hectares até a safra

2026/27. Dessa forma, tal leguminosa apresenta potencial para se tornar o grão do futuro, favorecendo as indústrias de óleo de soja.

Conforme as justificativas apresentadas, como há abundância de matéria-prima atrelada à expansão de área plantada e a demanda pelo produto, é evidente que a instalação de uma indústria de óleo de soja pode-se tornar um projeto viável economicamente e com futuro promissor.

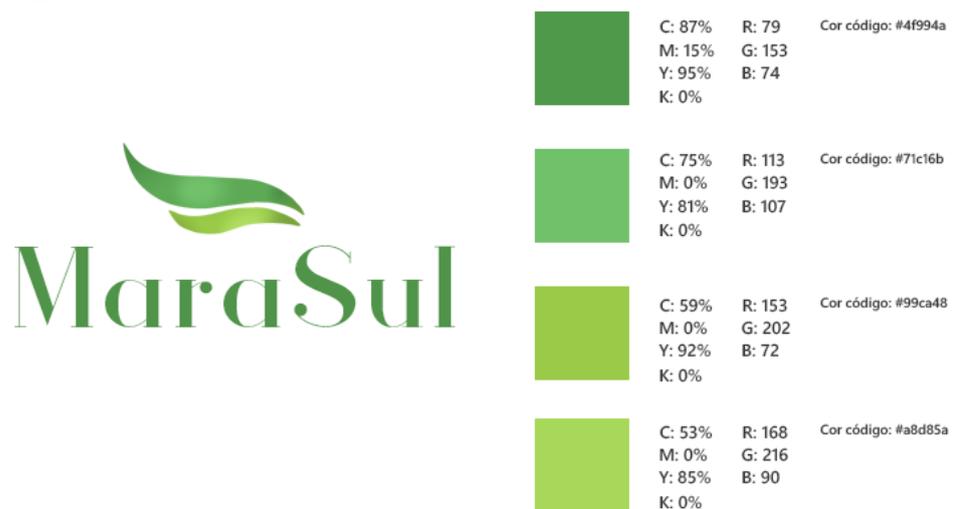
4. EMPREENDIMENTO

4.1 A Empresa

- Nome: MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais

O nome surgiu a partir da localização da indústria, “Mara” remete ao estado do Maranhão e “Sul” pela empresa estar instalada no município de Estreito, sul do estado. A cor verde presente na marca traz para o cliente as sensações de harmonia e equilíbrio, além de simbolizar o crescimento dos grãos e a fertilidade da terra. O programa utilizado para elaboração das Figuras 3, 4 e 5 foi o Photoshop CC 2018 (ADOBE Photoshop CC, 2018).

Figura 3 - Marca da empresa.



Fonte: Autoria própria (2018).

4.2O Produto

- Nome: Liosoy – óleo de soja

“Lio” é a palavra *oil* (óleo em inglês) ao contrário, já “soy” remete-se a soja em inglês. A escolha do nome surgiu devido à combinação dos termos ter uma pronúncia agradável. Na Figura 4 consta a logomarca e na Figura 5 a embalagem do produto.

Figura 4 - Identificação visual do produto.



	C: 0% M: 40% Y: 94% K: 0%	R: 255 G: 182 B: 1	Cor código: #ffb601
	C: 0% M: 25% Y: 69% K: 0%	R: 255 G: 211 B: 106	Cor código: #ffd36a
	C: 87% M: 15% Y: 95% K: 0%	R: 79 G: 153 B: 74	Cor código: #4f994a
	C: 59% M: 0% Y: 92% K: 0%	R: 153 G: 202 B: 72	Cor código: #99ca48

Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 5 – Rótulo do produto.

INFORMAÇÃO NUTRICIONAL
Porção 2g (1 colher de chá)

Quantidade	Porção	%VD*
Valor Energético	44 kcal - 186 kJ	8
Carboidratos	0,0g	0
Proteínas	0,0g	0
Gorduras Totais	1,0g	2
Gorduras Saturadas	0,0g	0
Gorduras Trans	0,0g	0
Fibra Alimentar	0,0g	0
Sódio	0,0g	0

VD Valores Diários de Referência com base em uma dieta de 2.000 calorias ou 8400 kJ. Seus valores diários podem ser maiores ou menores, dependendo de SUAS necessidades energéticas.

Ingredientes: óleo de soja refinado.
NÃO CONTÉM GLÚTEN.
Alérgicos: contém derivados de soja.

Conserve melhor o seu óleo mantendo-o em local seco, protegido da luz e longe de qualquer fonte de calor. Em baixas temperaturas esse produto pode turvar, o que não altera as suas características de qualidade.

INDÚSTRIA BRASILEIRA

APÓS ABERTO, CONSUMA EM ATÉ 30 DIAS.

Data de envase, validade e lote: vide impressão na embalagem.

900 ml

liosoy
óleo de soja

Marasul

Fonte: Autoria própria (2018).

4.3 Missão, Visão e Valores

Missão

A MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais tem como objetivo produzir um óleo de soja de qualidade, atendendo as necessidades do mercado norte e nordeste do Brasil, respeitando o meio ambiente e melhorando a qualidade de vida da população.

Visão

Ser uma empresa referência na produção e oferta de óleo de soja no mercado interno buscando sempre um desenvolvimento sustentável e a consolidação da marca frente aos clientes.

Valores

- Integridade: atuar de forma ética, justa e honesta cumprindo acordos com clientes e parceiros;
- Eficiência: comprometimento com a eficiência do processo produtivo para fornecer um produto de alta qualidade para a sociedade;
- Empreendedorismo e Inovação: valorizar os colaboradores criativos, participativos e que fazem a diferença no mercado competitivo;
- Responsabilidade Socioambiental: ser referência na gestão ambiental usando os recursos naturais de forma eficiente e responsável;
- Segurança: atender as normas legislativas de segurança a fim de proteger os consumidores e colaboradores;
- Transparência: o relacionamento entre a empresa e os clientes e colaboradores prezar pela transparência e confiança entre as partes;
- Gestão Participativa: promover o reconhecimento profissional e envolver os colaboradores nos processos importantes da empresa.

4.4 Localização

A região do MATOPIBA, que é composta pelos estados do Maranhão, Tocantins, Piauí e Bahia, vem se destacando na produção de soja no país, tendo

apresentado um aumento de 72% na safra 2016/2017 e uma perspectiva positiva de crescimento nos próximos anos (APROSOJA, 2017). A Figura 6 mostra as principais cidades do MATOPIBA com grande destaque na produção de grãos, entre essas a soja.

Figura 6 - Cidades produtoras do MATOPIBA.



Fonte: Jornal do Tocantins (2015).

Dos estados pertencentes a essa região, o Maranhão é o segundo maior produtor, atrás somente da Bahia. A região sul do estado concentra a produção de soja, com destaque ao município de Balsas, que produziu 515 mil toneladas do grão na safra 2016/2017, volume que deve alcançar 735 mil toneladas nos próximos dez anos (BRITO, 2017). O preço médio da soja em Balsas é de R\$ 66,00/saca (AGROLINK, 2018).

De acordo com Emir (2017), o total de soja produzido no estado do Maranhão na safra 2016/2017 deve-se tanto a expansão da área cultivada, quanto ao aumento da produtividade no campo. Além disso, a produtividade alcançou a marca de 2,6 toneladas por hectare.

Dessa forma, nota-se que o sul do Maranhão é um lugar com alta produção da matéria-prima usada na fabricação do óleo de soja. Entretanto, diferentemente de

estados como o Paraná e o Mato Grosso, o Maranhão conta com apenas uma indústria de óleo de soja que atende os estados do norte e nordeste.

Considerando a disponibilidade da matéria-prima e a existência de apenas uma concorrente no estado escolheu-se a cidade de Estreito (sul do Maranhão) para a instalação da MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais.

4.4.1 Histórico do município de Estreito – MA

O processo de povoamento do município de Estreito é dividido em duas fases distintas. Primeiramente, originou-se o rio Tocantins que contribuiu para o escoamento da produção e de mercadorias por via fluvial. Na segunda fase, década de 50, o governo federal cedeu verba para a construção da rodovia Belém-Brasília que foi a principal responsável pelo crescimento socioeconômico. Dessa forma, permitiu que o local se tornasse em pouco tempo um dos lugares mais importantes do estado (IBGE, 2016).

A cidade de Estreito possui uma área de 2.718,98 km² e uma população estimada de 35.835 habitantes (IBGE, 2016). O município está localizado a uma latitude 5° 46' 60" ao sul e longitude 43° 15' 0" ao oeste.

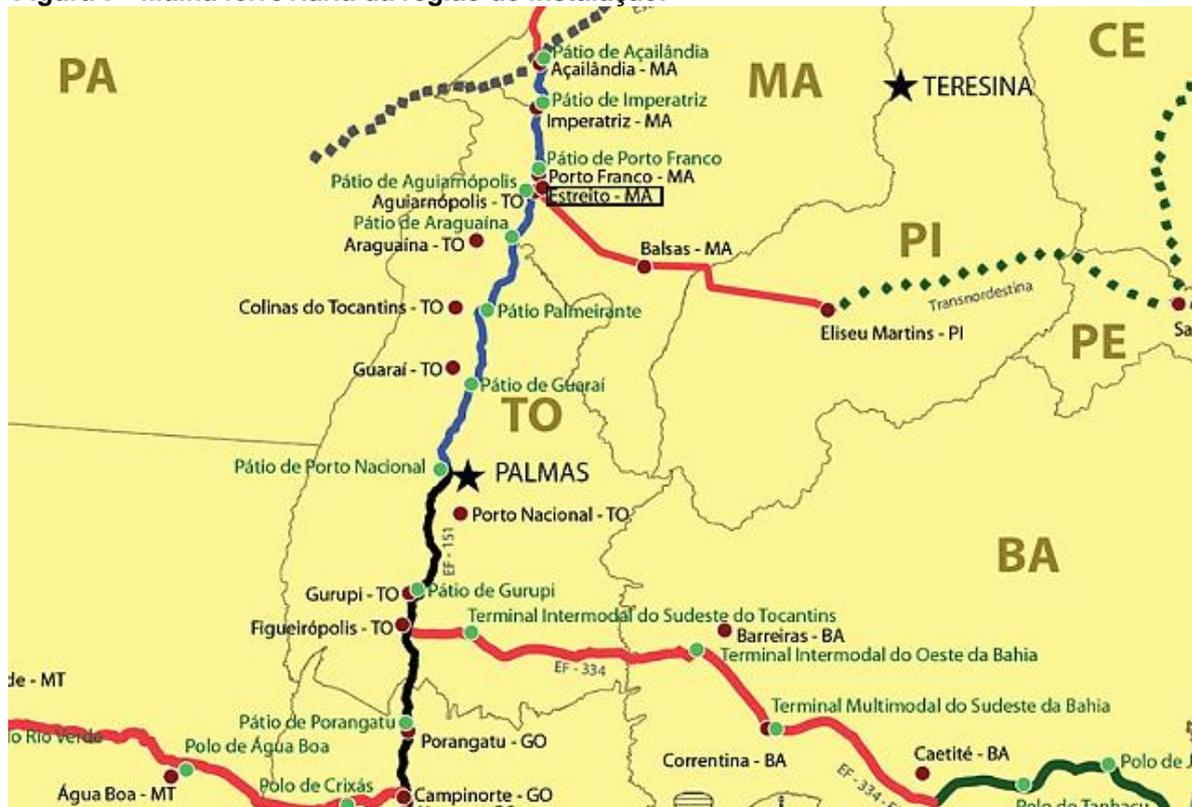
4.4.2 Mão de obra do município

A população economicamente ativa no município (maiores de 18 anos) representa 61% de toda a população. Desses, 12,16% trabalhavam no setor agropecuário, 0,23% na indústria extrativa, 6,54% na indústria de transformação, 26,30% no setor de construção, 2,35% nos setores de utilidade pública, 12,44% no comércio, 34,90% no setor de serviços e 5,08% em outros setores (ATLAS DO DESENVOLVIMENTO HUMANO DO BRASIL, 2013).

4.4.3 Logística

A cidade de Estreito é privilegiada pela quantidade de ferrovias e rodovias que passam pelo município. A Figura 7 representa a porção da malha ferroviária da região centro-oeste, norte e nordeste.

Figura 7 - Malha ferroviária da região de instalação.



Fonte: Adaptado de Valec (2014).

A Figura 7 mostra que Estreito é um dos municípios em que a ferrovia Norte-Sul está construída. Essa malha férrea é responsável por cruzar o país verticalmente passando pelos estados do Rio Grande do Sul, Santa Catarina, Paraná, Mato Grosso do Sul, São Paulo, Minas Gerais, Goiás, Tocantins, Maranhão e Pará (VFCO, 2014).

A ferrovia Norte-Sul em Estreito possui um entroncamento que liga o município por meio da ferrovia Nova Transnordestina (EF – 232) até a cidade de Eliseu Martins, no Piauí. No percurso, encontra-se a cidade de Balsas, distante 266 km de Estreito.

O ponto estratégico do município é o fato do escoamento de produção ser predominantemente feito por ferrovias que tornam o custo de locomoção menor. Outra característica importante é que a ferrovia Norte-Sul se conecta direta e indiretamente com dois portos do norte e nordeste. O primeiro porto é o de Belém – PA, a uma distância de 757 km de Estreito, enquanto que o segundo porto, o de São Luís-MA, é alcançado por meio da ferrovia Carajás (EFC), no entroncamento do município de Açailândia – MA, distante 381 km de Estreito.

Outro fator preponderante são as quantidades de rodovias estaduais e federais que estão presentes no local. Dentre essas estão: a rodovia federal radial BR-010 que liga o município de Belém – PA até o Distrito Federal e a rodovia federal BR-226 conhecida como transbrasileira que conecta Natal – RN ao município de Wanderlândia – TO. De acordo com Piacentini (2016), outras duas rodovias importantes são a BR-230 e a estadual MA-138, sendo que a primeira é conhecida por rodovia transamazônica e corta os estados da Paraíba, Ceará, Piauí, Maranhão, Tocantins, Pará e Amazonas, e a segunda interliga as cidades de São Pedro dos Crentes – MA e Fortaleza dos Nogueiras – MA.

Como melhor estratégia para o recebimento da matéria-prima e o escoamento do produto final da indústria de óleo de soja MaraSul, optou-se pela instalação próxima à rodovia federal Belém-Brasília (BR-010) como indica a Figura 8.

Figura 8 – Região de instalação da indústria de óleo de soja MaraSul.



Fonte: Adaptado de Google Earth (2018).

Conforme a Figura 8, o terreno apresenta, aproximadamente, 57 mil metros quadrados, com possibilidade de expansão. Além disso, a indústria estará cerca de 1,23 km do rio Tocantins que poderá ser utilizado para despejo de efluente tratado. A água utilizada no processo virá da companhia de saneamento do município (SAAE – Serviço Autônomo de Água e Esgoto de Estreito).

Em contato com a prefeitura de Estreito, identificou-se que o local possui grande potencial industrial e há incentivo fiscal para instalação da empresa MaraSul, uma vez que, beneficiará a região promovendo novos empregos e fortalecendo a economia municipal.

4.5 Público-Alvo

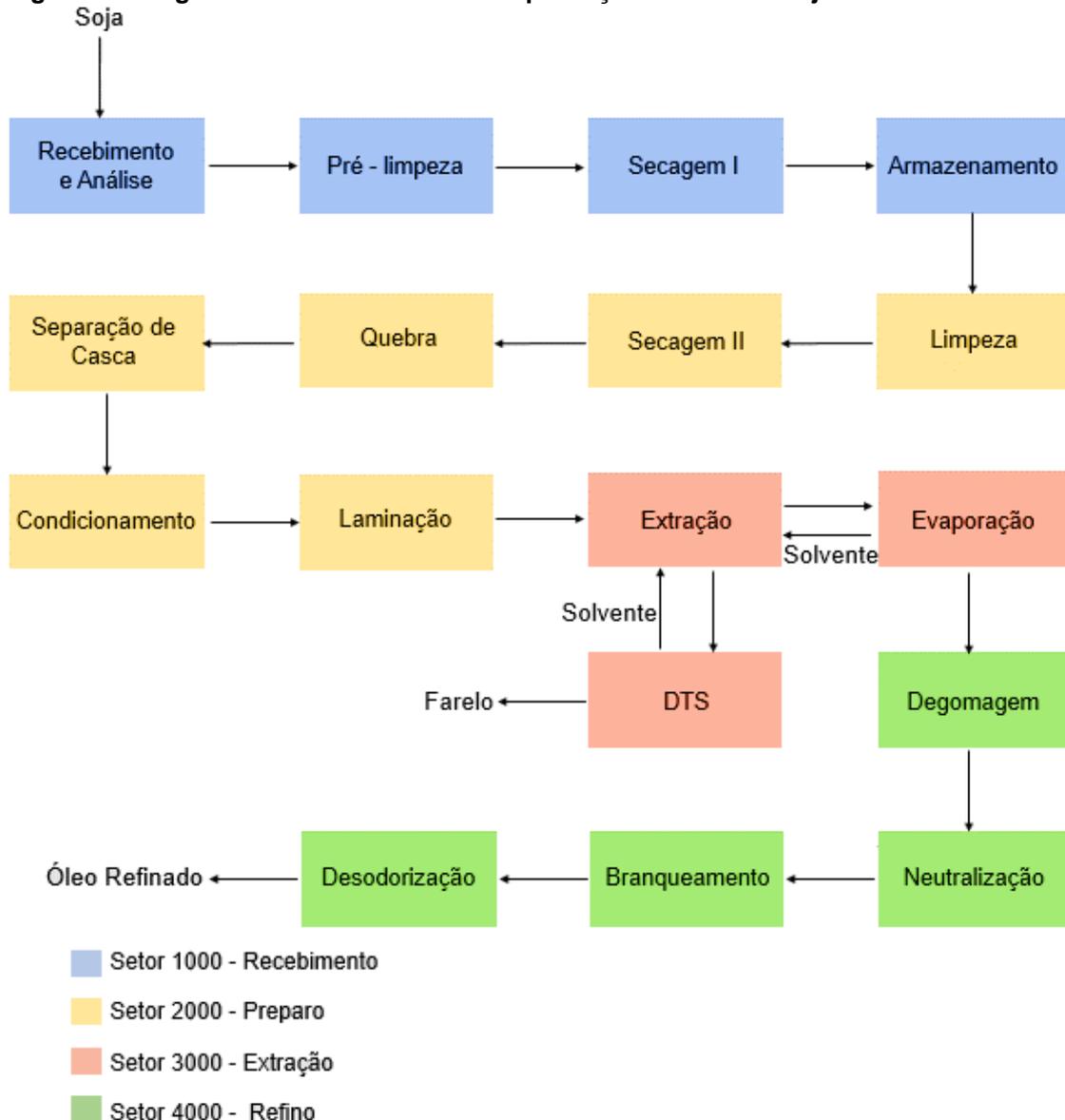
A MaraSul - Indústria de Óleos Vegetais atende ao mercado interno do norte e nordeste brasileiro. A escassez de indústrias de óleo de soja na região permite que as empresas concorrentes do centro-sul do país transportem o produto para o norte e nordeste, levando a um custo maior do óleo para o consumidor final por conta do alto frete sobre a mercadoria. Pensando na disponibilidade e acessibilidade ao cliente, a empresa MaraSul é capaz de fornecer um produto de qualidade e menor preço para essa região.

A indústria almeja a expansão da marca e possui como objetivo futuro exportar a quantidade excedente de óleo de soja. Com a exportação, o produto final terá maior valor agregado quando comparado com a exportação da matéria-prima e, conseqüentemente, contribuindo para o aumento do produto interno bruto (PIB).

5. DIAGRAMA DE BLOCOS E PROCESS FLOW DIAGRAM

Um processo químico pode ser melhor entendido por meio da representação simplificada de suas etapas, para tanto utiliza-se, comumente, um diagrama de blocos. O processo produtivo do óleo de soja está esquematizado na Figura 9. As etapas compreendem desde o recebimento da matéria-prima até o envase do óleo refinado sendo divididas em quatro setores: de recebimento, de preparo, de extração e recuperação de solvente e de refino.

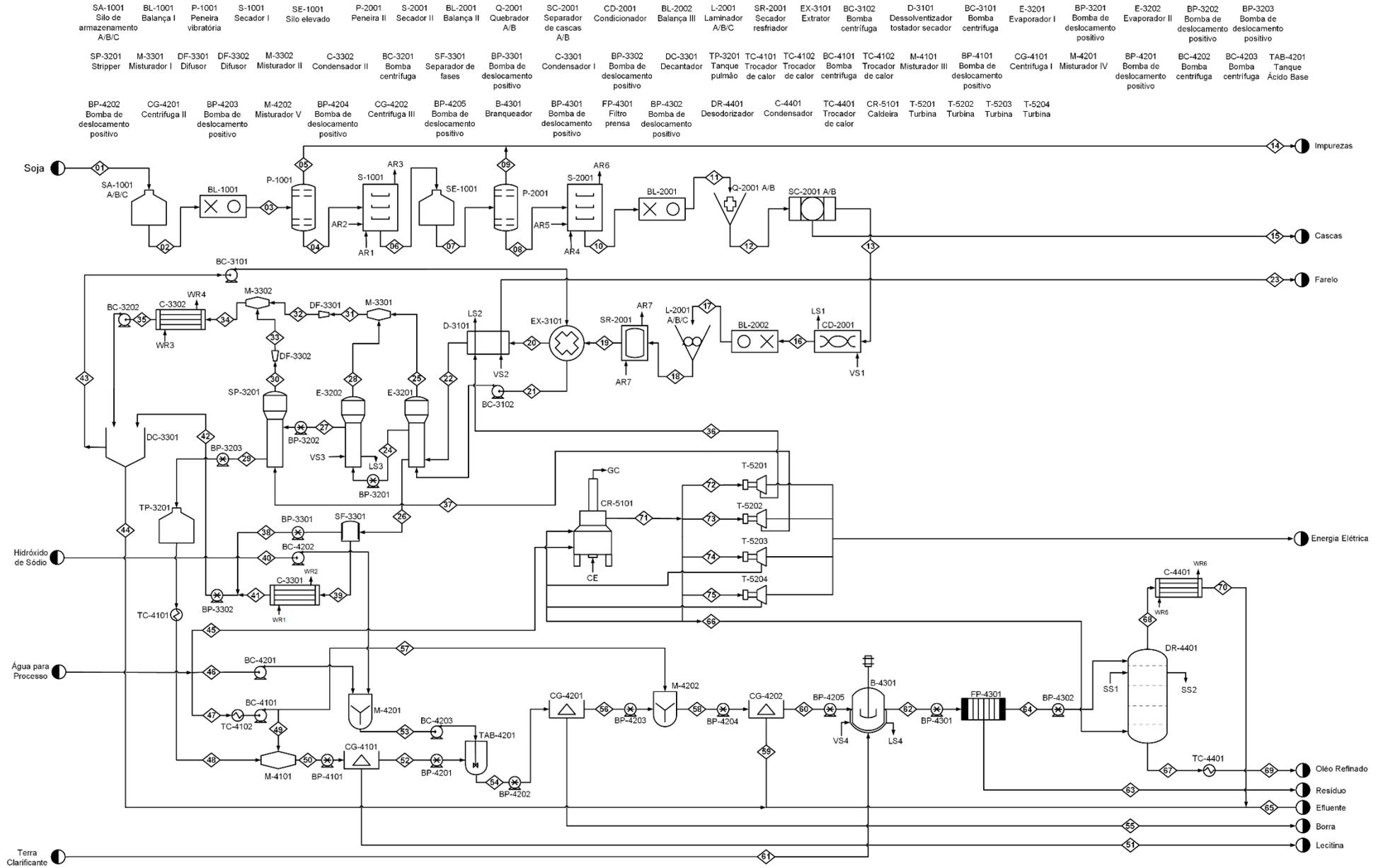
Figura 9 – Diagrama de fluxo de blocos da produção de óleo de soja.



Fonte: Autoria própria (2018).

Uma maneira mais completa de exprimir um processo é por meio de uma ferramenta com notável aplicação na engenharia química, o PFD (*Process Flow Diagram*). Esse diagrama apresenta uma quantidade de informações maiores que o diagrama de blocos, pois ilustra com maior clareza as relações entre os equipamentos utilizados, padroniza o processo e facilitam o treinamento dos funcionários. Essa ferramenta acompanha um conjunto de tabelas que resumem os dados de cada corrente, a legenda das utilidades envolvidas e as especificações técnicas dos equipamentos que o compõe. Todos esses dados estão disponíveis no Apêndice V a Z (TURTON *et al.*, 2012).

O diagrama de fluxo de processo (PFD) da empresa MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais foi dividido em cinco setores, sendo alguns deles subdividido em áreas que melhor exprimem o processo. O PFD está ilustrado abaixo e foi desenvolvido com auxílio do *software* Visio da marca Microsoft.



6. DESCRIÇÃO DO PROCESSO, BALANÇO DE MASSA E BALANÇO DE ENERGIA

Todas as etapas envolvidas na produção do óleo de soja da MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais são descritas acompanhadas de seus balanços de massa e de energia.

Partindo do princípio da conservação da massa, o balanço de massa atua como uma ferramenta para contabilizar toda a matéria envolvida no processo. Para realizar os cálculos deve-se adotar um volume de controle que delimita as fronteiras do sistema. O balanço de massa para um sistema fechado é representado pela Equação 1.

$$\frac{dF}{dt} = \sum \dot{F}_e - \sum \dot{F}_s + \dot{G} - \dot{C} \quad (1)$$

em que:

$\frac{dF}{dt}$ representa o acúmulo de massa no sistema;

$\sum \dot{F}_e$ e $\sum \dot{F}_s$ correspondem o somatório das vazões mássicas de entrada e saída, respectivamente;

\dot{G} e \dot{C} são as taxas de geração e consumo, na devida ordem.

Considerando que não há acúmulo no sistema, bem como taxas de geração e consumo, a Equação 1 é reduzida à Equação 2.

$$\sum \dot{F}_e = \sum \dot{F}_s \quad (2)$$

Em todas as etapas do processo analisou-se o grau de liberdade envolvido no balanço de massa, sendo esse dado pela Equação 3.

$$G = NI - NE_{LI} \quad (3)$$

em que NI representa o número de incógnitas e NE_{LI} , o número de equações linearmente independentes.

Para realizar o balanço energético deve-se considerar volumes de controle, do mesmo modo que o balanço material. Todavia, o balanço de energia é realizado

a nível macroscópico e não a nível da espécie química. Além disso, os balanços energéticos devem obedecer à primeira lei da termodinâmica, que dita que embora a energia tenha diferentes conformações, a sua quantidade é constante. Dessa forma, quando uma energia desaparece, essa reaparece simultaneamente em outra conformação, sempre obedecendo ao princípio da conservação de energia. A energia apresenta-se de formas distintas (KORETSKY, 2007; MORAN; SHAPIRO, 2009):

- Energia cinética (K): referente à velocidade de um corpo, uma vez que depende da massa e da velocidade instantânea desse corpo é uma propriedade extensiva.
- Energia potencial (P): associada à posição do corpo sujeito à força gravitacional, sua determinação é feita conhecendo-se a massa, altura e aceleração da gravidade, sendo também uma propriedade extensiva.
- Energia interna (U): relacionada aos átomos e às moléculas do sistema.
- Calor (Q): forma de transferência de energia entre o sistema e sua vizinhança ocasionada por um gradiente de temperatura.
- Trabalho (ω): transferência de energia definida de modo geral como o deslocamento da fronteira do sistema provocado por uma força
- Entalpia (H): referente à energia interna e ao trabalho de fluxo.

O balanço de energia para qualquer volume de controle com várias entradas e saídas pode ser demonstrado de acordo com a Equação 4.

$$\frac{dE}{dt} = \dot{Q} - \dot{\omega} + \sum \dot{F}_e \left(h_e + \frac{V_e^2}{2} + g \cdot z_e \right) - \sum \dot{F}_s \cdot \left(h_s + \frac{V_s^2}{2} + g \cdot z_s \right) \quad (4)$$

em que:

$\frac{dE}{dt}$ representa o acúmulo de energia;

\dot{Q} e $\dot{\omega}$ correspondem às taxas de calor e trabalho, respectivamente;

h , V e z são entalpia específica, velocidade e cota em relação a um referencial externo, na devida ordem, o subscrito “e” se refere à entrada enquanto que o “s” à saída.

g denota a aceleração da gravidade.

Nos processos empregados pela MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais, esta expressão do balanço de energia pode ser aplicada, pois todos os equipamentos são modelados como volumes de controle que operam em regime permanente. Além disso, ressalta-se que as variações de energias potencial e cinética são desprezíveis comparadas às trocas de calor, trabalho e variação de entalpia. Assim, a Equação 4 se resume em:

$$\dot{Q} - \dot{\omega} = \sum \dot{F}_s \cdot h_s - \sum \dot{F}_e h_e \quad (5)$$

A expressão acima mostra que toda a troca de energia nos equipamentos ocorre devido à transferência de calor/e ou trabalho pelas vizinhanças, ou devido às mudanças nas propriedades termodinâmicas (temperatura, pressão e volume específico) dos componentes, o que acarreta em mudanças de entalpia.

A partir da Equação 5, alguns casos especiais podem ser descritos. Nos equipamentos em que não há transferência de trabalho de eixo, ou seja, em que há somente troca de calor sensível e/ ou latente pelas vizinhanças, a Equação 5 se resume a:

$$\dot{Q} = \sum \dot{F}_s \cdot h_s - \sum \dot{F}_e h_e = \sum F_i \cdot C_{p_i} \cdot (T_{s_i} - T_{e_i}) + \sum F_j \cdot \lambda_j \quad (6)$$

em que C_{p_i} se refere ao calor específico a pressão constante da espécie i de vazão mássica F_i , e λ_j é a entalpia latente de cada componente j , caso ocorra mudança de fase. A Equação 6 foi aplicada no balanço de energia dos secadores (S-1001 e S-2001), evaporadores (E-3201 e E-3202) e condensadores (C-3302 e C-4401)

Nos equipamentos em que não ocorre mudança de fase a equação acima é reduzida a:

$$\dot{Q} = \sum \dot{F}_s \cdot h_s - \sum \dot{F}_e h_e = \sum F_i \cdot C_{p_i} \cdot (T_{s_i} - T_{e_i}) \quad (7)$$

a qual modela o balanço de energia aplicado aos equipamentos secador-resfriador (SR-2001), condicionador (CD-2001), DTS (D-3101), decantador (DC-3201), branqueador (B-4301), trocadores de calor (TC-4101, TC-4102 e TC-4401) e desodorizador (DR-4401).

Já para os equipamentos que envolvem somente calor latente, como é o caso do condensador (C-3301), a Equação 8 foi utilizada.

$$\dot{Q} = \sum \dot{F}_s \cdot h_s - \sum \dot{F}_e h_e = \sum F_j \cdot \lambda_j \quad (8)$$

Especificamente, nos vasos de mistura (M-3201, M-3202, M-4201 e M-4202), difusores (DF-3301 e DF-3302) e tanque ácido-base (TAB-4201), foi considerado que não ocorrem perdas significativas de energia para o ambiente, o que permite dizer que tais equipamentos operam de forma isoentálpica. Nestes casos, a Equação 9 mostra que o balanço de energia se resume à conservação global de entalpia. A vantagem de se utilizar o balanço de energia nesta forma é estimar as temperaturas das correntes antes e/ ou após este processo.

$$\sum \dot{F}_s \cdot h_s = \sum \dot{F}_e h_e \quad (9)$$

Vale ainda destacar que, no caso das turbinas de contrapressão (T-5201, T-5202, T-5203 e T-5204), há realização de trabalho de eixo a partir da expansão de um vapor de alta energia até a condição de vapor a ser utilizado no processo, ou ainda, até a condição de máximo aproveitamento de energia (expansão até a saturação). Foram consideradas que todas as turbinas operam de forma ideal, ou seja, sem perdas de calor para o ambiente, o que as caracterizam como dispositivos adiabáticos. Portanto, o balanço de energia pode ser escrito de acordo com a Equação 10 e, portanto, para uma dada quantidade de vapor alimentado, a taxa de produção de trabalho depende exclusivamente das vazões de escape da turbina e da condição de saída do vapor.

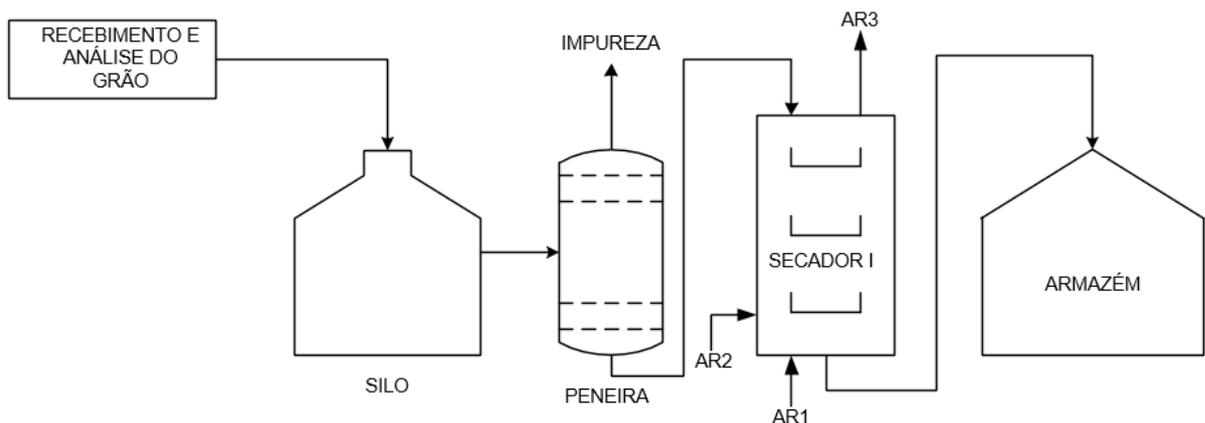
$$\dot{\omega} = \sum \dot{F}_e h_e - \sum \dot{F}_s \cdot h_s \quad (10)$$

É válido ressaltar, que a MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais, possui em sua planta industrial equipamentos que operam isotermicamente como o extrator (EX-3101), separador de fases (SF-3301), peneiras (P-1001 e P-2001), laminadores (L-2001 A/B/C), quebradores (Q-2001 A/B), separadores de cascas (SC-2001 A/B) e misturador (M-4101), centrífugas (CG-4101, CG-4201 e CG-4202) e filtro prensa (FP-4301), que não justificam o balanço de energia. Nestes equipamentos, o balanço de energia não se aplica, pois as variações de temperatura e/ou queda de pressão não se alteram significativamente, bem como as propriedades dos compostos e, portanto, não há necessidade de transferência de calor para tais sistemas.

6.1 Setor 1000 - Recebimento

O primeiro setor compreende as etapas de recebimento e análise; pré-limpeza, secagem I e armazenamento, cujo objetivo é adequar o grão para os próximos setores do processo. A Figura 10 ilustra os equipamentos presentes nesse setor.

Figura 10 – Setor de recebimento.



Fonte: Autoria própria (2018).

Segundo Agrolink (2018), a região do MATOPIBA deve colher 12,1 milhões de toneladas de soja na safra 2017/18, sendo que, aproximadamente, 2,6 milhões de toneladas concentram-se no Maranhão. Dessa forma, almejando-se um esmagamento de 0,5 milhão de toneladas em um ano, considerou-se uma corrente

de entrada de soja 50 ton.h^{-1} com umidade de 18,0%. Estima-se produzir cerca de 183 mil litros de óleo por dia.

6.1.1 Recebimento e Análise

A soja, advinda dos produtores parceiros, é recebida no decorrer do ano na MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais. Amostras dos lotes que chegam à indústria são encaminhados ao laboratório de Controle de Qualidade com o intuito de verificar a qualidade da soja. Uma vez efetuada as análises, os grãos são armazenados em silo plano de aço, como a planta possui três silos (SA-1001 A/B/C) garante-se o processamento de matéria-prima por aproximadamente 12 dias. Ao notar a diminuição do nível desses silos faz-se a aquisição de mais soja.

Alguns grãos são caracterizados como avariados, pois possuem defeitos em sua estrutura, entre esses, estão os grãos esverdeados, mofados e quebrados (AIBA, 2017). Entretanto, a quantidade desses é baixa, de modo que seguem junto com a soja para a pré-limpeza. Para garantir a qualidade durante o período de operação, as análises são executadas no mínimo três vezes ao dia.

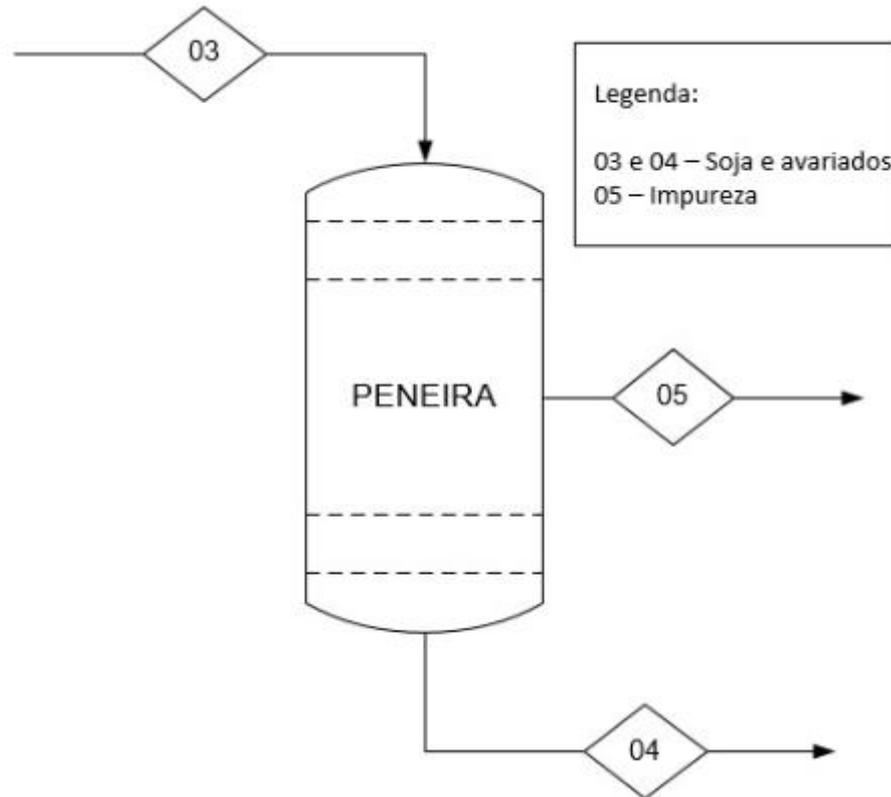
6.1.2 Pré-limpeza

Há impurezas junto com a soja, podendo estas serem resultantes da colheita, transporte ou armazenamento. Para que não haja a danificação dos equipamentos posteriores, impurezas grosseiras, como gravetos e folhas, são removidas mediante peneiramento.

Assim que deixa o silo (SA-1001 A/B/C), os grãos passam por uma balança (BL-1001) que tem por função controlar a vazão de inicial de soja (50 ton.h^{-1}) e, por meio de esteira, adentram a caixa de peneiras pela parte superior do equipamento, passam por quatro estágios de peneiramento e são recolhidos pela parte inferior do equipamento.

A Figura 11 representa as correntes de entrada e saída da peneira (P-1001).

Figura 11 – Peneira (P-1001).



Fonte: Autoria própria (2018).

A Instrução Normativa 11/2007 do Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento, estabelece que o percentual de avariados na soja é de 8% e o limite máximo de tolerância de impurezas na soja é de 1,0%. Admite-se que 1,2% da corrente de soja introduzida na peneira (03) é composta por impurezas e são retirados 0,2 p.p desse total. A corrente de soja que deixa a peneira (04) segue para a etapa de secagem e a corrente de impurezas (05) é removida para posterior descarte.

Partindo-se da Equação 2, o balanço de massa global e por componentes para essa etapa é representado pelas Equações 11 a 15.

Balanço global:

$$F_{03} = F_{04} + F_{05} \quad (11)$$

Balanço por componentes:

Soja:

$$x_{F03} \cdot F_{03} = x_{F04} \cdot F_{04} + x_{F05} \cdot F_{05} \quad (12)$$

Impureza:

$$y_{F03} \cdot F_{03} = y_{F04} \cdot F_{04} + y_{F05} \cdot F_{05} \quad (13)$$

Avariados:

$$z_{F03} \cdot F_{03} = z_{F04} \cdot F_{04} + z_{F05} \cdot F_{05} \quad (14)$$

Umidade:

$$w_{F03} \cdot F_{03} = w_{F04} \cdot F_{04} + w_{F05} \cdot F_{05} \quad (15)$$

Consta-se na Tabela 5 os dados do balanço de massa referente à etapa de pré-limpeza, bem como as condições de temperatura e pressão das respectivas correntes.

Tabela 5 – Valores das correntes na caixa de peneiras.

Corrente	03		04		05	
	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão (ton/h)
Soja	0,728	36,40	0,729	36,40	0,000	0,000
Impureza	0,012	0,60	0,010	0,500	1,000	0,100
Avariados	0,080	4,00	0,080	4,000	0,000	0,000
Umidade	0,180	9,00	0,180	9,000	0,000	0,000
Total	1,000	50,00	1,000	49,900	1,000	0,100
Temperatura (°C)	28,00		28,00		28,00	
Pressão (kPa)	101,325		101,325		101,325	

Fonte: Autoria própria (2018).

6.1.3 Secagem I e Armazenamento

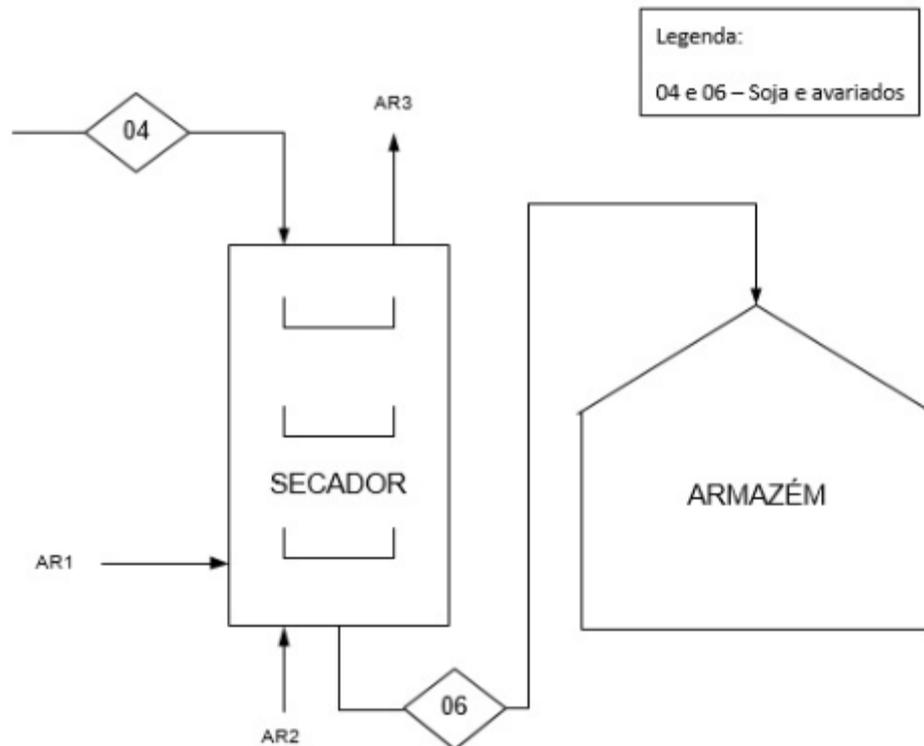
De acordo com Peske (2014), a colheita deve ocorrer quando o grão se encontra com 18-19% de umidade, sendo que este é o fator que mais compromete a qualidade da soja. Entretanto, para ser armazenada a umidade do grão precisa ser reduzida até 13% de modo a mantê-la uniforme (KRZYZANOWSKI *et al.*, 2015).

A secagem do grão ocorre por meio do fornecimento de ar aquecido, verificando-se dois processos distintos: a evaporação da água superficial da soja e o movimento da água do interior do grão para sua superfície devido ao gradiente de umidade entre essas duas regiões (AGROLINK, 2016).

O secador (S-1001) utilizado é de médio porte com torre de colunas que garantem uma secagem uniforme. Os grãos entram pela parte superior, os 70% iniciais do percurso vertical são destinados a secagem até a umidade desejada pelo fornecimento de ar quente e nos 30% restantes acontece o resfriamento dos grãos

pela passagem de ar ambiente que atua como ar de recirculação. A soja seca e resfriada é armazenada. Esse armazenamento é feito em um silo elevado de aço (SE-1001), no qual o escoamento para as demais áreas ocorre através de funil ao fundo do silo. A Figura 12 ilustra as correntes de entrada e saída do secador.

Figura 12 – Secador I (S-1001) e armazém (SA-1002).



Fonte: Autoria própria (2018).

De maneira a não comprometer a qualidade dos grãos, a temperatura não deve ultrapassar 60°C. Essa temperatura é obtida por meio do uso de ar aquecido com a temperatura de aproximadamente 70°C (SALVADORI *et al.*, 2010).

A soja com uma temperatura de 28°C, temperatura média do mês mais quente para o estado do Maranhão (CLIMATE-DATA, 2018), entra em contato com o ar de secagem, com umidade absoluta de 0,010 kg água/kg ar seco. O secador é adiabático e opera com vazão máxima de ar de 216.000 m³.h⁻¹. A soja é aquecida até 58°C pela passagem de 170.000 m³.h⁻¹ de ar de secagem a 70°C. A equação de partida para o balanço de energia é a Equação 6 e o calor específico da soja pode ser determinado de acordo com Deshpande e Bal (1999) por meio da Equação 16 em que M representa a umidade e C_p é dado em kJ.kg⁻¹.°C⁻¹.

$$C_p = 1,444. (1 + 0,0406. M) \quad (16)$$

Os calores específicos do ar foram obtidos de acordo com Incropera *et al.*, (2008) e o calor específico da água utilizado foi de $4,177 \text{ kJ.kg}^{-1}$ (SMITH *et al.*, 2007). Para determinar as entalpias do sólido e do ar fez-se uso das Equações 17 e 18 respectivamente (GEANKOPLIS, 1998).

$$h_{\text{sólido}} = C_{p\text{sólido}} \cdot (T_{\text{sólido}} - T_0) + M \cdot C_{p\text{água}} \cdot (T_{\text{sólido}} - T_0) \quad (17)$$

$$H_{\text{ar}} = (1,005 + 1,88 \cdot \mathcal{H}) \cdot (T - T_0) + \mathcal{H} \cdot \lambda_0 \quad (18)$$

em que o subscrito 0 refere-se aos valores de referência que neste caso é 0°C , \mathcal{H} indica a umidade absoluta do ar em $\text{kg água/kg ar seco}$ e λ representa o calor de vaporização da água em kJ/kg água , de acordo com Moran e Shapiro (2009) λ é 2501 kJ.kg^{-1} . As unidades de resposta de ambas as equações acima é kJ.kg^{-1} .

Aplicando a Equação 16 chegou-se a valores de $1,455 \text{ kJ.kg}^{-1}.\text{K}^{-1}$ para umidade de 18% e de $1,452 \text{ kJ.kg}^{-1}.\text{K}^{-1}$ para 13% de umidade da soja. Assim, a entalpia para soja a 28°C e 58°C foi, respectivamente, $61,792$ e $115,711 \text{ kJ.kg}^{-1}$ e para o ar a 70°C a entalpia obtida foi $96,676 \text{ kJ.kg}^{-1}$.

A parte final do secador destinada para o resfriamento proporcionará a saída da soja a 33°C (MALLET, 2009) por meio da passagem do ar ambiente a 28°C e com calor específico de $1,032 \text{ kJ.kg}^{-1}.\text{°C}^{-1}$ (INCROPERA *et al.*, 2008). O ar (AR1), após o resfriamento, encontra-se a temperatura de 50°C e é incorporado com o ar quente advindo da fornalha do secador com uma temperatura de $85,7^\circ\text{C}$ (AR2), de modo a atingir 70°C e efetuar assim, continuamente, o processo de secagem.

As equações envolvidas no balanço de massa nessa etapa são representadas pelas Equações 19 a 23, sendo que a umidade da soja que é retirada nesse processo é englobada na massa de ar de saída. A corrente AR1 refere-se ao ar ambiente que será aquecido na fornalha do secador e encaminhado diretamente a parte de secagem enquanto que a corrente AR2 diz respeito ao ar ambiente empregado para o resfriamento, esse ar ao final se encontra aquecido e juntamente com AR1 promove a secagem. E o AR3 é o ar de saída do equipamento.

Balanço global:

$$F_{04} + F_{AR1} + F_{AR2} = F_{06} + F_{AR3} \quad (19)$$

Balanço por componentes:

Soja:

$$x_{F04} \cdot F_{04} + x_{FAR1} \cdot F_{AR1} + x_{FAR2} \cdot F_{AR2} = x_{F06} \cdot F_{06} + x_{FAR3} \cdot F_{AR3} \quad (20)$$

Impureza:

$$y_{F04} \cdot F_{04} + y_{FAR1} \cdot F_{AR1} + y_{FAR2} \cdot F_{AR2} = y_{F06} \cdot F_{06} + y_{FAR3} \cdot F_{AR3} \quad (21)$$

Avariados:

$$z_{F04} \cdot F_{04} + z_{FAR1} \cdot F_{AR1} + z_{FAR2} \cdot F_{AR2} = z_{F06} \cdot F_{06} + z_{FAR3} \cdot F_{AR3} \quad (22)$$

Ar:

$$l_{F04} \cdot F_{04} + l_{FAR1} \cdot F_{AR1} + l_{FAR2} \cdot F_{AR2} = l_{F06} \cdot F_{06} + l_{FAR3} \cdot F_{AR3} \quad (23)$$

Na Tabela 6 consta-se o balanço de massa para o secador I além de informações acerca de temperatura e pressão.

Tabela 6 – Valores das correntes no secador I.

Corrente	04		06		AR1 e AR2		AR3	
	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão (ton/h)
Soja	0,729	36,400	0,779	36,400	0,000	0,000	0,000	0,000
Impureza	0,010	0,500	0,011	0,500	0,000	0,000	0,000	0,000
Avariados	0,080	4,000	0,080	4,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Umidade	0,180	9,000	0,130	6,111	0,000	0,000	0,000	0,000
Ar	0,000	0,000	0,000	0,000	1,000	173,060	1,000	175,949
Total	1,000	49,900	1,000	47,011	1,000	173,060	1,000	175,949
Temperatura (°C)	28,00		33,00		70		52,44	
Pressão (kPa)	101,325		101,325		101,325		101,325	

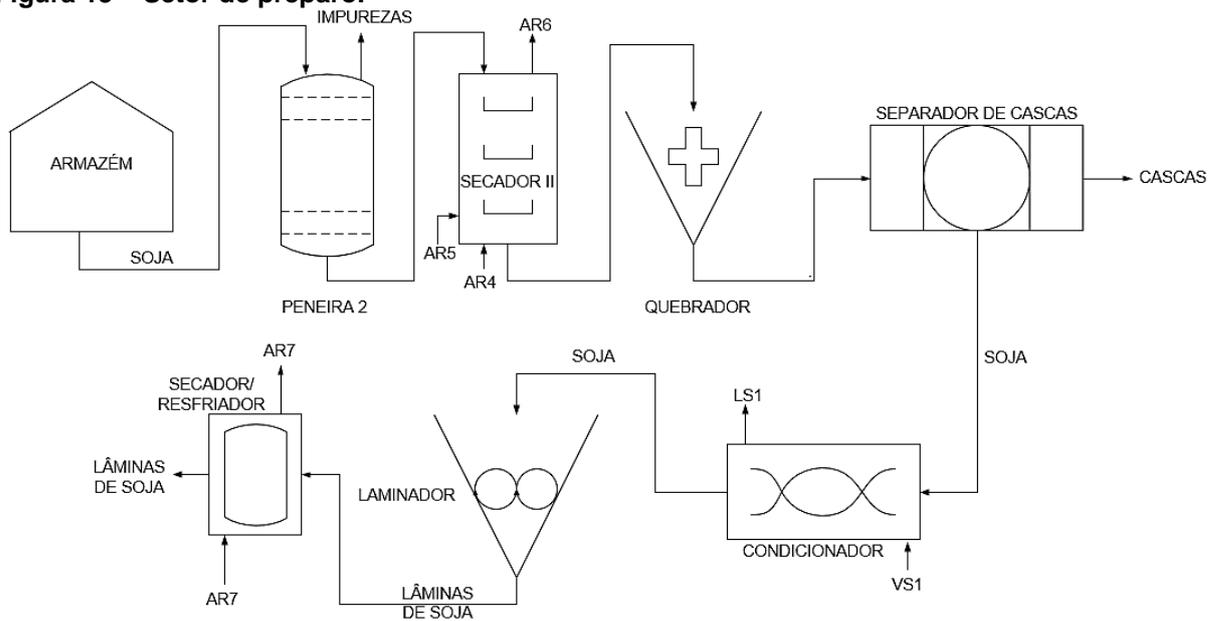
Fonte: Autoria própria (2018).

O calor trocado entre a soja e o ar ambiente no processo de resfriamento (Equação 7) foi de $1,71 \cdot 10^6$ kJ.h⁻¹ e a vazão requerida de ar de resfriamento é de $7,6 \cdot 10^4$ kg.h⁻¹, as propriedades utilizadas para o balanço de energia estão disponíveis no Apêndice A.

6.2 Setor 2000 - Preparo

Nesse setor que tem por finalidade preparar os grãos para a extração, os processos envolvidos são: limpeza, secagem II, quebra, separação das cascas, condicionamento e laminação. A Figura 13 apresenta o setor de preparo.

Figura 13 – Setor de preparo.



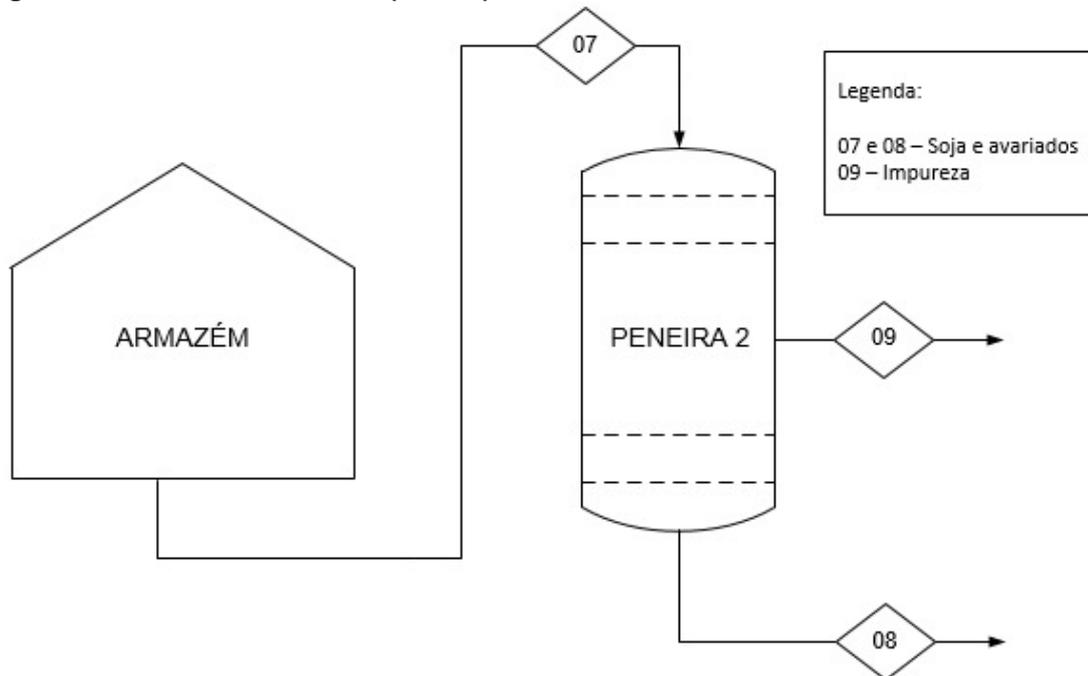
Fonte: Autoria própria (2018).

6.2.1 Limpeza

A etapa de limpeza tem por objetivo remover impurezas menores que não foram retiradas na pré-limpeza ou que foram incorporadas nas áreas anteriores. Com o uso de peneira vibratória (P-2001) horizontal separa-se a soja desses fragmentos. Os grãos transportados por esteira são alimentados em uma das extremidades do equipamento, percorrem o comprimento da peneira e são coletados na extremidade oposta para as próximas áreas, enquanto que as partículas menores atravessam a tela perfurada e são recolhidas para posterior descarte em aterros sanitários.

Em processos industriais, a quantidade de impureza deve-se manter em níveis abaixo de 0,5%. Sendo assim, optou-se por uma redução da porcentagem de impurezas da corrente de soja (07) para 0,1%, pois altas quantidades podem acarretar danos no extrator. A Figura 14 mostra as correntes envolvidas nesta seção.

Figura 14 – Armazém e Peneira (P-2001).



Fonte: Autoria própria (2018).

As Equações 24 a 28 foram utilizadas para a realização dos cálculos.

Balanço global:

$$F_{07} = F_{08} + F_{09} \quad (24)$$

Balanço por componentes:

Soja:

$$x_{F07} \cdot F_{07} = x_{F08} \cdot F_{08} + x_{F09} \cdot F_{09} \quad (25)$$

Impureza:

$$y_{F07} \cdot F_{07} = y_{F08} \cdot F_{08} + y_{F09} \cdot F_{09} \quad (26)$$

Avariados:

$$z_{F07} \cdot F_{07} = z_{F08} \cdot F_{08} + z_{F09} \cdot F_{09} \quad (27)$$

Umidade:

$$w_{F07} \cdot F_{07} = w_{F08} \cdot F_{08} + w_{F09} \cdot F_{09} \quad (28)$$

A Tabela 7 apresenta os resultados obtidos por meio do balanço de massa e também os dados de temperatura e pressão.

Tabela 7 – Valores das correntes na peneira da limpeza.

Corrente	07		08		09	
	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão (ton/h)
Soja	0,779	36,400	0,782	36,400	0,000	0,000
Impureza	0,011	0,500	0,001	0,047	1,000	0,453
Avariados	0,080	4,000	0,086	4,000	0,000	0,000
Umidade	0,130	6,111	0,131	6,111	0,000	0,000
Total	1,000	47,011	1,000	46,56	1,000	0,453
Temperatura (°C)	28,00		28,00		28,00	
Pressão (kPa)	101,325		101,325		101,325	

Fonte: Autoria própria (2018).

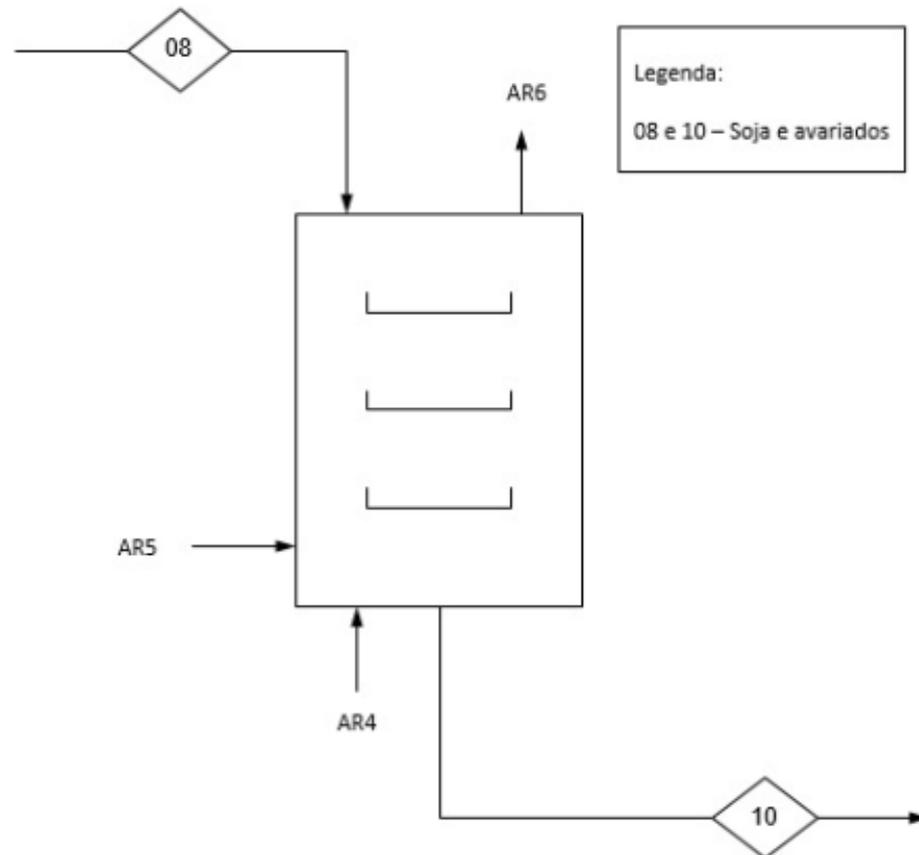
6.2.2 Secagem II

A secagem II visa reduzir a umidade do grão de soja para um teor entre 10,5% e 11%, uma vez que, a baixa umidade acompanhada de uma quebra bem executada garante melhor desempenho nas áreas seguintes (OETTERER *et al.*, 2006).

O secador (S-2001) empregado nesta etapa segue o mesmo funcionamento da Secagem I e as condições de temperatura de entrada, tanto do ar de secagem quanto da soja, são análogas às utilizadas na primeira secagem. Para determinar a temperatura que o ar (AR6) deixa o secador e a vazão de ar requerida para o resfriamento procedeu-se de forma semelhante à Secagem I, sendo o calor específico para a soja obtido por meio da Equação 16, $1,452 \text{ KJ.kg}^{-1}.\text{K}^{-1}$ e $1,450 \text{ KJ.kg}^{-1}.\text{K}^{-1}$ para 13% e 10,5% de umidade do grão respectivamente. A área de armazenamento após a Secagem I permite o equilíbrio térmico da soja com o ambiente, de modo que esta entra no secador a 28°C . O ar ambiente empregado no resfriamento (AR5) atinge uma temperatura de 55°C e agrega-se com o ar quente proveniente da fornalha do secador a 87°C (AR4) para alcançar a temperatura de 70°C necessária para o processo.

A vazão máxima de ar de secagem de operação do secador é $177.000 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$, dessa forma o aquecimento da soja até 58°C é efetuado pela passagem de $110.000 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$ de ar de secagem a 70°C . Para os cálculos utilizou-se a massa específica do ar a pressão atmosférica de $1,018 \text{ kg.m}^{-3}$ (INCROPERA *et al.*, 2008). As Equações 17 e 18 forneceram entalpias de $55,977 \text{ kJ.kg}^{-1}$ (soja a 28°C), $109,538 \text{ kJ.kg}^{-1}$ (soja a 58°C) e $96,676 \text{ kJ.kg}^{-1}$ (ar a 70°C). A Figura 15 ilustra as correntes do secador S-2001.

Figura 15 – Secador II (S-2001).



Fonte: Autoria própria (2018).

Para a determinação das correntes de entrada e saída, bem como as vazões mássicas utilizou-se as Equações 29 a 33, assumindo que o secador reduz a umidade de 13% para 10,5% e procedendo com a mesma análise do ar já empregada na secagem I.

Balanço global:

$$F_{08} + F_{AR4} + F_{AR5} = F_{10} + F_{AR6} \quad (29)$$

Balanço por componentes:

Soja:

$$x_{F08} \cdot F_{08} + x_{FAR4} \cdot F_{AR4} + x_{FAR5} \cdot F_{AR5} = x_{F10} \cdot F_{10} + x_{FAR6} \cdot F_{AR6} \quad (30)$$

Impureza:

$$y_{F08} \cdot F_{08} + y_{FAR4} \cdot F_{AR4} + y_{FAR5} \cdot F_{AR5} = y_{F10} \cdot F_{10} + y_{FAR6} \cdot F_{AR6} \quad (31)$$

Avariados:

$$z_{F08} \cdot F_{08} + z_{FAR4} \cdot F_{AR4} + z_{FAR5} \cdot F_{AR5} = z_{F10} \cdot F_{10} + z_{FAR6} \cdot F_{AR6} \quad (32)$$

Ar:

$$l_{F08} \cdot F_{08} + l_{FAR4} \cdot F_{AR4} + l_{FAR5} \cdot F_{AR5} = l_{F10} \cdot F_{10} + l_{FAR6} \cdot F_{AR6} \quad (33)$$

A Tabela 8 apresenta as composições e vazões mássicas das correntes do secador II.

Tabela 8 – Valores das correntes no secador II.

Corrente	08		10		AR4 e AR5		AR6	
	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão (ton/h)
Soja	0,782	36,400	0,805	36,400	0,000	0,000	0,000	0,000
Impureza	0,001	0,047	0,001	0,047	0,000	0,000	0,000	0,000
Avariados	0,086	4,000	0,089	4,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Umidade	0,131	6,111	0,105	4,745	0,000	0,000	0,000	0,000
Ar	0,000	0,000	0,000	0,000	1,000	111,980	1,000	113,346
Total	1,000	46,558	1,000	45,192	1,000	111,980	1,000	113,346
Temperatura (°C)	28,00		33,00		70,00		64,84	
Pressão (kPa)	101,325		101,325		101,325		101,325	

Fonte: Autoria própria (2018).

O calor trocado entre a soja e o ar ambiente para o resfriamento foi de $1,64 \cdot 10^6$ kJ.h⁻¹, obtido por meio da Equação 7. A vazão de ar de resfriamento necessário é de $5,95 \cdot 10^4$ kg.h⁻¹. Todos os cálculos pertinentes à essa área encontram-se no Apêndice B.

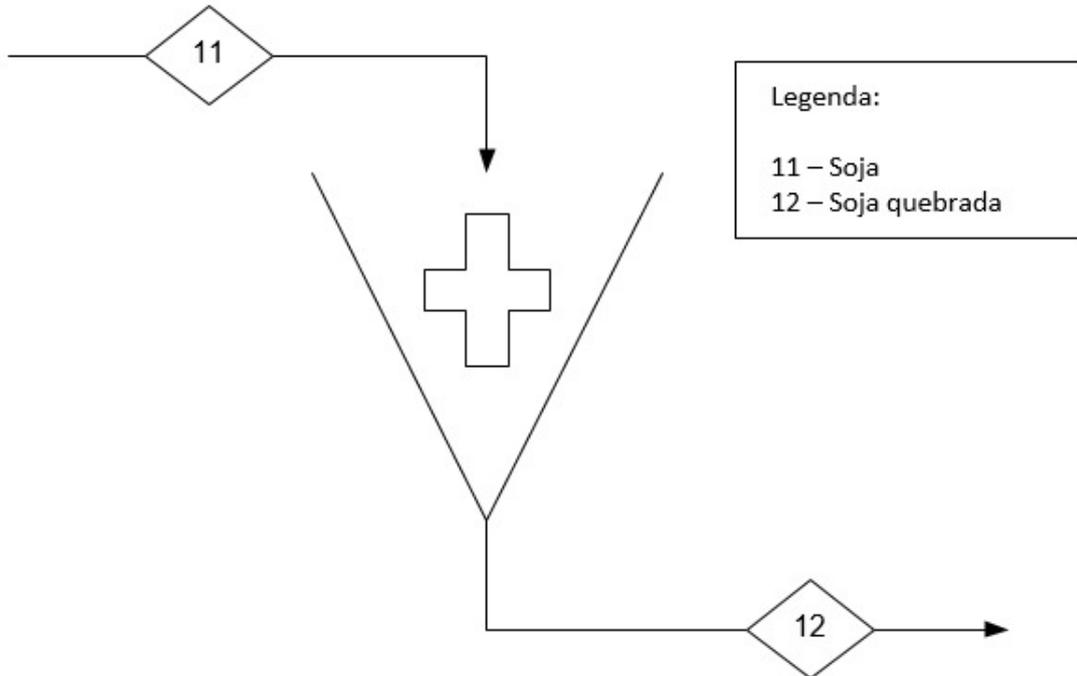
6.2.3 Quebra

Realiza-se a quebra dos grãos para obter partículas de tamanho uniforme, o que facilita a remoção das cascas e evita a formação de pó. Reduzir o tamanho em até 12,5% do original expõe completamente a soja na etapa de laminação. Emprega-se para esse propósito quebrador de rolos (Q-2001 A/B) com alimentação mecânica. São utilizados dois quebradores, assim os grãos passam por uma balança (BL-2001) que divide as correntes (OETTERER *et al.*, 2006).

A alimentação no equipamento é realizada de forma contínua, a soja entra pela parte superior e passa por dois pares de rolos. Em cada par a velocidade de rotação é diferente bem como a orientação dos dentes. Há também a presença de ímãs para retirar possíveis objetos metálicos, não avariando assim o quebrador.

A corrente de soja após a quebra (12) possui em média 7% em casca (RESTLE *et al.*, 2004). A representação das correntes de entrada e saída no quebrador está disposta na Figura 16.

Figura 16 – Quebrador (Q-2001).



Fonte: Autoria própria (2018).

O balanço de massa global e por componentes para essa etapa é representado pelas Equações 34 a 38.

Balanço global:

$$F_{11} = F_{12} \quad (34)$$

Balanço por componentes:

Soja:

$$x_{F11} \cdot F_{11} = x_{F12} \cdot F_{12} \quad (35)$$

Casca:

$$y_{F11} \cdot F_{11} = y_{F12} \cdot F_{12} \quad (36)$$

Impureza:

$$z_{F11} \cdot F_{11} = z_{F12} \cdot F_{12} \quad (37)$$

Umidade:

$$w_{F11} \cdot F_{11} = w_{F12} \cdot F_{12} \quad (38)$$

Sabe-se que a soja proveniente do secador (S-2001) está a uma temperatura de 33°C (MALLET, 2009), porém até ser transportada ao quebrador perde uma quantidade de calor para o ambiente ($T_{\text{ambiente}}=28^{\circ}\text{C}$). Devido a isso, a MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais admite que a corrente 11 que entra no quebrador (Q-2001 A/B) está a uma temperatura de 30°C. Essa perda de energia para o ambiente não é contabilizada, pois não influencia no desempenho do processo. Na corrente 11 englobou-se a vazão de avariados na vazão de soja, visto que as cascas geradas são provenientes tanto da soja quanto dos grãos avariados. A Tabela 9 apresenta os valores obtidos pelo balanço de massa no quebrador.

Tabela 9 – Valores das correntes no quebrador.

Corrente	11		12	
	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão(ton/h)
Soja	0,894	40,400	0,824	37,237
Casca	0,000	0,000	0,070	3,163
Impureza	0,001	0,047	0,001	0,047
Umidade	0,105	4,745	0,105	4,745
Total	1,000	45,192	1,000	45,192
Temperatura (°C)	30,00		30,00	
Pressão (kPa)	101,325		101,325	

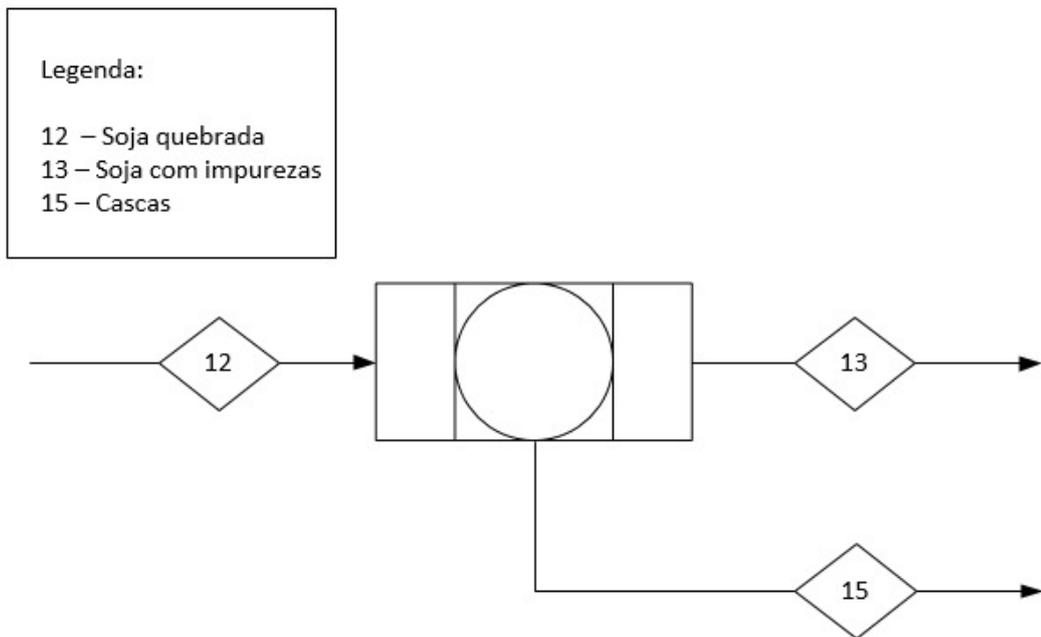
Fonte: Autoria própria (2018).

6.2.4 Separação das Cascas

Após a etapa de quebra ocorre a separação das cascas por meio de separadores de cascas (SC-2001 A/B), de modo a evitar problemas de entupimento no extrator (EX-3101). Os grãos adentram o separador e inicia-se o processo de descasque, inicialmente há o impacto da soja contra a parede do equipamento, em seguida ocorre um processo de peneiramento e por fim com o uso de aspiradores múltiplos separam-se as cascas da soja.

As cascas possuem um alto teor de fibra e são, portanto, destinadas para indústria de ração animal (RESTLE *et al.*, 2004). A Figura 17 representa as correntes que entram e saem do equipamento.

Figura 17 – Separador de cascas (SC-2001).



Fonte: Autoria própria (2018).

A corrente 13 contém a soja e impurezas restantes e deixa o equipamento isenta de cascas, enquanto que a corrente 15 é composta somente de cascas. As Equações 39 a 46 descrevem o balanço de massa envolvido no separador de cascas.

Balanço global:

$$F_{12} = F_{13} + F_{15} \quad (39)$$

Balanço por componentes:

Soja:

$$x_{F12} \cdot F_{12} = x_{F13} \cdot F_{13} + x_{F15} \cdot F_{15} \quad (40)$$

Casca:

$$y_{F12} \cdot F_{12} = y_{F13} \cdot F_{13} + y_{F15} \cdot F_{15} \quad (41)$$

Impureza:

$$z_{F12} \cdot F_{12} = z_{F13} \cdot F_{13} + z_{F15} \cdot F_{15} \quad (42)$$

Umidade:

$$w_{F12} \cdot F_{12} = w_{F13} \cdot F_{13} + w_{F15} \cdot F_{15} \quad (43)$$

E, as relações de vazão empregadas para realizar o balanço são:

Soja:

$$Vx_{F12} = Vx_{F13} \quad (44)$$

Casca:

$$Vy_{F12} = Vy_{15} \quad (45)$$

Impureza:

$$Vz_{F12} = Vz_{F13} \quad (46)$$

A Tabela 10 fornece os valores obtidos pelo balanço de massa no separador., a umidade foi considerada a mesma tanto para a soja quanto para a casca.

Tabela 10- Valores das correntes no separador de cascas.

Corrente	12		13		15	
	Fração	Vazão(ton/h)	Fração	Vazão(ton/h)	Fração	Vazão(ton/h)
Soja	0,824	37,237	0,894	37,237	0,000	0,000
Casca	0,070	3,163	0,000	0,00	0,895	3,163
Impureza	0,001	0,047	0,001	0,047	0,000	0,000
Umidade	0,105	4,745	0,105	4,374	0,105	0,372
Total	1,000	45,192	1,000	41,657	1,000	3,535
Temperatura (°C)	30,000		30,000		30,000	
Pressão (kPa)	101,325		101,325		101,325	

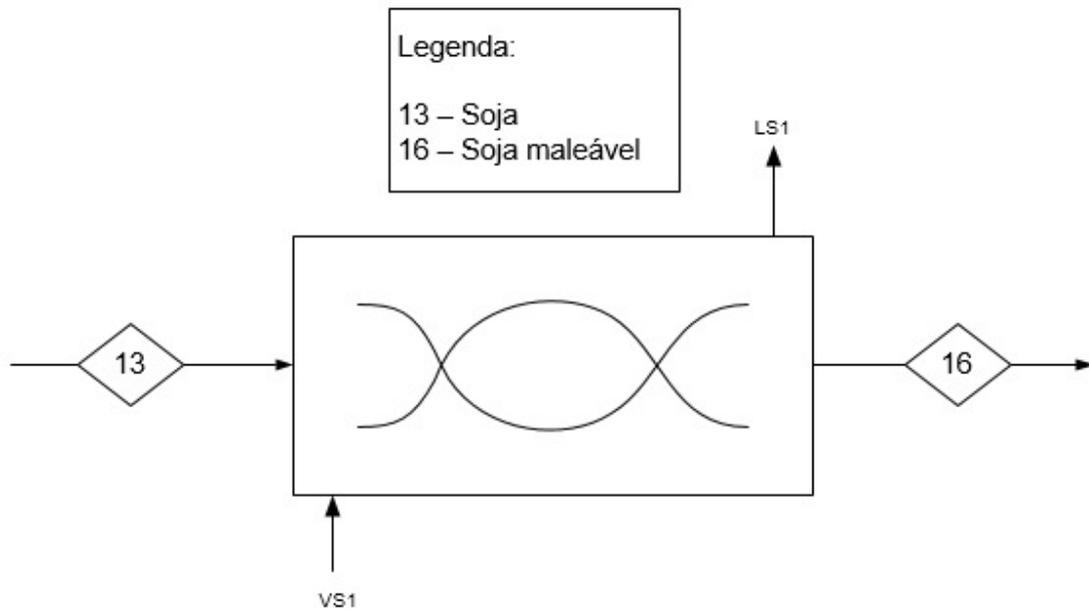
Fonte: Autoria própria (2018).

6.2.5 Condicionamento

No processo de condicionamento, a soja (grão seco e quebradiço) será aquecida para adquirir características plásticas que facilitará a etapa posterior de laminação. Para isso, utiliza-se um condicionador rotativo (CD-2001) horizontal, onde os grãos são aquecidos dentro de tambores rotativos com a temperatura de aquecimento variando na faixa de 70°C a 75°C, com duração de 20 a 30 minutos (OETTERER *et al.*, 2006).

A Figura 18 indica as correntes de entrada e saída do condicionador.

Figura 18 – Condicionador (CD-2001).



Fonte: Autoria própria (2018).

Na etapa de condicionamento a umidade mantém-se constante, visto que o vapor indireto alimentado promove aquecimento sem ocasionar perda de umidade. Além disso, o condicionador (CD-2001) não altera a composição da corrente de entrada. Portanto, a corrente 13 é igual a corrente 16.

Na Tabela 11 consta-se os valores do balanço de massa bem como as temperaturas das correntes.

Tabela 11 – Valores das correntes no condicionador.

Corrente	13		16	
	Fração	Vazão(ton/h)	Fração	Vazão(ton/h)
Soja	0,894	37,237	0,894	37,237
Impureza	0,001	0,047	0,001	0,047
Umidade	0,105	4,374	0,105	4,374
Total	1,000	41,657	1,000	41,657
Temperatura (°C)		30,00		70,00
Pressão (kPa)		101,325		101,325

Fonte: Autoria própria (2018).

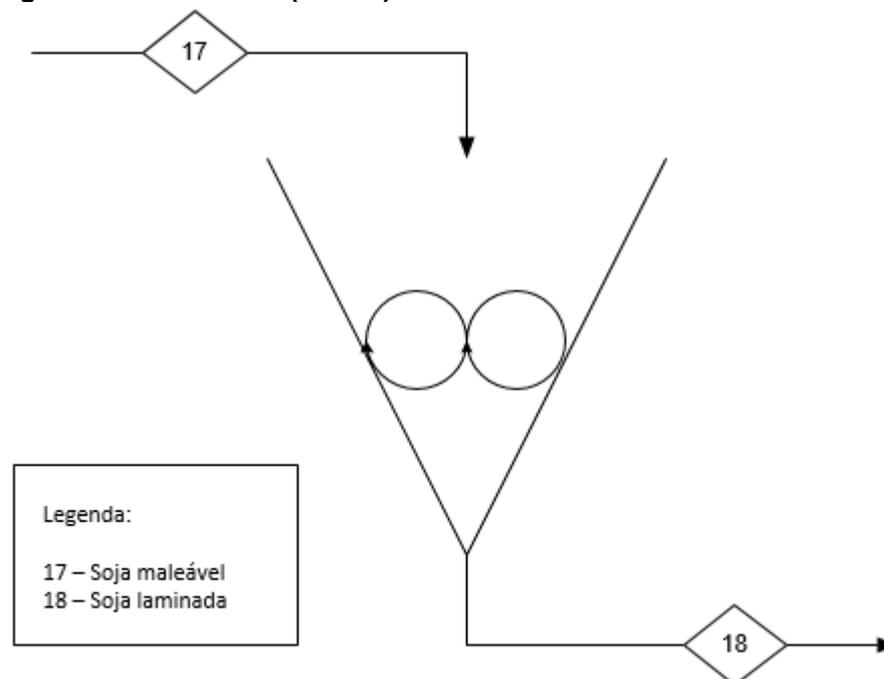
O balanço de energético baseia-se em determinar o calor sensível requerido para aquecer a corrente de entrada da soja de 30°C até a temperatura de 70°C. Para o cálculo desse calor, utilizou-se a Equação 7 e as entalpias das correntes são obtidas pela Equação 17, sendo de 56,658 kJ.kg⁻¹ a 30°C e 132,201 kJ.kg⁻¹ a 70°C. Os dados necessários para esse cálculo estão disponíveis no Apêndice C, bem como o resultado do calor requerido, o qual foi de 3,15.10⁶ kJ.h⁻¹. Esse calor será

fornecido pelo uso de uma massa de vapor saturado proveniente da caldeira na temperatura de 111,4°C a 1,5 bar com entalpia de vaporização de 2226,5 kJ.kg⁻¹ (MORAN, SHAPIRO, 2009). A vazão mássica de vapor necessária para o processo foi de 1413,39 kg.h⁻¹.

6.2.6 Laminação

A etapa de laminação é necessária para transformar o grão de soja em flocos finos facilitando a extração devido ao aumento da área de contato com o solvente. O processo consiste na passagem dos grãos quebrados e aquecidos em um par de cilindros lisos, os quais possuem dispositivos hidráulicos para regular a pressão e ajustar a espessura da lâmina. O laminador (L-2001 A/B/C) primeiramente esmaga a soja e, em seguida, a achata, transformando-a em uma lâmina de diâmetro variando entre 0,2 e 0,3 mm (OETTERER *et al.*, 2006). As correntes envolvidas na laminação são ilustradas na Figura 19.

Figura 19 – Laminador (L-2001).



Fonte: Autoria própria (2018).

De forma similar ao condicionamento, a laminação não altera a composição da corrente de entrada, logo, a corrente de soja maleável introduzida no laminador

(17) é igual a de soja laminada que o deixa (18). A Tabela 12 fornece os valores das correntes.

Tabela 12 – Valores das correntes no laminador.

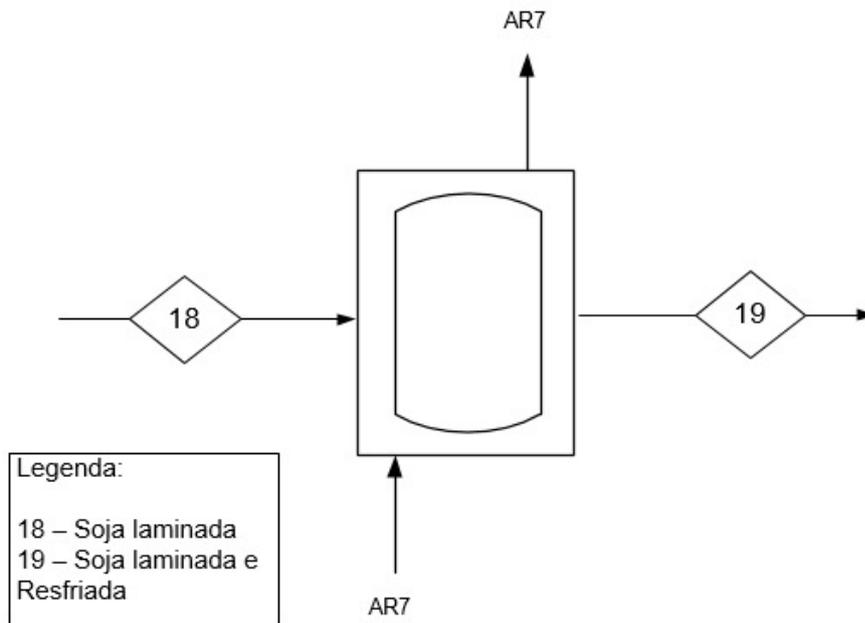
Corrente	17		18	
	Fração	Vazão(ton/h)	Fração	Vazão(ton/h)
Soja	0,894	37,237	0,894	37,237
Impureza	0,001	0,047	0,001	0,047
Umidade	0,105	4,374	0,105	4,374
Total	1,000	41,657	1,000	41,657
Temperatura (°C)	70,00		70,00	
Pressão (kPa)	101,325		101,325	

Fonte: A autoria própria (2018).

6.2.7 Secador/Resfriador

Ao deixar o laminador, as lâminas de soja devem passar por um secador/resfriador (SR-2001) com o objetivo de diminuir a temperatura para 50°C. O equipamento consiste em um eixo cilíndrico rotativo inclinado que permite o escoamento para baixo das lâminas. Nesse adiciona-se uma corrente de ar frio (AR7) (ar a temperatura ambiente) que se mistura ao produto e realiza o resfriamento. Vale ressaltar, que nesse processo não ocorre troca de massa entre o AR7 e as lâminas de soja. Admitiu-se que o ar deixa o secador a 55°C e possui calor específico médio de 1,020 kJ.kg⁻¹.°C⁻¹ (INCROPERA *et al.*, 2008). A Figura 20 esquematiza o secador/resfriador e a Tabela 13 dispõe os dados do balanço de massa deste equipamento.

Figura 20 – Secador/Resfriador (SR-2001).



Fonte: Autoria própria (2018).

Tabela 13– Valores das correntes no secador/resfriador.

Corrente	18		19	
	Fração	Vazão(ton/h)	Fração	Vazão(ton/h)
Soja	0,894	37,237	0,894	37,237
Impureza	0,001	0,047	0,001	0,047
Umidade	0,105	4,374	0,105	4,374
Total	1,000	41,657	1,000	41,657
Temperatura (°C)	70,00		50,00	
Pressão (kPa)	101,325		101,325	

Fonte: Autoria própria (2018).

O calor sensível para resfriar a corrente 18 de 70°C para 50°C foi obtido por meio da Equação 7. Os dados necessários para efetuar esses cálculos estão disponíveis no Apêndice D, juntamente com o valor do calor obtido de $1,21 \cdot 10^6 \text{ kJ} \cdot \text{h}^{-1}$. A vazão requerida de ar ambiente (AR7) para efetuar esse resfriamento é de $43865,4 \text{ kg h}^{-1}$. A soja resfriada está adequada para seguir para o setor da extração.

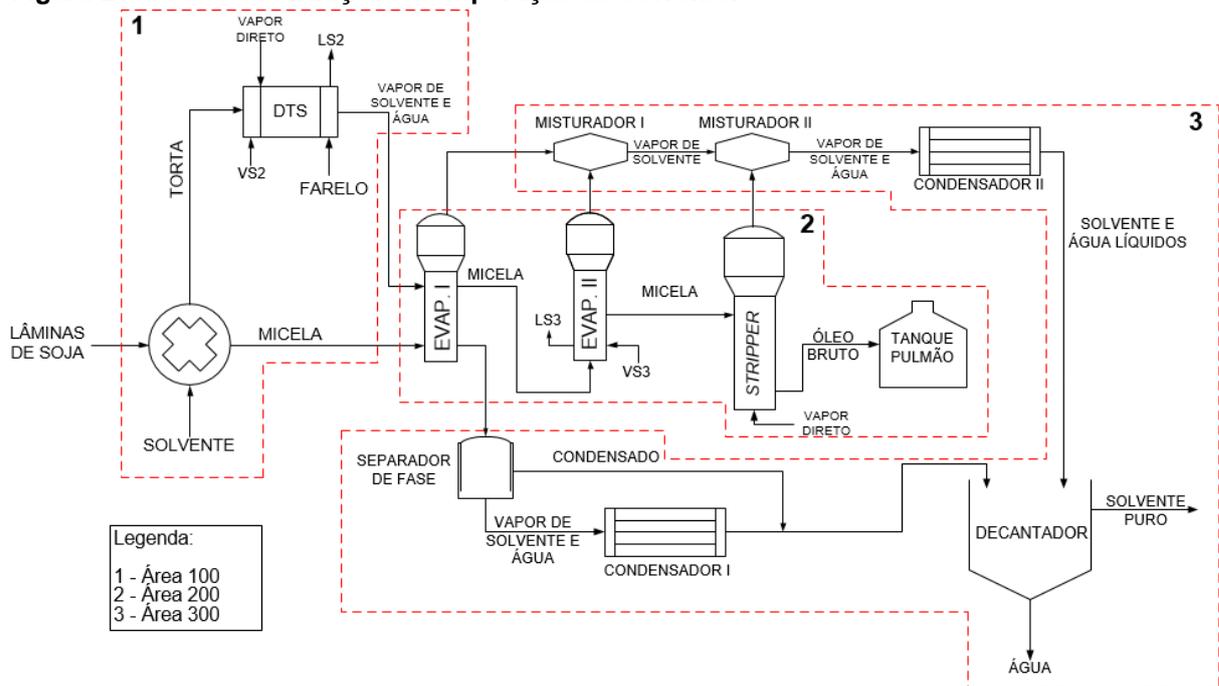
6.3 Setor 3000 – Extração

As etapas anteriores do processo visavam preparar a soja a fim de se obter uma massa laminada. Esse setor tem como objetivo obter o óleo bruto e reciclar o solvente do processo. O setor 3000 compreende três áreas:

- Área 100: extração do óleo da massa laminada e a dessolventização e tostagem do farelo;
- Área 200: concentração da micela por um sistema de evaporação;
- Área 300: recuperação do hexano para o processo por meio de condensadores e decantador.

Um esquema simplificado desse setor está demonstrado na Figura 21.

Figura 21 – Setor de extração e recuperação do solvente.



Fonte: Autoria própria (2018).

6.3.1 Área 100 – Extração e Dessolventização

Extração

A extração do óleo de soja é uma operação de transferência de massa que consiste na retirada do óleo (soluto) contido nas partículas da matéria-prima, usando-se um solvente apropriado (ZACHI, 2007). Embora haja outros métodos

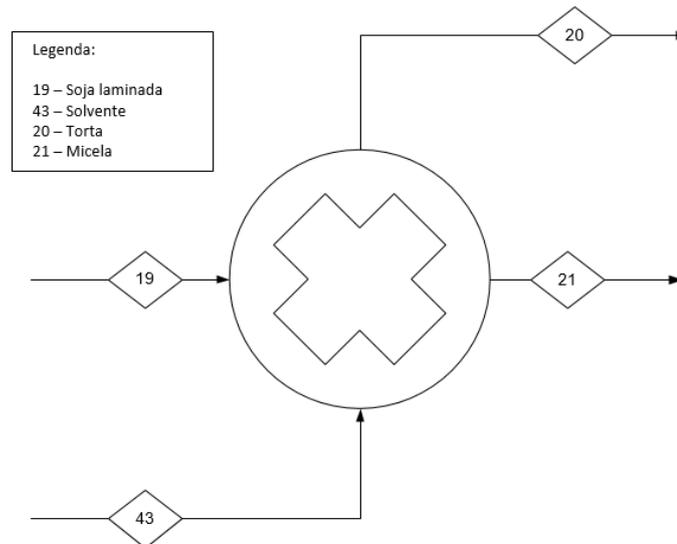
para extração de óleo (extrações por prensagem, com fluidos supercríticos e aquosa enzimática), a MaraSul – Indústria de óleos vegetais irá operar com a extração por solvente, uma vez que, essa opção se mostra mais eficiente por gerar o farelo com menos de 1% de óleo.

Em relação ao solvente empregado na operação, o hexano é amplamente adotado nas indústrias por possuir baixo custo, alta solubilidade com óleos, imiscibilidade em água, baixo calor latente de ebulição, ampla disponibilidade e composição homogênea (MANDARINO; ROESSING, 2001).

Os grãos laminados, advindos da etapa anterior, são transportados com o auxílio de esteiras até o extrator, onde ocorre um processo a quente, visto que a temperatura influencia na solubilização do óleo. Nesta operação ocorre o desprendimento do óleo da fase sólida para a fase líquida por meio do processo difusivo entre o solvente e a massa de soja. A partir disso, dois subprodutos são gerados: a micela, que é a mistura de óleo de soja e solvente e, a torta ou Lex, a qual é composto por farelo de soja, solvente, água e óleo residual (OETTERER *et al.*, 2006).

A MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais conta com um extrator por percolação do tipo *Rotoce*®, um dos mais aceitos na produção industrial de óleo de soja. Esse equipamento consiste em um tambor cilíndrico dividido em setores com fundo perfurado, que giram lentamente. Como o processo ocorre em contracorrente, os sólidos vão sendo carregados em um determinado ponto e conforme vão passando pelo equipamento, entram em contato com micelas cada vez menos concentradas em óleo, até receber somente hexano puro. Na parte inferior do equipamento são retirados a torta e a micela, os quais seguem para as etapas de dessolventização e recuperação do solvente, respectivamente (ZACHI, 2007). A Figura 22 ilustra as correntes de entrada e saída do extrator (EX-3101).

Figura 22 – Extrator (EX-3101).



Fonte: Autoria própria (2018).

Segundo Dijkstra (2016), a soja laminada (corrente 19) possui em média 21% de óleo. Já a quantidade necessária de solvente (corrente 43) para realização da extração corresponde a 90% em massa da vazão de soja que entra no processo (ROQUE, 2015).

De acordo com Zachy (2007), a concentração de óleo na micela (corrente 21) que deixa o extrator é de 30%. Já a torta (corrente 20) possui em sua composição cerca de 35% de hexano e toda a vazão de umidade proveniente da corrente de entrada de soja (GUARIENTI, 2009). Com base nessas informações foi possível determinar os valores das correntes 20 e 21 que saem do equipamento, bem como as frações mássicas na torta. A Equação 47 representa o balanço de massa global para o extrator, e o balanço de massa por componente é representado por meio das Equações 48 a 51.

Balanço global:

$$F_{19} + F_{43} = F_{21} + F_{20} \quad (47)$$

Balanço por componentes:

Óleo:

$$x_{F19} \cdot F_{19} + x_{F43} \cdot F_{43} = x_{F21} \cdot F_{21} + x_{F20} \cdot F_{20} \quad (48)$$

Umidade:

$$y_{F19} \cdot F_{19} + y_{F43} \cdot F_{43} = y_{F21} \cdot F_{21} + y_{F20} \cdot F_{20} \quad (49)$$

Massa de Soja:

$$z_{F19} \cdot F_{19} + z_{F43} \cdot F_{43} = z_{F21} \cdot F_{21} + z_{F20} \cdot F_{20} \quad (50)$$

Solvente:

$$w_{F19} \cdot F_{19} + w_{F43} \cdot F_{43} = w_{F21} \cdot F_{21} + w_{F20} \cdot F_{20} \quad (51)$$

Os valores obtidos para o balanço de massa no extrator (EX-3101) estão dispostos na Tabela 14.

Tabela 14 - Valores das correntes no extrator.

Corrente	19		43		21		20	
	Fração	Vazão (ton/h)						
Óleo	0,210	8,738	0,000	0,000	0,300	8,381	0,007	0,352
Umidade	0,105	4,374	0,000	0,000	0,000	0,000	0,086	4,374
Massa de soja	0,685	28,503	0,000	0,000	0,000	0,000	0,558	28,503
Solvente	0,000	0,000	1,000	37,449	0,700	19,557	0,350	17,892
Total	1,000	41,610	1,000	37,449	1,000	27,938	1,000	51,121
Temperatura (°C)	50		50		49		49	
Pressão (kPa)	101,32		101,32		101,30		101,30	

Fonte: Autoria própria (2018).

O extrator da MaraSul - Indústria de Óleos Vegetais opera com temperatura em torno de 50°C. Sabe-se que ao longo do processo de extração ocorre uma perda de energia para a vizinhança, porém essa quantidade é desprezível por ser tratar de uma diferença de temperatura de 1°C. Sendo assim, não se realiza o balanço de energia para esse equipamento.

DTS (Dessolventizador-Tostador e Secagem)

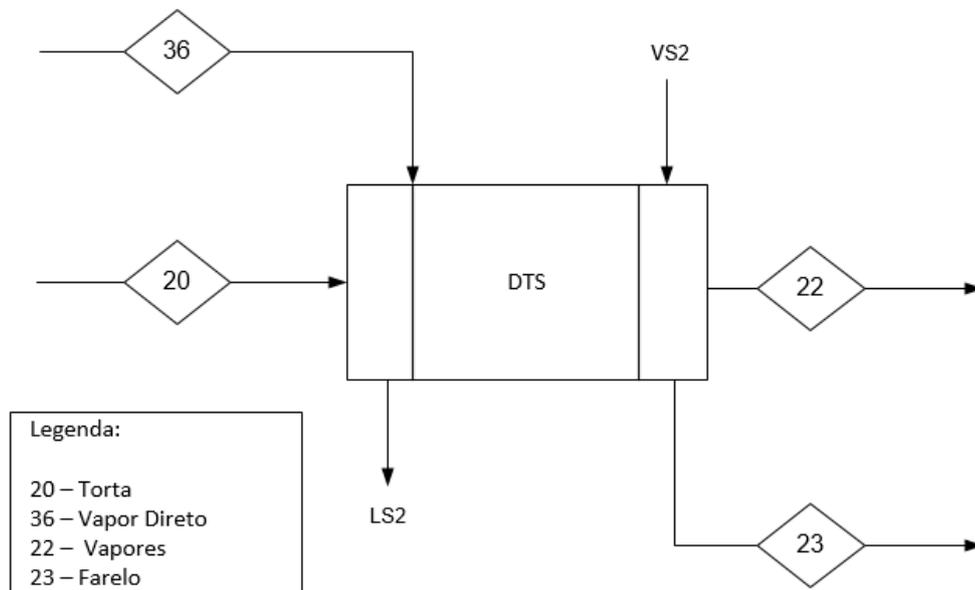
A torta advinda do extrator (EX-3101) é encaminhada ao DTS, equipamento vertical capaz de evaporar o solvente, inativar fatores antinutricionais e remover substâncias que causam sabor indesejado. Trata-se de um aparelho que opera de modo contínuo, sendo responsável por dessolventizar, tostar e secar o farelo.

A massa de soja entra na parte superior do equipamento e é distribuída uniformemente no prato de pré-dessolventização por meio de braços giratórios. Com o auxílio de aquecimento indireto da superfície é possível evaporar parte do hexano da massa sem aumentar a umidade e por meio de aberturas nos pisos, a torta passa de um prato para o outro.

Os pratos principais (no meio) do aparelho são planejados para promoverem um aquecimento indireto e a injeção direta de vapor, a fim de garantir uma maior remoção do solvente e, também, adicionar água, fundamental no processo de

tostagem. Cada um desses pratos possui orifícios projetados para garantir o maior contato dos gases com farelo, além de possuírem comportas capazes de controlar a camada de massa e descarregar o material para baixo do aparelho. Já no prato inferior, denominado prato de asperção, ocorre a remoção do solvente residual e tostagem do farelo por meio da injeção de vapor e auxílio de uma válvula rotativa de velocidade variável que mantém o nível do farelo na câmara. Este prato é perfurado para permitir a passagem desse vapor para os leitos de farelo dos pratos acima localizados. Após isso, o farelo é seco para garantir a umidade desejada de 12%. A Figura 23 exhibe as correntes de entrada e saída do DTS.

Figura 23 – Dessolventizador-Tostador e Secagem (D-3101) .



Fonte: Autoria própria (2018).

Conforme Mandarino e Roessing (2001) o teor de umidade no farelo (corrente 23) é mantido em 12%. Segundo Paraíso (2001) para operação de dessolventização com a temperatura de entrada da torta (corrente 20) em 50°C, o consumo de vapor direto (corrente 36) superaquecido é de 4108 kg.h⁻¹ a uma pressão de 1,5 bar (150 kPa) e temperatura de 120°C. Esse vapor é suficiente para garantir um aumento na taxa de transferência de calor e garantir maior homogeneidade do calor dentro do equipamento, além de fornecer calor latente suficiente para retirada da quantidade de hexano na torta. Considerando-se que na corrente 22 não há resíduo de óleo, que todo vapor utilizado em 36 sai em 22 e que

na corrente 23 não há nenhuma perda de solvente, obteve-se o balanço de massa por meio das Equações 52 a 56.

Balanço global:

$$F_{20} + F_{36} = F_{22} + F_{23} \quad (52)$$

Balanço por componentes:

Óleo:

$$x_{F20} \cdot F_{20} = x_{F22} \cdot F_{22} + x_{F23} \cdot F_{23} \quad (53)$$

Umidade:

$$y_{F20} \cdot F_{20} + y_{F36} \cdot F_{36} = y_{F22} \cdot F_{22} + y_{F23} \cdot F_{23} \quad (54)$$

Massa de soja:

$$z_{F20} \cdot F_{20} = z_{F22} \cdot F_{22} + z_{F23} \cdot F_{23} \quad (55)$$

Solvente:

$$w_{F20} \cdot F_{20} = w_{F22} \cdot F_{22} + w_{F23} \cdot F_{23} \quad (56)$$

Na corrente 23, a soma das vazões de óleo e massa de soja corresponde a 88% de toda fração mássica. Dessa forma, determinou-se as vazões e composições das correntes de saída conforme a Tabela 15.

Tabela 15 - Valores das correntes no DTS.

Corrente	20		36		23		22	
	Fração	Vazão (ton/h)						
Óleo	0,007	0,352	0,000	0,000	0,011	0,352	0,000	0,000
Umidade	0,086	4,374	1,000	4,108	0,120	3,935	0,203	4,547
Massa de soja	0,558	28,503	0,000	0,000	0,869	28,503	0,000	0,000
Solvente	0,350	17,892	0,000	0,000	0,000	0,000	0,797	17,892
Total	1,000	51,121	1,000	4,108	1,000	32,790	1,000	22,439
Temperatura (°C)	50		120		110		61,7	
Pressão (kPa)	101,32		150,00		101,30		101,32	

Fonte: Autoria própria (2018).

A corrente 22 de vapor contendo hexano e água é utilizada na evaporação da micela no primeiro evaporador (E-3201) (ZACHI, 2007). Já o farelo de soja seco (corrente 22) pode ser comercializado na forma triturada, em pó ou em grânulos. A MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais destinará a venda do farelo na cidade de Imperatriz-MA, localizada a aproximadamente 120 km de Estreito, onde estão

instaladas indústrias de ração animal que utilizam o farelo de soja como matéria-prima em sua produção.

A MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais admite que a corrente 22 de vapores saindo do DTS (D-3101) estará na temperatura de 61,7°C, visto que, na condição de pressão do sistema de 101,32 kPa, o vapor de hexano estará saturado e o de água levemente superaquecido. Isso garante que todo o vapor vivo utilizado não condense dentro do equipamento. É possível observar esse efeito por meio das pressões parciais de cada substância utilizando a equação de Antoine. As demais temperaturas foram obtidas por meio do trabalho de Paraíso (2001).

O balanço de energia foi realizado, por meio da Equação 7, para determinar a quantidade de vapor saturado indireto necessário para realizar a tostagem da torta. Na condição de temperatura e pressão da corrente 20, a capacidade calorífica do óleo no estado líquido é 2260 kJ.ton⁻¹.°C⁻¹, da água é de 4180 kJ.ton⁻¹.°C⁻¹ e da massa de soja 1960 kJ.ton⁻¹.°C⁻¹. De posse desses valores e considerando a variação de temperatura entre as correntes 20 e 23 foi possível determinar as entalpias, a qual foi de 135600 kJ.ton⁻¹ para o óleo; 117600 kJ.ton⁻¹ para massa de soja e 250800 kJ.ton⁻¹ para a água (FASINA *et al.*, 2018; PERRY, 2007; ÇENGEL, 2012). Assim, pode-se verificar que a quantidade de calor sensível necessário para elevar a temperatura da torta de 50°C para 120°C foi de 4,39.10⁶ kJ.h⁻¹. Essa quantidade de energia será fornecida pelo calor latente cedido de uma massa de vapor de 2009,67 kg.h⁻¹ advinda da planta industrial à uma temperatura de 127°C e pressão de 2,5 bar (MORAN; SHAPIRO, 2009). As propriedades termodinâmicas utilizadas e o resultado dos balanços estão disponíveis no Apêndice E.

6.3.2 Área 200 – Conjunto de evaporadores e coluna de *stripping*

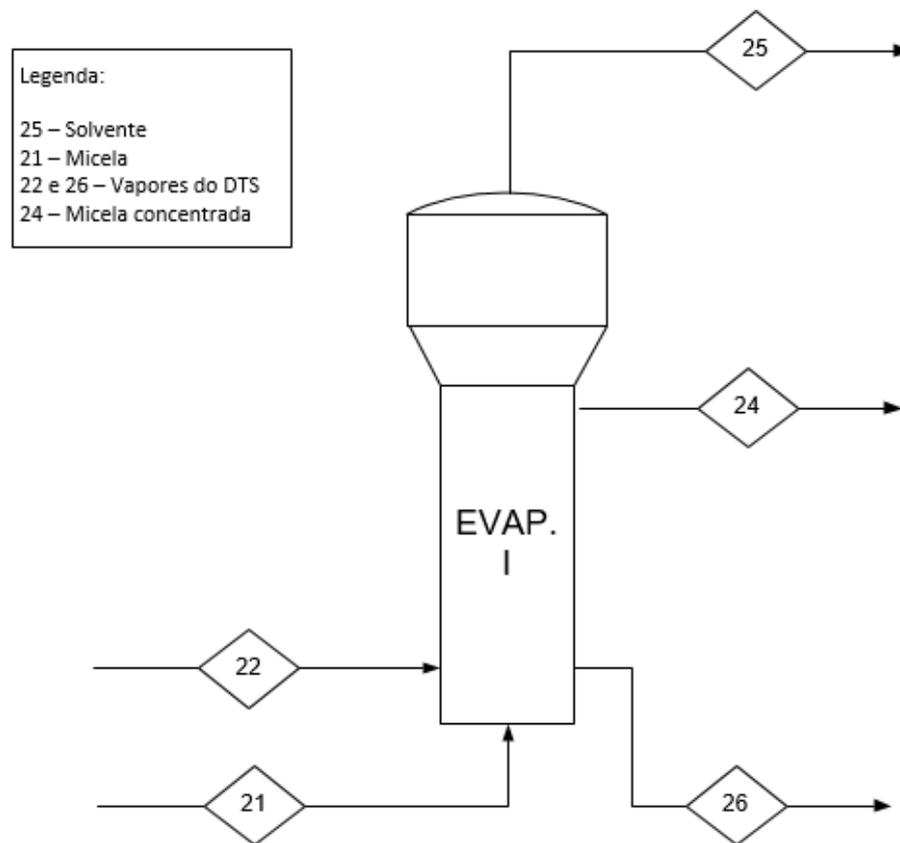
Evaporador I (E-3201)

A etapa de evaporação do hexano tem como objetivo separar o solvente do óleo de soja por meio de aquecimento. Esse sistema é constituído de três etapas: evaporador primário (E-3201), evaporador secundário (E-3202) e a coluna de *stripping* (SP-3201), permitindo maior produção e o reaproveitamento dos vapores oriundos da dessolventização (ZACHI, 2007).

Os evaporadores utilizados no processo da MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais são os do tipo vertical com fluxo ascendente e tubo longo. Esses evaporadores exercem basicamente a função de um trocador de calor, sendo que o vapor de aquecimento flui na parte externa dos tubos de baixo para cima. Conforme a micela sobe nos tubos é aquecida até atingir o ponto de ebulição do hexano, vaporizando grandes quantidades de solvente. A parte superior do evaporador possui defletores que impedem o arraste de óleo junto com o hexano e permite a saída da micela para a próxima etapa do processo. As chicanas instaladas no feixe de tubos provocam um movimento livre do vapor de aquecimento, do condensado e do não condensado para baixo (CUSTÓDIO, 2003).

Ao sair do extrator (EX-3101) a micela é bombeada para um filtro, que visa remover possíveis resíduos de massa sólida, e posteriormente é transferida ao evaporador primário (E-3201) onde é aquecida com os vapores indiretos de hexano e água provenientes do DTS. Desse evaporador, recupera-se hexano puro na forma de vapor e obtém-se uma micela com concentração de, aproximadamente, 67% em massa de óleo (PARAÍSO, 2001). As correntes de entrada e saída do evaporador I estão expostas na Figura 24.

Figura 24 – Evaporador I (E-3201).



Fonte: Autoria própria (2018).

A corrente 24 representa a micela com concentração de 67% em óleo, mais concentrada em óleo quando comparada à micela advinda da extração (corrente 21) que entra no primeiro evaporador. Além disso, a corrente 25 constitui-se apenas por solvente, pois o processo de evaporação não envolve troca de massa entre o fluido quente e frio. Já as correntes 22 e 26 são os vapores oriundos do DTS utilizados como fonte de calor latente para o processo de evaporação e não são contabilizados no balanço de massa.

A partir da corrente 21 efetuou-se os balanços de massa indicados nas Equações 57 a 60.

Balanço global:

$$F_{21} = F_{24} + F_{25} \quad (57)$$

Balanço por componentes:

Óleo:

$$x_{F21} \cdot F_{21} = x_{F24} \cdot F_{24} + x_{F25} \cdot F_{25} \quad (58)$$

Umidade:

$$y_{F21} \cdot F_{21} = y_{F24} \cdot F_{24} + y_{F25} \cdot F_{25} \quad (59)$$

Solvente:

$$z_{F21} \cdot F_{21} = z_{F24} \cdot F_{24} + z_{F25} \cdot F_{25} \quad (60)$$

Os valores das vazões e composições das correntes de saída (24 e 25) estão expostos na Tabela 16.

Tabela 16 - Valores das correntes no evaporador I.

Corrente	21		22		24		25		26	
	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão (ton/h)
Óleo	0,300	8,381	0,000	0,000	0,670	8,381	0,000	0,000	0,000	0,000
Umidade	0,000	0,000	0,203	4,547	0,000	0,000	0,000	0,000	0,203	4,547
Solvente	0,700	19,557	0,797	17,892	0,330	4,128	1,000	15,429	0,797	17,892
Total	1,000	27,938	1,000	22,439	1,000	12,510	1,000	15,429	1,000	22,439
Temperatura (°C)	49		61,7		55		55		61,7	
Pressão (kPa)	101,325		101,325		53,33		53,33		101,325	

Fonte: Autoria própria (2018).

O evaporador I (E-3201) é um equipamento que opera sob vácuo de 400mmHg (53,33 kPa), com a finalidade de reduzir a temperatura de ebulição do solvente e evitar a degradação do óleo pelo efeito da temperatura. Nessas condições de pressão, utilizando a equação de Antoine, o hexano sairia na forma de vapor saturado na temperatura de 50°C. Entretanto, por um fator de segurança a MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais admite que a temperatura de saída do vapor de hexano seja 10% acima da temperatura de saturação, ou seja, o vapor sairá levemente superaquecido a fim de evitar possível condensação de hexano dentro do equipamento.

O balanço de energia no Evaporador foi realizado por meio da Equação 6 para estimar a quantidade de calor requerida para a concentração da micela. Nas condições de temperatura e pressão da corrente 21, a capacidade calorífica do óleo e hexano são 2260 kJ.ton⁻¹ e 2363 kJ.ton⁻¹, respectivamente (FASINA *et al.*, 2018; NIST, 2018). Para o cálculo da entalpia das correntes, considerou-se a variação da temperatura da corrente 21 e 24 obtendo-se um valor de entalpia de 13560 kJ.ton⁻¹ para o óleo e 14178 kJ.ton⁻¹ para o hexano. A entalpia de vaporização do hexano na temperatura de 55°C e pressão de 53,33 kPa é de

345350 kJ.ton⁻¹ (NIST, 2018). De posse desses dados, o calor requerido para aquecer a micela da temperatura de 49°C para 55°C e ainda evaporar a quantidade de hexano da corrente 25 foi de 5,71.10⁶ kJ.h⁻¹, os dados termodinâmicos estão disponíveis no Apêndice F.

Por meio da Equação 61 é possível determinar a vazão de vapores do DTS que irão ceder calor latente para o processo.

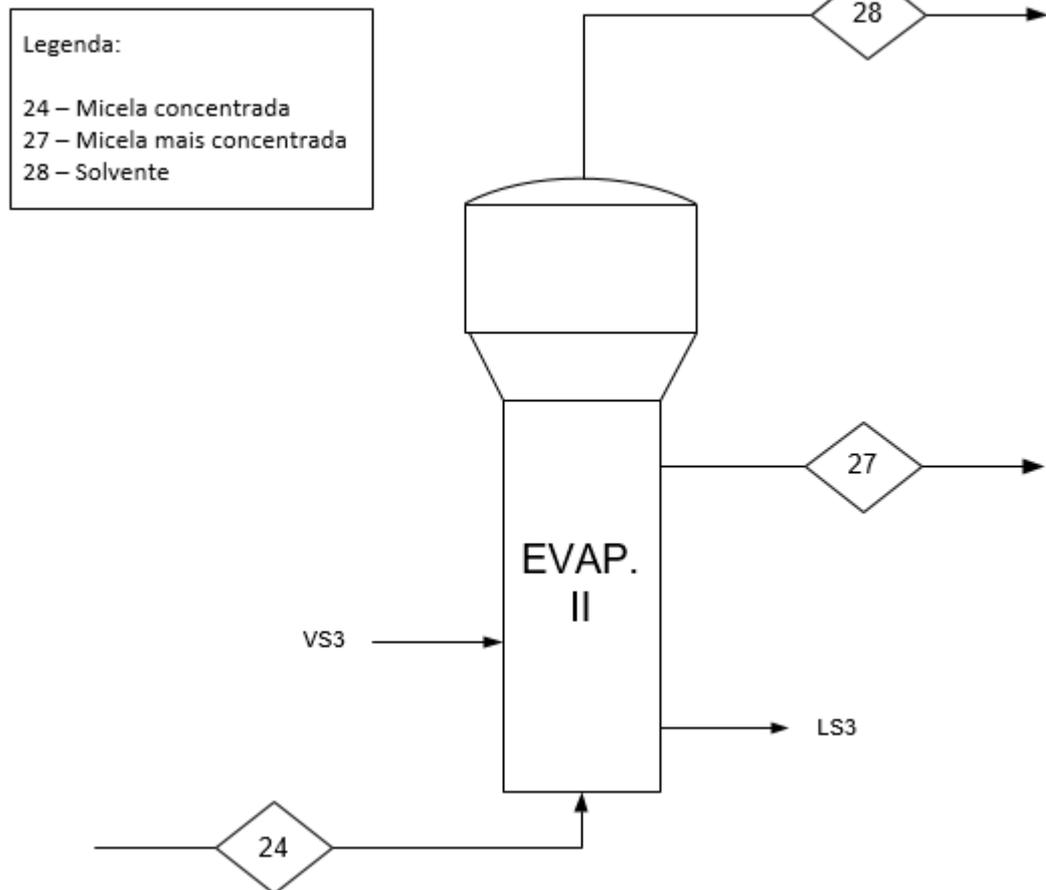
$$\dot{Q} = \dot{m} \cdot \lambda_{mistura} \quad (61)$$

Onde \dot{Q} representa o calor que será fornecido para o evaporador, \dot{m} a vazão mássica de vapor do DTS (D-3101) e $\lambda_{mistura}$ é a entalpia de vaporização da mistura. Esta entalpia é obtida pela média ponderada das entalpias de vaporização dos componentes hexano e água presentes na corrente 22. Na temperatura e pressão dessa corrente, a entalpia de vaporização da mistura é de 748,51 kJ.kg⁻¹, sendo assim, a vazão de vapor do DTS (D-3101) necessária foi de 7640,767 kg.h⁻¹. Portanto, ao final do processo a corrente 26 apresenta duas fases, uma líquida e outra gasosa, uma vez que, apenas 34% da vazão total da corrente 22 precisou ceder calor latente para o processo. Sendo assim, a corrente 26 será encaminhada a um separador de fases (SF-3201) e 66% da corrente que está na fase vapor será enviada ao condensador I (C-3201).

Evaporador II (E-3202)

Ao deixar o evaporador primário a micela é encaminhada ao segundo evaporador onde é aquecida indiretamente com vapor d'água saturado advindo da central de utilidade permitindo a separação de mais uma parte de hexano na forma de vapor e a saída da micela (27) concentrada em 98% de óleo (GUARIENTI, 2009). O princípio de funcionamento desse evaporador é semelhante ao primeiro (E-3201), o que os diferenciam é o fluido de aquecimento. A Figura 25 mostra as correntes de entrada (24) e saída (28 e 27) do evaporador II.

Figura 25 – Evaporador II (E-3202) .



Fonte: Autoria própria (2018).

A corrente 24 representa a micela, enquanto que a corrente 28 é composta apenas por solvente. As Equações 62 a 65 descrevem o equacionamento em questão.

Balanço global:

$$F_{24} = F_{27} + F_{28} \quad (62)$$

Balanço por componentes:

Óleo:

$$x_{F24} \cdot F_{24} = x_{F27} \cdot F_{27} + x_{F28} \cdot F_{28} \quad (63)$$

Umidade:

$$y_{F24} \cdot F_{24} = y_{F27} \cdot F_{27} + y_{F28} \cdot F_{28} \quad (64)$$

Solvente

$$z_{F24} \cdot F_{24} = z_{F27} \cdot F_{27} + z_{F28} \cdot F_{28} \quad (65)$$

A partir dessas equações, calculou-se as vazões e composições mássicas de saída do evaporador II (E-3202) como expresso na Tabela 17.

Tabela 17- Valores das correntes no evaporador II.

Corrente	24		28		27	
	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão (ton/h)
Óleo	0,670	8,381	0,000	0,000	0,980	8,381
Umidade	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Solvente	0,330	4,128	1,000	3,957	0,020	0,171
Total	1,000	12,510	1,000	3,957	1,000	8,553
Temperatura (°C)	55		120		120	
Pressão (kPa)	53,33		53,33		53,33	

Fonte: A autoria própria (2018).

A micela chega ao evaporador I (E-3201) com uma alta concentração de solvente e conseqüentemente pouco viscosa, dessa forma os coeficientes de transferência de calor são elevados, o que implica em uma demanda menor de calor para realizar o processo. Entretanto, no evaporador II (E-3202) a micela entra com uma concentração maior em óleo e à medida que ocorre o fluxo de calor nos tubos do evaporador, o solvente evapora e a solução se concentra ainda mais, tornando-se mais viscosa. Segundo Paraíso (2001), a alta viscosidade oferece resistência à transferência de calor e prejudica a evaporação do solvente. Assim, é necessário que a micela saia do evaporador a temperatura de 120°C.

Devido a esse efeito, utiliza-se vapor saturado da planta industrial a temperatura de 127°C e pressão de 2,5 bar, não podendo reutilizar os vapores gerados no DTS por não possuírem poder calorífico suficiente e faixa de temperatura adequada. Além disso, como o teor de hexano é baixo, o efeito da pressão no evaporador II provoca mudanças praticamente insignificantes na temperatura da solução e no consumo de vapor (PARAÍSO, 2001).

Os cálculos do balanço de energia foram realizados a partir da Equação 6. Considerando a variação de temperatura da corrente 24 e 28, a entalpia do óleo foi de 146900 kJ.ton⁻¹ e para o hexano na fase líquida de 153595 kJ.ton⁻¹ (FASINA *et al.*, 2018; NIST, 2018). A entalpia de vaporização do hexano na temperatura de 120°C e pressão de 53,33 kPa é de 290303,9 kJ. ton⁻¹.°C⁻¹ (NIST, 2018). Com base nessas informações, o calor requerido para o processo foi de 3,01.10⁶ kJ.h⁻¹. De posse desse valor, determinou-se a vazão mássica de vapor necessária por meio da Equação 8 com a entalpia de vaporização do vapor (λ) no valor de 2182 kJ.kg⁻¹ na

temperatura de 127°C e pressão de 250 kPa (MORAN; SHAPIRO, 2009). Portanto, uma vazão de 1380,88 kg.h⁻¹ de vapor é suficiente para fornecer calor latente para a evaporação.

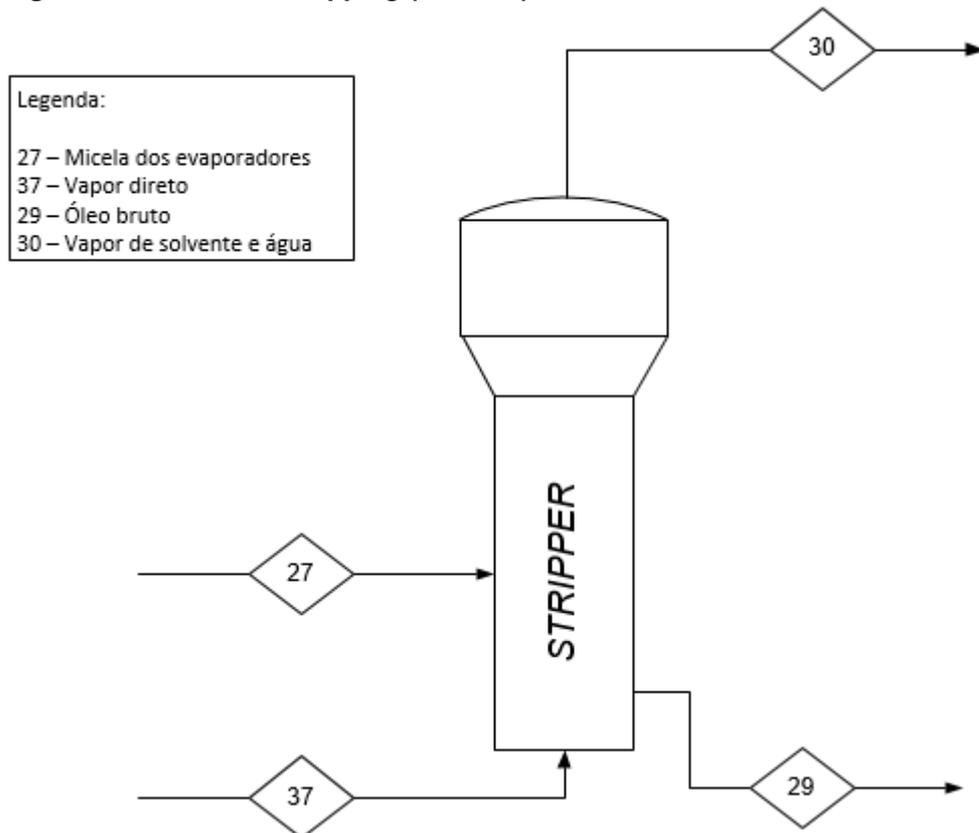
Coluna de *Stripping*

Após o evaporador secundário (E-3202), a micela possui alta concentração de óleo, de forma que a quantidade de hexano a ser evaporada é muito pequena. Dessa maneira, é necessária a aplicação de uma coluna de *stripping*, na qual o hexano (soluto) dissolvido na corrente líquida passa para a fase gasosa, ou seja, realiza-se uma operação inversa a absorção.

A coluna de *stripping* utilizada pela MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais é dividida em compartimentos (pratos), denominados de estágios, que aumentam o contato entre o vapor d'água direto superaquecido e a micela provocando uma eficiente separação do solvente. A micela entra na parte superior e é distribuída no *stripper*. Ao atingir o estágio forma um reservatório de líquido que possibilita um contato eficaz com vapor direto. O vapor, por sua vez, entra no fundo do equipamento, é distribuído no seio do líquido e realiza o *stripping* do hexano presente no óleo. Após alcançar um determinado nível, o líquido flui para o estágio inferior até que o óleo bruto saia no fundo do *stripper*. A corrente de vapor flui de maneira contracorrente em relação à corrente líquida e passa de um estágio inferior para o superior, sendo composta por vapor d'água e hexano (CUSTÓDIO, 2003).

A Figura 26 apresenta as correntes de entrada da micela concentrada (27) e vapor direto (37) na coluna de *stripping* para obtenção do óleo bruto (29) e evaporação do solvente restante (30).

Figura 26– Coluna de *Stripping* (SP-3201).



Fonte: Autoria própria (2018).

O balanço de massa na coluna de *stripping* foi executado com uso das Equações 66 a 69.

Balanço global:

$$F_{27} + F_{37} = F_{29} + F_{30} \quad (66)$$

Balanço por componentes:

Óleo:

$$x_{F27} \cdot F_{27} + x_{F37} \cdot F_{37} = x_{F29} \cdot F_{29} + x_{F30} \cdot F_{30} \quad (67)$$

Umidade:

$$y_{F27} \cdot F_{27} + y_{F37} \cdot F_{37} = y_{F29} \cdot F_{29} + y_{F30} \cdot F_{30} \quad (68)$$

Solvente:

$$z_{F27} \cdot F_{27} + z_{F37} \cdot F_{37} = z_{F29} \cdot F_{29} + z_{F30} \cdot F_{30} \quad (69)$$

A Tabela 18 resume os cálculos do balanço de massa da coluna.

Tabela 18 - Valores das correntes na coluna de *stripping*.

Corrente	27		37		30		29	
	Fração	Vazão (ton/h)						
Óleo	0.980	8.381	0.000	0.000	0.000	0.000	1.000	8.381
Umidade	0.000	0.000	1.000	0.855	0.833	0.855	0.000	0.000
Solvente	0.020	0.171	0.000	0.000	0.167	0.171	0.000	0.000
Total	1.000	8.553	1.000	0.855	1.000	1.026	1.00	8.381
Temperatura (°C)	120		177		85		114	
Pressão (kPa)	53.33		400		62.66		74.66	

Fonte: **Autoria própria (2018).**

A MaraSul - Indústria de Óleos Vegetais opera com um *stripper* constituído por dois estágios, sendo que as pressões no primeiro e segundo estágio são de 62,66 kPa e 74,66 kPa, respectivamente. O vapor d'água superaquecido proveniente do Setor 5000 entra no segundo estágio com uma temperatura de 177°C e 400 kPa e o óleo bruto sai da coluna nesse mesmo estágio a 114°C (PARAÍSO, 2001). Para determinar a vazão mássica de vapor na corrente 37, além das composições e temperatura na corrente 30 utiliza-se a pressão do primeiro estágio (62,66 kPa) onde os vapores saem.

Observando a Tabela 18, sabe-se que a corrente 30 é constituída em sua maioria por vapor d'água. Dessa forma, admitiu-se que da pressão total (aproximadamente 63 kPa), as pressões parciais da água e do hexano são iguais 52 kPa e 11 kPa, respectivamente. Esses valores de pressão foram adotados de acordo com as especificações do fabricante do equipamento. Com o auxílio da tabela termodinâmica determinou-se que a temperatura da corrente 30 é correspondente a 85°C, pois nessa condição o vapor de água está saturado. Pela equação de Antoine, nesta temperatura de saída, a pressão de saturação do hexano seria 165 kPa. Entretanto, como trata-se de uma mistura, na pressão de 11 kPa, utilizando-se a mesma equação, a temperatura de saturação do solvente é 9,8°C, ou seja, o vapor de hexano está superaquecido, garantindo eficiente remoção e não formação de condensado dentro do equipamento.

As composições de água e hexano no vapor de saída (expressas nas Equações 70 e 71) foram encontradas utilizando-se as relações provenientes da lei de Raoult e da lei de Dalton (GEANKOPLIS, 1998). Obteve-se os valores de 0,833 para a água e 0,167 para o hexano. A quantidade necessária de vapor d'água superaquecido foi determinada assumindo que todo o vapor vivo empregado na corrente 37 sai na corrente 30. Com isso, a partir dos valores das composições juntamente com o equacionamento do balanço de massa, obteve-se uma vazão

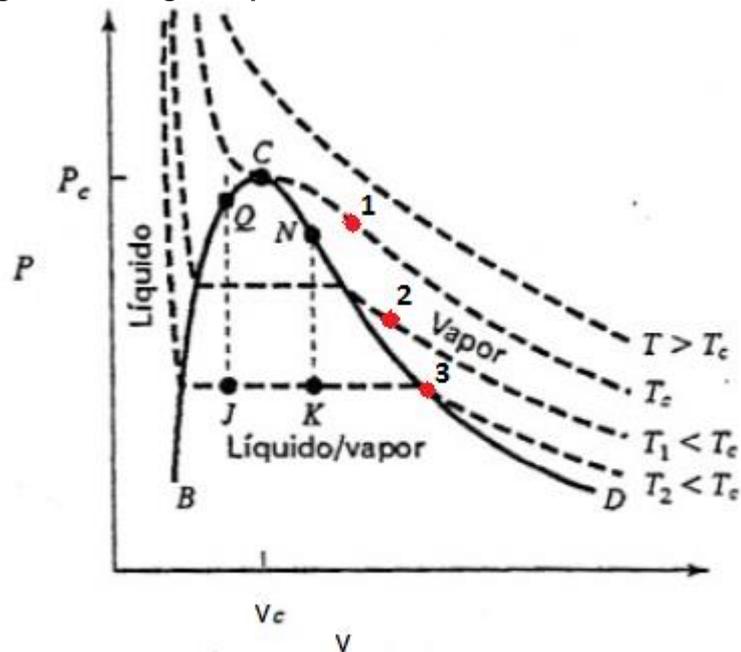
mássica de 855 kg.h^{-1} para o vapor. Os dados usados, considerações feitas e resultados estão presentes no Apêndice H.

$$y_A = \frac{P_A}{P_{TOTAL}} \quad (70)$$

$$y_B = \frac{P_B}{P_{TOTAL}} \quad (71)$$

Ao analisar as temperaturas de saída do vapor e da micela nota-se que ambos se resfriam. Para explicar esse fenômeno de maneira ilustrativa, utilizou-se o diagrama de fase p-U (Figura 27) para água, pois o vapor de escape é constituído em sua maioria dessa substância. Esse diagrama apresenta grande importância na engenharia química, pois descreve o comportamento das substâncias conforme se altera a pressão, temperatura e volume específico do sistema. Na Figura 27, a linha que vai de B a D é denominada linha de saturação, a qual delimita a região bifásica formada pelo equilíbrio de duas fases (líquido-vapor). No interior dessa região bifásica, a pressão e temperatura não são independentes, portanto, o estado da substância não pode ser determinado somente por uma dessas propriedades. Acima dessa linha, apresenta-se a região monofásica, em que o estado pode ser determinado por somente uma dessas propriedade (MORAN; SHAPIRO, 2009).

Figura 27 – Diagrama p-U.



Fonte: Adaptado de SMITH, et al. (2007).

Ao entrar na coluna de *stripping*, o vapor vivo é submetido a uma queda brusca de pressão, saindo da condição de 400kPa para 74,66 kPa e posteriormente para 62,66kPa. Na Figura 27, os números 1, 2 e 3 referem-se às condições de entrada do vapor, e as condições no segundo e primeiro estágio, respectivamente. É possível observar um fenômeno de expansão do vapor a medida que diminui a pressão dos estágios, por consequência, a temperatura decresce. A expansão do vapor pode ser analisada, também, através da tabela termodinâmica. Na entrada, o volume específico é de $0,501 \text{ m}^3.\text{kg}^{-1}$, enquanto que na saída esse valor aumenta para $2,73 \text{ m}^3.\text{kg}^{-1}$.

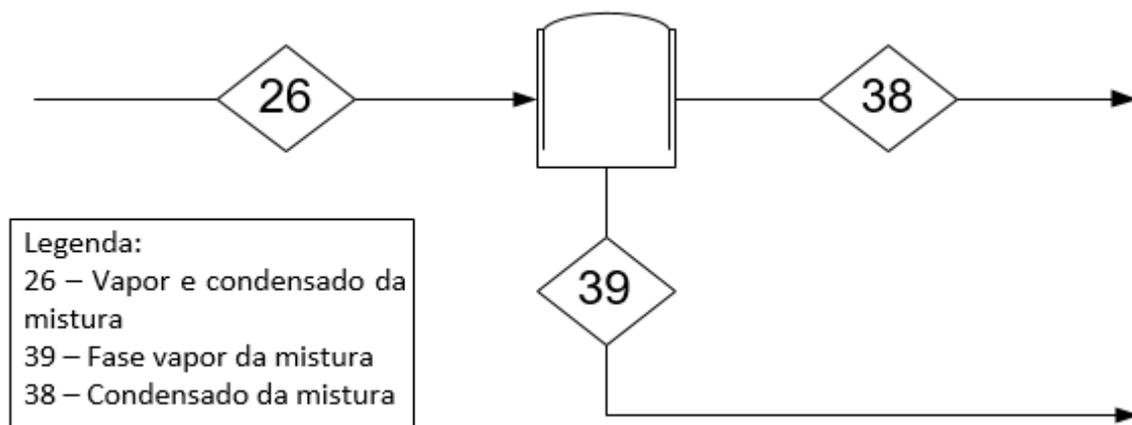
Em contrapartida, a micela sofre um processo de compressão (aumento de pressão), entrando a 53,33 kPa, passando para 62,66 kPa e saindo a 74,66 kPa, ocasionando aumento da temperatura em cada estágio (PARAÍSO, 2001). Esse ganho de energia é revertido em calor latente para o hexano mudar da fase líquida para vapor, de tal forma que, ao sair do equipamento a micela encontra-se com uma temperatura menor que a entrada. Além disso, parte desse ganho de calor pela micela também é absorvido pelo vapor no processo de expansão. Ao final da operação, o óleo bruto é encaminhado para um tanque pulmão (TP-3201), cujo objetivo é garantir a continuidade do processo em caso de possíveis problemas que precisem parar o setor do refino.

6.3.3 Área 300 – Recuperação do Solvente

Separador de fase (SP-3301)

Os separadores de fase são equipamentos utilizados nas indústrias quando deseja-se separar uma fase líquida de uma gasosa dentro da tubulação. Na MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais, os vapores oriundos do DTS (D-3101) ao passar pelo evaporador (E-3201) possuem duas fases, as quais precisam ser separadas a fim de reduzir a demanda de água de resfriamento no condensador I (C-3301). Nesse equipamento, ocorre apenas um efeito físico devido a diferença de estados. Na Figura 28 está ilustrada as correntes de entrada e saída do separador de fase.

Figura 28 – Separador de fase (SF-3201).



Fonte: Autoria própria (2018).

Como visto no balanço de energia do evaporador I (E-3201), apenas 34% da corrente 26 cedeu calor latente para o processo de evaporação. Logo, a corrente 39 apresenta 66% da vazão inicial na forma gasosa. Em ambas correntes a composição não se altera, uma vez que, ocorreu somente uma mudança de fase da mistura. Com esses dados foi possível efetuar o balanço de massa por meio das Equações 72 a 74.

Balanço global:

$$F_{26} = F_{39} + F_{38} \quad (72)$$

Balanço por componentes:

Umidade:

$$y_{F26} \cdot F_{26} = y_{F39} \cdot F_{39} + y_{F38} \cdot F_{38} \quad (73)$$

Solvente:

$$z_{F26} \cdot F_{26} = z_{F39} \cdot F_{39} + z_{F38} \cdot F_{38} \quad (74)$$

Os resultados obtidos estão expressos na Tabela 19 abaixo.

Tabela 19 - Valores das correntes no separador de fase.

Corrente	26		39		38	
	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão (ton/h)
Umidade	0,203	4,547	0,203	3,001	0,203	1,546
Solvente	0,797	17,892	0,797	11,809	0,797	6,083
Total	1,000	22,439	1,000	14,810	1,000	7,629
Temperatura (°C)	61,70		61,70		61,70	
Pressão (kPa)	101,325		101,325		101,325	

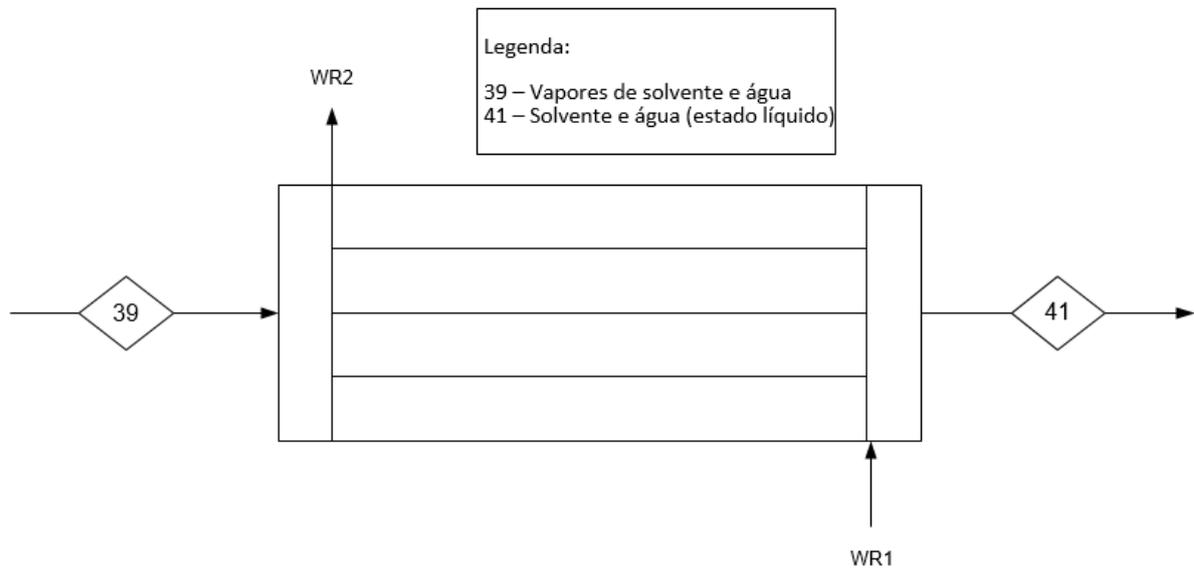
Fonte: Autoria própria (2018).

O balanço de energia não se faz necessário, pois o separador de fase (SF-3301) é um equipamento que opera isotermicamente, sendo assim, não há ganho ou perda de energia para a vizinhança.

Condensador I (C-3301)

Nas plantas industriais mais modernas é comum recuperar praticamente todo o solvente empregado na extração. Para isso, utiliza-se condensadores capazes de promover a mudança de fase do solvente, de vapor para líquido. À medida que os vapores entram no condensador (C-3301), trocam calor indiretamente com um fluido de arrefecimento com temperatura mais baixa e ao final do processo toda corrente que antes estava no estado gasoso passa a ser líquida. Na Figura 29 está ilustrado o condensador (C-3301), em que a corrente 39 proveniente do separador de fase (SF-3301) tem a mesma vazão e composição da corrente 41.

Figura 29 – Condensador I (C-3301).



Fonte: Autoria própria (2018).

Os valores das correntes de entrada e saída estão dispostos na Tabela 20.

Tabela 20 - Valores das correntes do condensador I.

Corrente	39		41	
	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão (ton/h)
Umidade	0,203	3,001	0,203	3,001
Solvente	0,797	11,809	0,797	11,809
Total	1,000	14,810	1,000	14,810
Temperatura (°C)	61,70		61,70	
Pressão (kPa)	101,325		101,325	

Fonte: Autoria própria (2018).

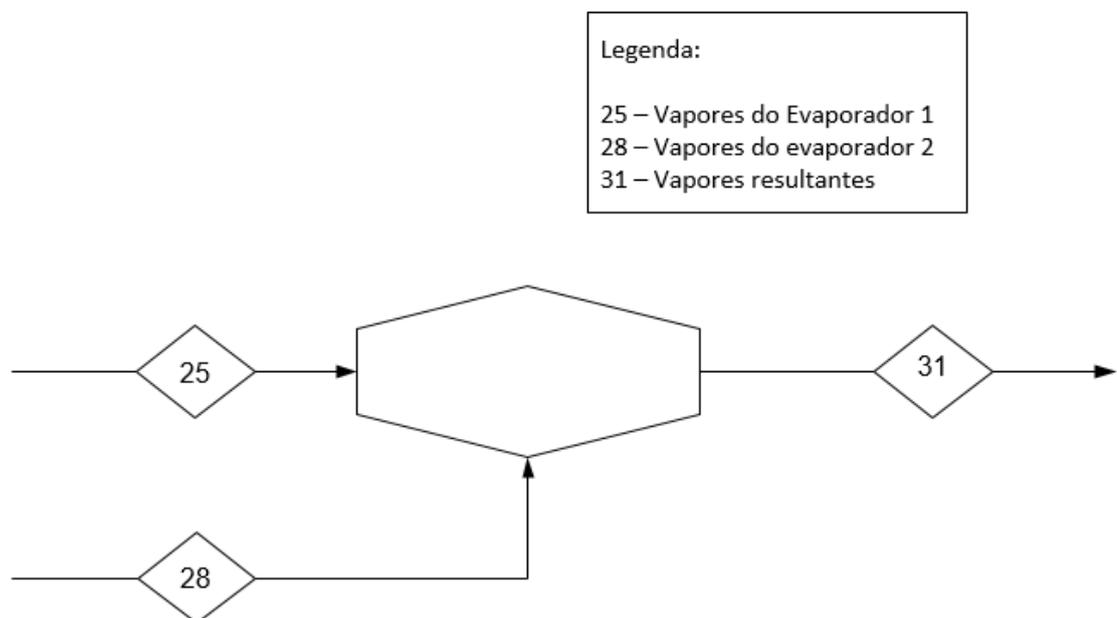
O balanço de energia nesse equipamento é necessário para determinar a quantidade de calor latente gerada na mudança de fase da mistura de hexano e água. Na condição de temperatura e pressão da corrente 39, a entalpia de vaporização da água e do hexano são $340342,8 \text{ kJ.ton}^{-1}$ e $23548408 \text{ kJ.ton}^{-1}$, respectivamente (NIST, 2018; ÇENGEL; GHAJAR, 2012). A quantidade de calor latente obtida por meio da Equação 8 foi de $1,11.10^7 \text{ kJ.h}^{-1}$, sendo que os dados utilizados e o resultado estão disponíveis no Apêndice I. A MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais utiliza água a uma temperatura de 28°C provenientes da torre de resfriamento como fluido que passa pelo condensador. A capacidade calorífica da água líquida é de $4180 \text{ kJ.ton}^{-1}\text{°C}^{-1}$. Assim, a vazão mássica de água necessária para absorver esse calor é de $98.225,08 \text{ kg.h}^{-1}$. A corrente de saída desse

condensador já na fase líquida junta-se com a corrente 38 proveniente do separador de fase (SF-3301) e são encaminhadas para o decantador (DC-3301).

Misturador I (M-3301)

Os misturadores estáticos são aplicados industrialmente para homogeneizar misturas de líquidos, gases e/ou líquidos e gases. Esse tipo de equipamento é acoplado na tubulação e contém em seu interior diferentes formas geométricas fixas que possibilitam a máxima mistura. No processo de evaporação da MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais, os vapores de hexano gerados nos dois evaporadores possuem a mesma pressão e temperaturas diferentes, sendo necessário o uso de um misturador para juntar essas duas correntes e possibilitar a saída de uma corrente homogênea de mesma temperatura. A Figura 30 ilustra as correntes envolvidas no processo.

Figura 30 – Misturador I (M-3301).



Fonte: Autoria própria (2018).

As correntes 25 e 28 possuem somente hexano na forma vapor, logo o balanço de massa corresponde ao balanço global, expresso pela Equação 75. Os resultados estão dispostos na Tabela 21.

$$F_{25} + F_{28} = F_{31} \quad (75)$$

Tabela 21 - Valores das correntes do misturador I.

Corrente	25		28		31	
	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão (ton/h)
Umidade	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Solvente	1,000	15,429	1,000	3,957	1,000	19,386
Total	1,000	15,429	1,000	3,957	1,000	19,386
Temperatura (°C)	55		120		68,3	
Pressão (kPa)	53,33		53,33		53,33	

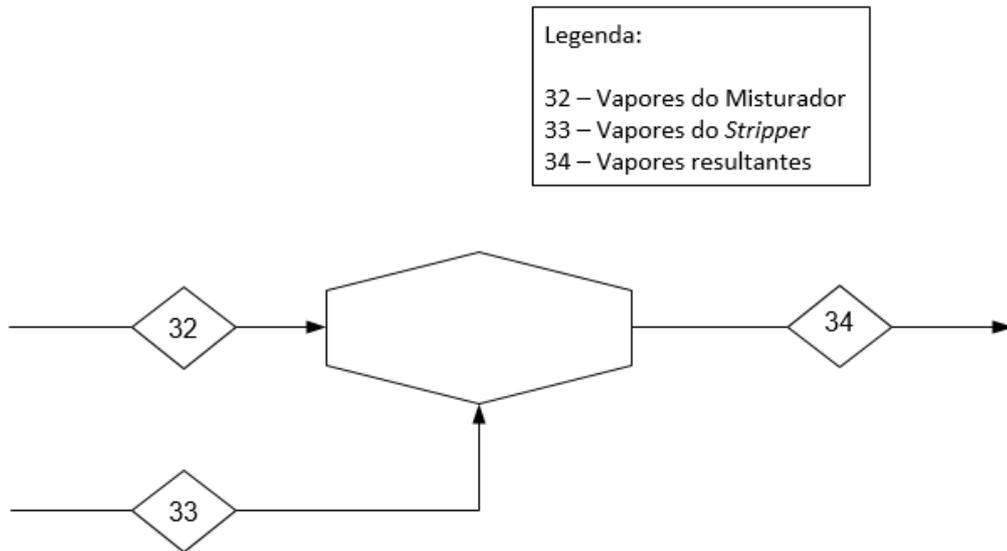
Fonte: Autoria própria (2018).

Uma vez que o equipamento opera de forma isoentálpica (Equação 9) a temperatura resultante da mistura das duas correntes de entrada foi obtida por meio de uma média ponderada. A corrente 31 passa por um difusor (DF-3301), cujo objetivo é deixar a pressão levemente acima da atmosférica, e logo após é encaminhada para o segundo misturador (M-3302).

Misturador II (M-3302)

O princípio de funcionamento do segundo misturador é idêntico ao primeiro, sendo sua função unir a corrente 31 do misturador I (M-3301) com a corrente de vapores da coluna de *stripping*. A corrente 30 do *stripper* (SP-3201) passa por um difusor (DF-3302), a fim de aumentar a pressão da corrente e manter iguais as pressões das correntes que entram no equipamento. Na Figura 31 são representadas as correntes que entram e saem do equipamento.

Figura 31 – Misturador II (M-3302).



Fonte: Autoria própria (2018).

O objetivo desse equipamento é gerar uma corrente de saída uniforme com a mesma temperatura e pressão para ser encaminhada para o condensador II (C-3302). O balanço de massa para esse equipamento será realizado por meio das Equações de 76 a 78.

Balanço global:

$$F_{32} + F_{33} = F_{34} \quad (76)$$

Balanço por componentes:

Umidade:

$$y_{F32} \cdot F_{32} + y_{F33} \cdot F_{33} = y_{F34} \cdot F_{34} \quad (77)$$

Solvente:

$$z_{F32} \cdot F_{32} + z_{F33} \cdot F_{33} = z_{F34} \cdot F_{34} \quad (78)$$

Os dados do balanço de massa estão disponíveis Tabela 22.

Tabela 22 - Valores das correntes do misturador II.

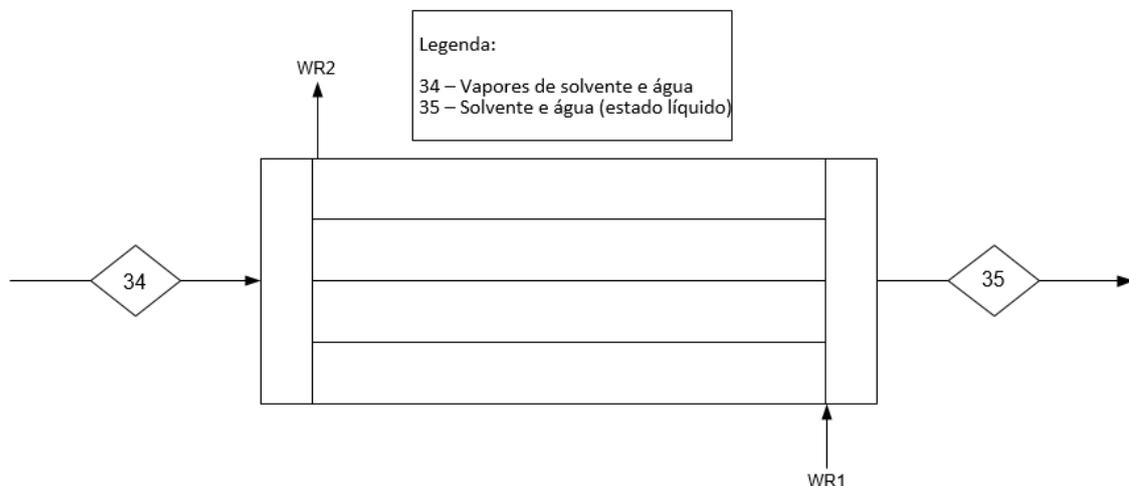
Corrente	32		33		34	
	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão (ton/h)
Umidade	0,000	0,000	0,833	0,855	0,042	0,855
Solvente	1,000	19,386	0,167	0,171	0,958	19,557
Total	1,000	19,386	1,000	1,026	1,000	20,412
Temperatura (°C)	69		95		70	
Pressão (kPa)	102,34		102,34		102,34	

Fonte: Autoria própria (2018).

Assim como o primeiro misturador, a temperatura da corrente 34 foi obtida por meio da média ponderada das outras correntes. A MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais admite pela equação de Antoine que os vapores na corrente de saída do equipamento estão saturados nessa temperatura e pressão, pois o hexano que compõe 96% da corrente 34 está saturado nessa condição. A corrente, então, é encaminhada para o segundo condensador.

Condensador II (C-3302)

O princípio de funcionamento do condensador II é igual ao primeiro e à medida que os vapores da corrente 34 do misturador (M-3302) entram no equipamento, começam a mudar de fase. A diferença entre os condensadores I e II corresponde aos vapores possuírem uma temperatura maior no segundo condensador. A Figura 32 representa as correntes envolvidas no processo.

Figura 32 – Condensador II (C-3302).

Fonte: Autoria própria (2018).

Os valores das correntes 34 e 35 estão sumarizados na Tabela 23.

Tabela 23 - Valores das correntes do condensador II.

Corrente	34		35	
	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão (ton/h)
Umidade	0,042	0,855	0,042	0,855
Solvente	0,958	19,557	0,958	19,557
Total	1,000	20,412	1,000	20,412
Temperatura (°C)	70,31		61,7	
Pressão (kPa)	102,34		101,325	

Fonte: Autoria própria (2018).

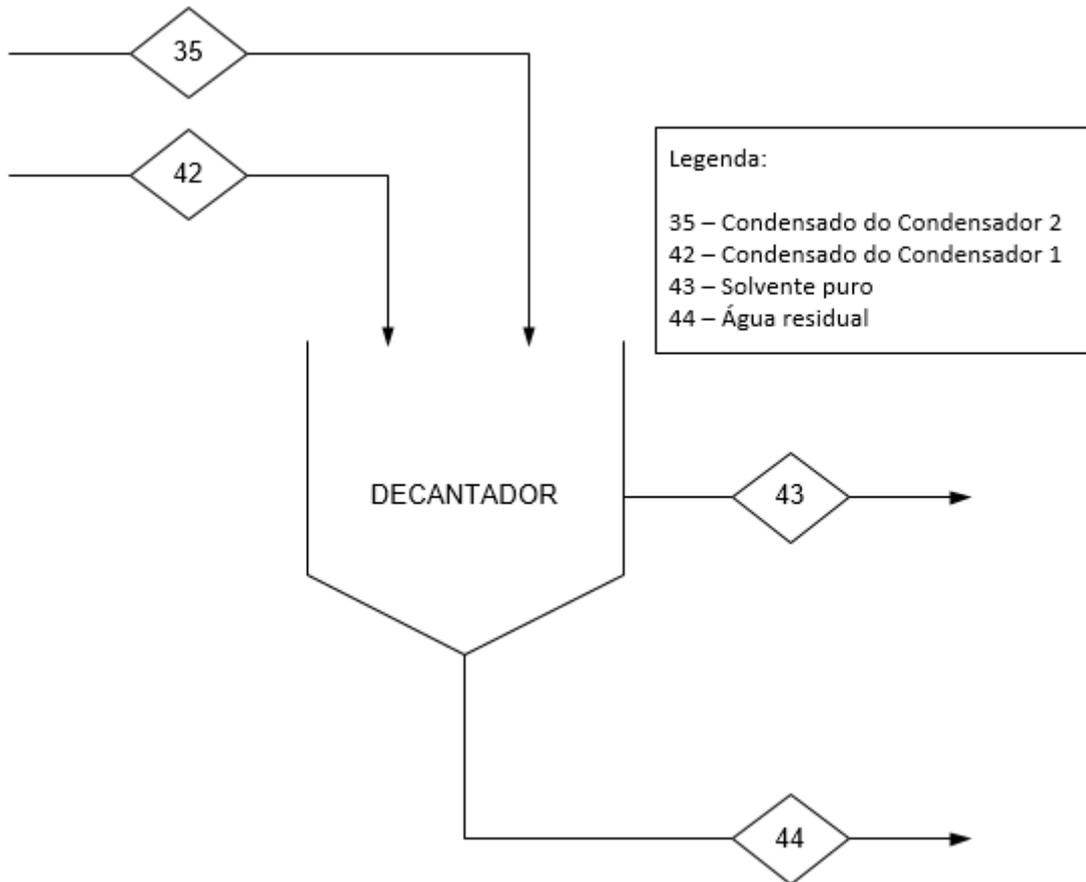
Diferentemente do condensador I, este equipamento condensa toda a corrente 34 e a resfria para a temperatura de 61,7°C, a fim de que todas as correntes que entrem no decantador (D-3301) estejam na mesma temperatura. Para determinar o calor latente, a entalpia de vaporização do hexano na temperatura de 70,31°C é de 333723,3 kJ.ton⁻¹ e da água é de 2334000 kJ.ton⁻¹. Já para quantificar o calor sensível, a capacidade calorífica do hexano na fase líquida e da água são 2360 kJ.ton⁻¹.°C⁻¹ e 4180 kJ.ton⁻¹.°C⁻¹, respectivamente (NIST, 2018; ÇENGEL; GHAJAR, 2012). De posse desses dados, o calor total (calor latente e sensível) da operação foi de 8,09.10⁶ kJ.h⁻¹ calculado a partir da Equação 6. A vazão mássica de água de resfriamento, também advinda da torre de resfriamento, necessária para absorver essa energia é de 71.718,72 kg.h⁻¹. As informações utilizadas para os cálculos e os resultados encontrados estão disponíveis no Apêndice J. Ao final do processo, a corrente 34 é encaminhada ao decantador.

Decantador (D-3301)

A decantação é um método físico utilizado para separar os componentes de uma mistura heterogênea formada por dois líquidos imiscíveis. Esta operação unitária consiste em deixar a mistura em repouso para que a diferença de densidade entre os dois líquidos atue, fazendo com que um fique na parte superior e outro na parte inferior. Na MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais, as correntes líquidas dos condensadores (C-3301 e C-3302) contendo solvente e água são encaminhadas ao

decantador para realizar a separação. Na Figura 33 consta-se o decantador com as correntes que entram e saem do equipamento.

Figura 33 – Decantador (D-3301).



Fonte: Autoria própria (2018).

Considerando-se que na corrente 43 contém apenas hexano, e a corrente 44 apenas água, as composições das correntes de saída são obtidas pelas equações 79 a 81, que descrevem o balanço material do decantador.

Balanço global:

$$F_{42} + F_{35} = F_{43} + F_{44} \quad (79)$$

Balanço por componentes:

Umidade:

$$x_{F42} \cdot F_{42} + x_{F35} \cdot F_{35} = x_{F43} \cdot F_{43} + x_{F44} \cdot F_{44} \quad (80)$$

Solvente:

$$z_{F42} \cdot F_{42} + z_{F35} \cdot F_{35} = z_{F43} \cdot F_{43} + z_{F44} \cdot F_{44} \quad (81)$$

Dessa forma, os valores calculados por meio dessas equações são mostrados na Tabela 24.

Tabela 24 - Valores das correntes no decantador.

Corrente	42		35		43		44	
	Fração	Vazão (ton/h)						
Umidade	0,203	4,547	0,042	0,855	0,000	0,000	1,000	5,402
Solvente	0,797	17,892	0,958	19,557	1,000	37,449	0,000	0,000
Total	1,000	22,439	1,000	20,412	1,000	37,449	1,000	5,402
Temperatura (°C)	61,70		61,7		50		50	
Pressão (kPa)	101,325		101,325		101,325		101,325	

Fonte: Autoria própria (2018).

O hexano (corrente 43) já recuperado retorna para a etapa de extração e a água residual (corrente 44) é encaminhada para a estação de tratamento de efluentes. Devido a diferença de temperatura das correntes, faz-se necessário calcular a quantidade de energia dissipada para o ambiente. Por meio da Equação 7, com a capacidade calorífica do hexano de $2360 \text{ kJ} \cdot \text{ton}^{-1} \cdot ^\circ\text{C}^{-1}$ e da água e $4180 \text{ kJ} \cdot \text{ton}^{-1} \cdot ^\circ\text{C}^{-1}$, o calor sensível gerado nesse equipamento foi de $1,30 \cdot 10^6 \text{ kJ} \cdot \text{h}^{-1}$ (NIST, 2018; ÇENGEL; GHAJAR, 2012). Os dados estão dispostos no Apêndice K. O decantador será instalado na indústria em locais abertos devido as suas proporções e por ser um equipamento que necessita dissipar essa quantidade de energia para atmosfera.

6.4 Setor 4000 – Refino

O refino visa transformar óleo bruto em um óleo adequado para o consumo melhorando o sabor, o odor e a aparência. Este setor é capaz de remover alguns componentes indesejáveis para seguir os padrões de consumo do óleo de soja. Dentre esses, são removidos fosfatídeos, ácidos graxos livres, substâncias coloridas, tais como, clorofila e carotenoides, substâncias voláteis (tocoferóis, aldeídos, cetonas, entre outros) e a umidade provinda da neutralização (MANDARINO; ROESSING, 2001).

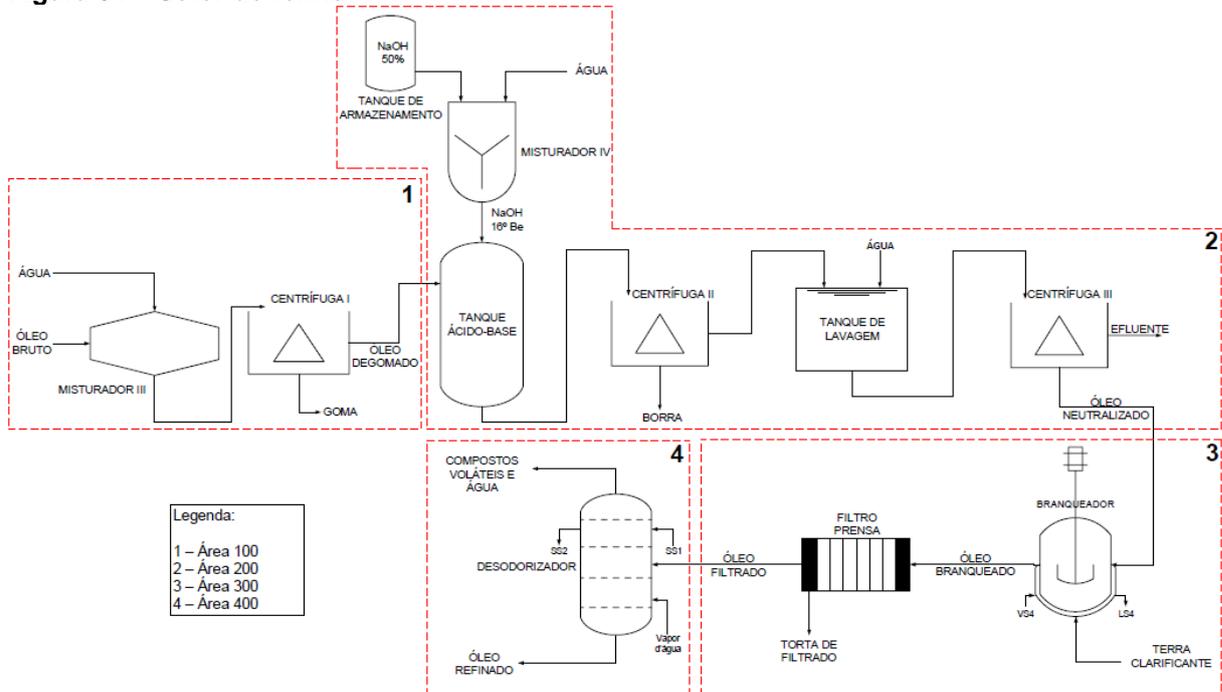
O setor 4000 compreende quatro áreas:

- Área 100: Degomagem;
- Área 200: Neutralização;
- Área 300: Branqueamento;

- Área 400: Desodorização.

O fluxograma representativo dessa etapa é dado pela Figura 34, em que as seções 1, 2, 3, 4 e 5 denotam as áreas 100, 200, 300 e 400, respectivamente.

Figura 34 – Setor de refino.



Fonte: Autoria própria (2018).

6.4.1 Área 100 - Degomagem

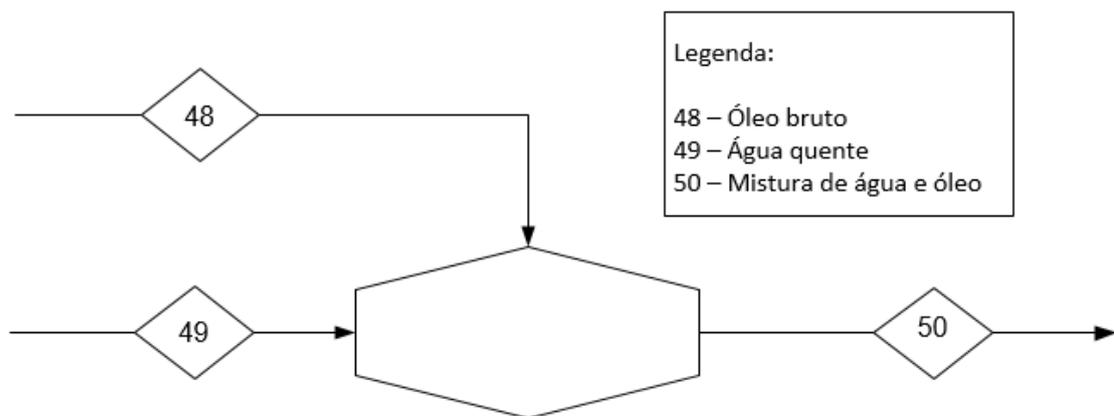
A degomagem tem por objetivo remover do óleo bruto os fosfatídeos hidratáveis, dentre eles a lecitina. Os fosfatídeos representam cerca de 3% do óleo bruto e possuem valor comercial. Essas substâncias são chamadas de “gomas”, e na presença de água são facilmente hidratadas e separadas. A não remoção desses componentes causa a degradação enzimática e o escurecimento do óleo (MANDARINO; ROESSING, 2001; OLIVEIRA, 2012).

Na degomagem, o óleo bruto proveniente do tanque pulmão é resfriado por um trocador de calor (TC-4101) à 70°C para não promover uma elevação considerável da temperatura de saída do equipamento. Após essa etapa, o óleo bruto é bombeado para um misturador estático (M-4101), que possui estruturas fixas em seu interior, conferindo melhor homogeneização. Por sua vez, uma boa homogeneização garante uma separação posterior da goma em todo o volume de óleo adicionado ao misturador.

Nesse equipamento é adicionada, ainda, água quente na parte superior a uma proporção de 3% (m/m). A água é aquecida em um trocador de calor (TC-4102) a uma temperatura de 70°C para facilitar a remoção dos fosfatídeos hidratados presentes no óleo bruto e, também, manter a temperatura constante no equipamento.

As correntes correspondentes ao óleo bruto (48) e água (49), além da corrente resultante do misturador (50) encontram-se na Figura 35.

Figura 35 – Misturador III.



Fonte: Autoria própria (2018).

As Equações 82 a 85 apresentam os balanços materiais e os valores resultantes dos cálculos estão expostos na Tabela 25.

Balanço global:

$$F_{48} + F_{49} = F_{50} \quad (82)$$

Balanço por componentes:

Óleo bruto:

$$x_{F48} \cdot F_{48} + x_{F49} \cdot F_{49} = x_{F50} \cdot F_{50} \quad (83)$$

Goma:

$$y_{F48} \cdot F_{48} + y_{F49} \cdot F_{49} = y_{F50} \cdot F_{50} \quad (84)$$

Umidade:

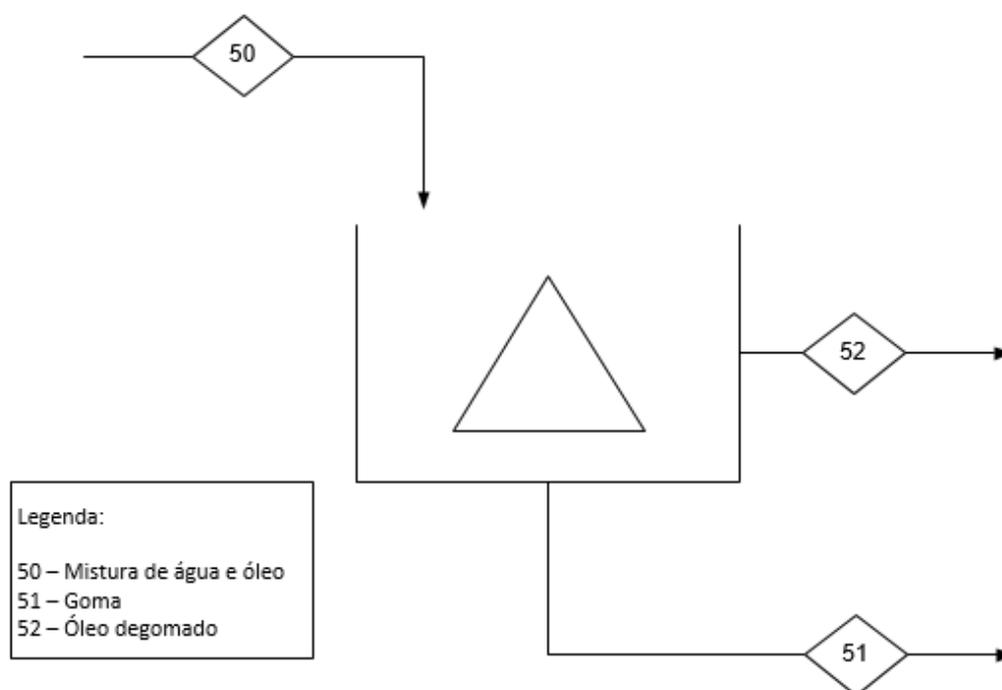
$$z_{F48} \cdot F_{48} + z_{F49} \cdot F_{49} = z_{F50} \cdot F_{50} \quad (85)$$

Tabela 25 - Valores das correntes no misturador III.

Corrente	48		49		50	
	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão(ton/h)	Fração	Vazão (ton/h)
Óleo Bruto	0,970	8,130	0,000	0,000	0,942	8,130
Goma	0,030	0,251	0,000	0,000	0,029	0,251
Umidade	0,000	0,000	1,000	0,251	0,029	0,251
Total	1,000	8,381	1,000	0,251	1,000	8,633
Temperatura (°C)	70,0		70,0		70,0	
Pressão (kPa)	101,33		101,33		101,33	

Fonte: Autoria própria (2018).

A mistura de óleo e água, presente na corrente 50, é enviada para uma centrífuga (CG-4101) que realiza movimento circular em grande velocidade submetendo o fluido a uma grande força centrípeta. Dessa forma, ocorre a separação da goma hidratada e do óleo bruto, conforme a Figura 36.

Figura 36 – Centrífuga I.

Fonte: Autoria própria (2018).

De acordo com a Instrução Normativa 795/1993, o teor máximo de goma na corrente 52 é de 0,02%. Além disso, a corrente de goma (51) separada do óleo possui teor de umidade de 50% (BEI, 2005).

A MaraSul - Indústria de Óleos Vegetais optou por comercializar a goma (lecitina bruta) para indústrias alimentícias da região do MATOPIBA que beneficiam

essa matéria prima em lecitina comercial. Sendo assim, evita-se que a empresa implante um sistema de produção para lecitina comercial gerando aumento no custo com equipamentos e energia.

Para a determinação das vazões e frações mássicas partiu-se das Equações 86 a 89 e quantificou os cálculos na Tabela 26.

Balanço global:

$$F_{50} = F_{52} + F_{51} \quad (86)$$

Balanço por componentes:

Óleo degomado:

$$x_{F50} \cdot F_{50} = x_{F52} \cdot F_{52} + x_{F51} \cdot F_{51} \quad (87)$$

Goma:

$$y_{F50} \cdot F_{50} = y_{F52} \cdot F_{52} + y_{F51} \cdot F_{51} \quad (88)$$

Umidade:

$$z_{F50} \cdot F_{50} = z_{F52} \cdot F_{52} + z_{F51} \cdot F_{51} \quad (89)$$

Tabela 26 - Valores das correntes na centrífuga I.

Corrente	50		52		51	
	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão(ton/h)	Fração	Vazão(ton/h)
Óleo	0,942	8,130	0,9998	8,128	0,003	0,002
Goma	0,029	0,251	0,0002	0,002	0,497	0,250
Umidade	0,029	0,251	0,0000	0,000	0,500	0,251
Total	1,000	8,633	1,0000	8,130	1,000	0,503
Temperatura (°C)	70,0		70,0		70,0	
Pressão (kPa)	101,33		101,33		101,33	

Fonte: Autoria própria (2018).

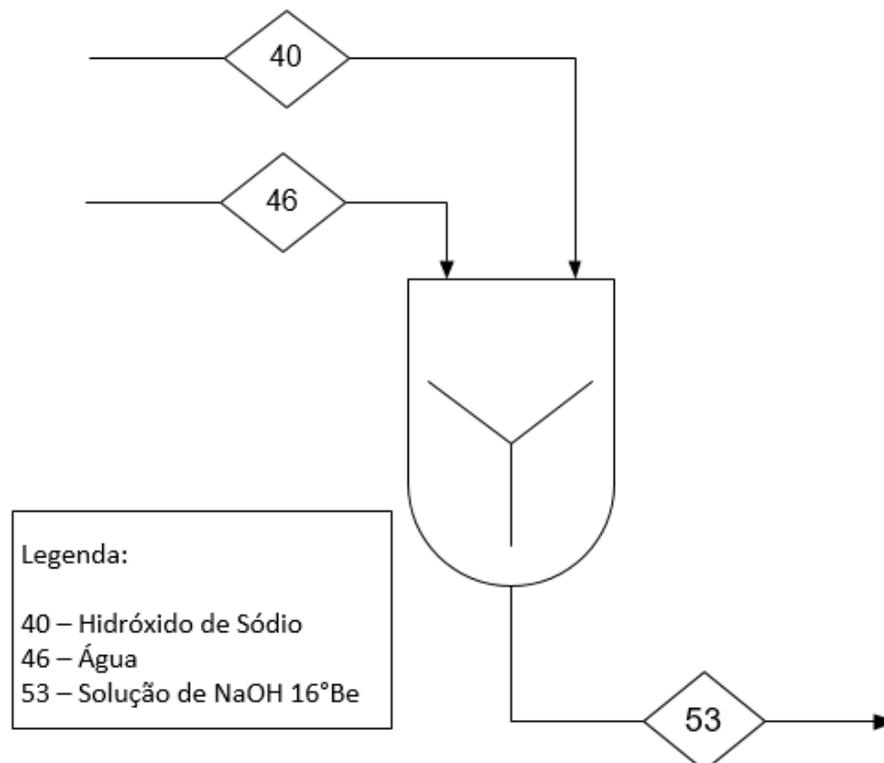
A centrífuga I (CG-4101) não possui diferença de temperatura e de propriedades termodinâmicas entre suas correntes, sendo assim não se aplica o balanço de energia.

6.4.2 Área 200 - Neutralização

O óleo degomado precisa passar pela neutralização, que consiste na eliminação dos ácidos graxos livres e outras impurezas, como proteínas, ácidos graxos oxidados e outros produtos resultantes da decomposição. A neutralização pode ocorrer de forma descontínua, contínua ou pelo método “Zenith” (adição de óleo à solução aquosa de hidróxido de sódio), sendo a forma contínua empregada pela MaraSul - Indústria de Óleos Vegetais, uma vez que permite economia de tempo e reduz perdas no processo.

A MaraSul - Indústria de Óleos Vegetais optou pela utilização de hidróxido de sódio líquido comercial, 50% m/m pelo custo benéfico e, também, por atender as condições necessárias do processo. Dessa forma, a indústria possui um tanque de armazenamento com sistema de controle que destina 0,023 toneladas a cada hora (40) para um tanque de mistura com água (46) a fim de obter uma solução de hidróxido de sódio na condição de 16° Be (11,38% de NaOH em solução) presente na corrente 53 (PRADO *et al*, 2014). O esquema representativo do tanque de mistura IV (M-4201) está na Figura 37.

Figura 37 – Misturador IV.



Fonte: Autoria própria (2018).

A solução consiste em um excesso de NaOH de 0,2% ao óleo bruto com concentração de ácidos graxos livres de 1%, o que garante a total neutralização posterior (GAUTO; ROSA, 2013).

O balanço de massa representado pelas Equações 90 a 92 juntamente com suas quantidades (Tabela 27) estão expostos abaixo.

Balanço global:

$$F_{40} + F_{46} = F_{53} \quad (90)$$

Balanço por componentes:

Hidróxido de Sódio:

$$x_{F40} \cdot F_{40} + x_{F46} \cdot F_{46} = x_{F53} \cdot F_{53} \quad (91)$$

Água:

$$y_{F40} \cdot F_{40} + y_{F46} \cdot F_{46} = y_{F53} \cdot F_{53} \quad (92)$$

Tabela 27 - Valores das correntes no tanque de mistura.

Corrente	40		46		53	
	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão(ton/h)	Fração	Vazão(ton/h)
NaOH	0,500	0,012	0,0000	0,000	0,114	0,012
Água	0,500	0,012	1,0000	0,078	0,886	0,090
Total	1,000	0,023	1,0000	0,078	1,000	0,101
Temperatura (°C)	28,0		28,0		43,3	
Pressão (kPa)	101,33		101,33		101,33	

Fonte: Autoria própria (2018).

O tanque de armazenamento da solução de hidróxido de sódio 50% e a água proveniente em linha encontram-se a uma temperatura média de 28,0 °C e 1 atm baseado no clima do município de Estreito – MA. Nesse estado, a água está sob condição de líquido subresfriado (líquido comprimido). Sendo assim, pode-se aproximar as propriedades de líquido comprimido para líquido saturado, visto que o volume específico e a energia interna variam pouco com a pressão para uma temperatura fixa. Sabendo-se disso, a entalpia da água a 28 °C é 117,43 kJ.kg⁻¹ (MORAN; SHAPIRO, 2009).

Também, sabe-se que a mistura de hidróxido de sódio em água é um processo exotérmico e, assim, é possível determinar a temperatura final da solução de hidróxido de sódio nas condições do processo. Uma vez que no misturador IV (M-4201) a energia é conservada, o balanço de energia foi realizado partindo-se da Equação 9.

Para os cálculos, utilizou-se como auxílio o diagrama concentração-entalpia para hidróxido de sódio aquoso a uma pressão de 1 atm (Anexo 1). Sabendo-se as propriedades físicas da corrente 40, obteve-se a entalpia da solução cujo valor foi de 691,33 kJ.kg⁻¹ que é necessária para o cálculo da temperatura na corrente 53.

Com a fração mássica de hidróxido de sódio na saída do misturador adiabático (0,114), realizou-se o balanço de energia no equipamento a fim de obter a entalpia da solução de NaOH 16 °Bé, sendo este valor correspondente a 158,35 kJ.kg⁻¹. Novamente, fez-se uso do diagrama, e obteve-se a temperatura de 43,3°C da corrente 53 que segue para o tanque ácido base (TAB-4201). Os resultados, bem como os dados utilizados estão representados no Apêndice L.

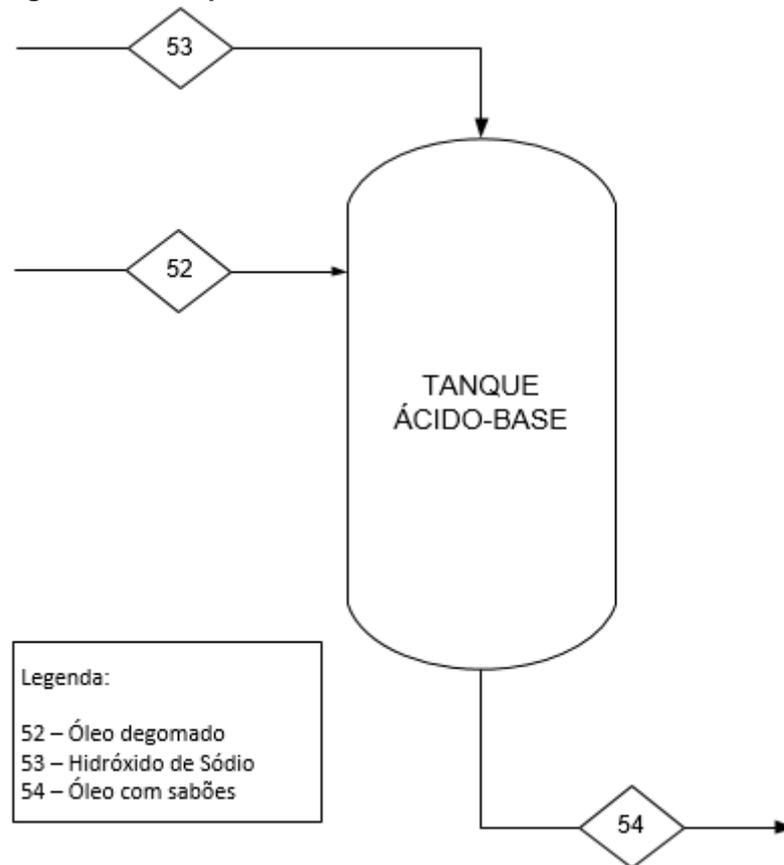
Segundo a Instrução Normativa 795/1993, o óleo bruto é composto em sua maioria por ácido oleico, que ao reagir com hidróxido de sódio, resulta em oleato de sódio (borra) e água. Essa reação de saponificação é expressa abaixo:



O óleo contendo quantidades mínimas de goma (52) proveniente da degomagem entra em contato com a solução aquosa de NaOH (53), ambos a temperaturas superiores à ambiente para garantir que a reação ocorra. Além disso, a energia desprendida da reação possui um valor próximo de zero mantendo-se a temperatura de 69,70°C. Essa temperatura é obtida por meio da média ponderada das correntes (52 e 53) que entram no tanque ácido-base (TAB-4201) (OLIVEIRA; LUZ; FERREIRA, 2006).

Essa etapa consiste em um tanque agitado no formato cilíndrico para converter as correntes de entrada em água e borra (54). O equipamento utilizado para a reação ácido base está apresentado na Figura 38.

Figura 38 – Tanque ácido-base.



Fonte: Autoria própria (2018).

Sabendo-se que a reação de neutralização é estequiométrica e que as massas molares de ácidos graxos livres e hidróxido de sódio são de $282,46 \text{ kg.kmol}^{-1}$ e $40,00 \text{ kg.kmol}^{-1}$, respectivamente, determinou-se a quantidade de base necessária pela Equação 94.

$$F_{\text{ác.graxos}} = \frac{81 \left(\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right)}{282,4614 \left(\frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \right)} = 0,2867 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

$$\dot{m}_{\text{NaOH}} = 0,2867 \left(\frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right) \cdot 39,9997 \left(\frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \right) = 11,471 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \quad (94)$$

A vazão mássica de água produzida na reação de neutralização foi determinada pela Equação 95, considerando-se a massa molar como 18 kg.kmol^{-1} .

$$\dot{m}_{\text{Água}} = 0,2867 \left(\frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right) \cdot 18 \left(\frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \right) = 5,1606 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \quad (95)$$

A vazão mássica total de água na corrente 54, foi obtida pelo somatório das vazões mássicas da corrente 53 e aquela calculada pela Equação 95. Já em relação à vazão mássica de sabão, composto em sua maioria por oleato de sódio, procedeu-se de forma semelhante (Equação 96), utilizando-se, para isso, uma massa molar de 304,46 kg.kmol⁻¹.

$$\dot{m}_{\text{Sabão}} = 0,2867 \left(\frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right) \cdot 304,4614 \left(\frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \right) = 87,2891 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \quad (96)$$

Os resultados obtidos estão sumarizados na Tabela 28.

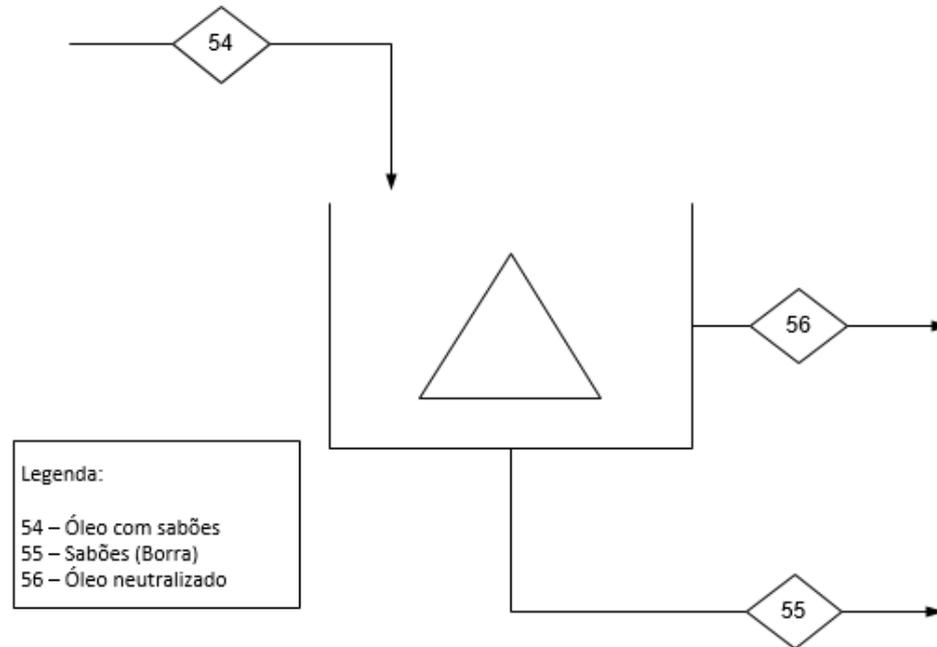
Tabela 28 - Valores das correntes no tanque ácido-base.

Corrente	52		53		54	
	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão(ton/h)	Fração	Vazão(ton/h)
Óleo	0,990	8,047	0,000	0,000	0,978	8,047
Goma	0,000	0,002	0,000	0,000	0,000	0,002
Ácidos Graxos	0,010	0,081	0,000	0,000	0,000	0,000
Sabão	0,000	0,000	0,000	0,000	0,011	0,088
Água	0,000	0,000	0,886	0,090	0,012	0,095
NaOH	0,000	0,000	0,114	0,012	0,000	0,000
Total	1,000	8,130	1,000	0,101	1,000	8,231
Temperatura (°C)	70,0		43,3		69,7	
Pressão (kPa)	101,33		101,33		101,33	

Fonte: Autoria própria (2018).

Dessa forma, a corrente 52 é encaminhada para uma centrífuga (CG-4201), que remove 95% dos sabões formados (53) por ação da força centrípeta, resultando em um óleo neutralizado (54), que segue o processo. Para facilitar os cálculos do balanço mássico, somou-se a quantidade de hidróxido de sódio à corrente de água, visto que a proporção de NaOH é ínfima em relação à água. A Figura 39 representa as correntes de entrada e saída no equipamento.

Figura 39 – Centrífuga II.



Fonte: Autoria própria (2018).

As Equações 97 a 101 foram empregadas para calcular as composições e vazões mássicas envolvidas no balanço material, enquanto que na Tabela 29 estão expressos os resultados.

Balanço global:

$$F_{54} = F_{55} + F_{56} \quad (97)$$

Balanço por componentes:

Óleo neutralizado:

$$x_{F54} \cdot F_{54} = x_{F55} \cdot F_{55} + x_{F56} \cdot F_{56} \quad (98)$$

Goma:

$$y_{F54} \cdot F_{54} = y_{F55} \cdot F_{55} + y_{F56} \cdot F_{56} \quad (99)$$

Sabão:

$$z_{F54} \cdot F_{54} = z_{F55} \cdot F_{55} + z_{F56} \cdot F_{56} \quad (100)$$

Água:

$$w_{F54} \cdot F_{54} = w_{F55} \cdot F_{55} + w_{F56} \cdot F_{56} \quad (101)$$

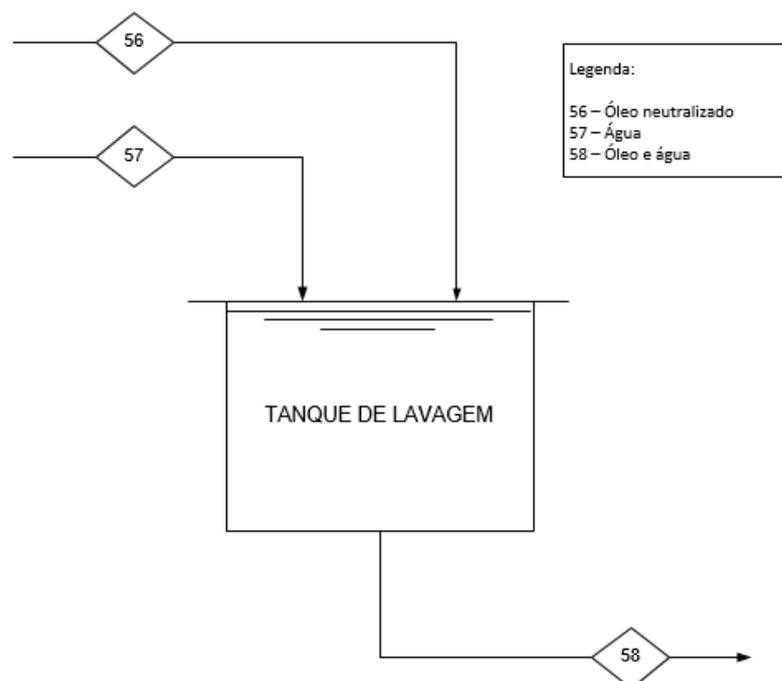
Tabela 29 - Valores das correntes na centrífuga II.

Corrente	54		56		55	
	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão(ton/h)	Fração	Vazão(ton/h)
Óleo	0,978	8,047	0,988	8,047	0,000	0,000
Goma	0,000	0,002	0,000	0,002	0,000	0,000
Sabão	0,011	0,088	0,001	0,004	1,000	0,083
Água	0,012	0,095	0,012	0,095	0,000	0,000
Total	1,000	8,231	1,000	8,148	1,000	0,083
Temperatura (°C)	69,7		69,7		69,7	
Pressão (kPa)	101,33		101,33		101,33	

Fonte: Autoria própria (2018).

Em seguida, adiciona-se 20% (v/v) de água quente (70°C) em relação à vazão de óleo neutralizado (56) que foi aquecida pelo trocador de calor (TC-4102) para aproveitar o mesmo equipamento visando diminuir o custo (SOUZA; LUZ, 2014). Esse processo é realizado em um tanque de lavagem contínuo (M-4202), cuja função é facilitar a remoção do sabão residual pela centrífuga (CG-4202) em seguida.

A Figura 40 corresponde ao tanque de lavagem que pode ser representado, também, por um tanque misturador contínuo (M-4202) para efetuar a mistura dos dois componentes. As Equações 102 a 106 ao balanço de massa e a Tabela 30 mostram os valores obtidos.

Figura 40 – Tanque de lavagem.

Fonte: Autoria própria (2018).

Balanço global:

$$F_{56} + F_{57} = F_{58} \quad (102)$$

Balanço por componentes:

Óleo neutralizado:

$$x_{F56} \cdot F_{56} + x_{F57} \cdot F_{57} = x_{F58} \cdot F_{58} \quad (103)$$

Goma:

$$y_{F56} \cdot F_{56} + y_{F57} \cdot F_{57} = y_{F58} \cdot F_{58} \quad (104)$$

Sabão:

$$z_{F56} \cdot F_{56} + z_{F57} \cdot F_{57} = z_{F58} \cdot F_{58} \quad (105)$$

Água:

$$w_{F56} \cdot F_{56} + w_{F57} \cdot F_{57} = w_{F58} \cdot F_{58} \quad (106)$$

Tabela 30 - Valores das correntes no tanque de lavagem.

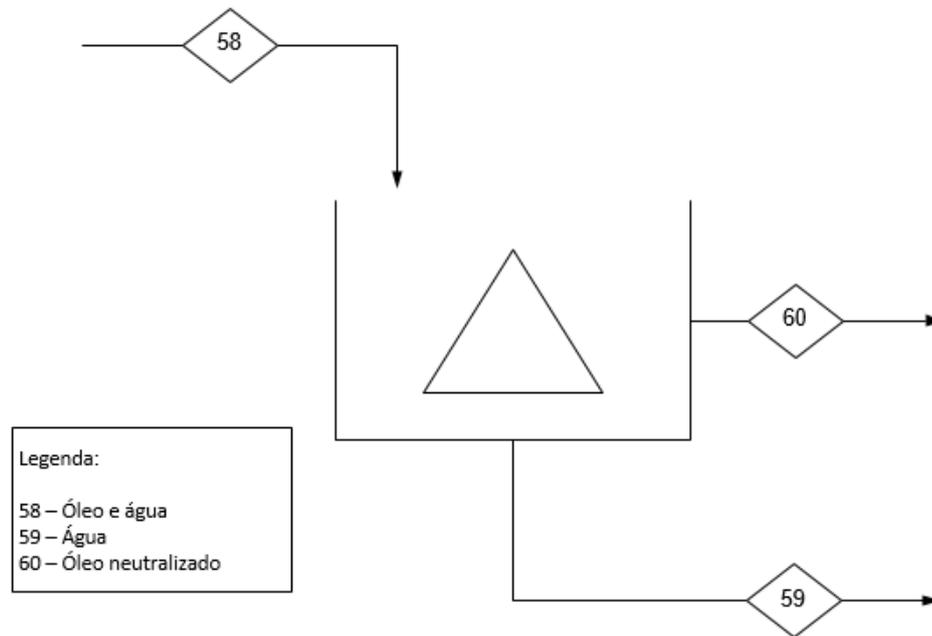
Corrente	56		57		58	
	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão (ton/h)
Óleo	0,988	8,047	0,000	0,000	0,811	8,047
Goma	0,000	0,002	0,000	0,000	0,000	0,002
Sabão	0,001	0,004	0,000	0,000	0,000	0,004
Água	0,012	0,095	1,000	1,771	0,188	1,866
Total	1,000	8,148	1,000	1,771	1,000	9,919
Temperatura (°C)	69,7		70,0		69,7	
Pressão (kPa)	101,33		101,33		101,33	

Fonte: A autoria própria (2018).

O balanço de energia para esse equipamento foi aplicado de acordo com a Equação 9, para determinar a temperatura da corrente a jusante, a qual foi obtida por meio da média ponderada das temperaturas das correntes de entrada. Visto que a quantidade de óleo a 69,7°C é relativamente maior que a quantidade de água a 70°C, a temperatura da corrente 58 foi de 69,7°C.

Essa mistura de água e óleo (58) contendo sabão residual é encaminhada para uma terceira centrífuga (CG-4202), onde ocorre a separação quase total da água carregando a quantidade de sabão (59) do óleo (60). A Figura 41 representa as correntes de entrada e saída na centrífuga.

Figura 41 – Centrífuga III.



Fonte: Autoria própria (2018).

Dessa forma, efetuou-se o balanço de massa conforme as Equações 107 a 111.

Balanço global:

$$F_{58} = F_{60} + F_{59} \quad (107)$$

Balanço por componentes:

Óleo neutralizado:

$$x_{F58} \cdot F_{58} = x_{F60} \cdot F_{60} + x_{F59} \cdot F_{59} \quad (108)$$

Goma:

$$y_{F58} \cdot F_{58} = y_{F60} \cdot F_{60} + y_{F59} \cdot F_{59} \quad (109)$$

Sabão:

$$z_{F58} \cdot F_{58} = z_{F60} \cdot F_{60} + z_{F59} \cdot F_{59} \quad (110)$$

Água:

$$w_{F58} \cdot F_{58} = w_{F60} \cdot F_{60} + w_{F59} \cdot F_{59} \quad (111)$$

Os valores das frações e vazões mássicas obtidas pelo balanço material estão apresentados na Tabela 31.

Tabela 31 - Valores das correntes na centrífuga III.

Corrente	58		60		59	
	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão (ton/h)
Óleo	0,811	8,047	1,000	8,047	0,000	0,000
Goma	0,000	0,002	0,000	0,002	0,000	0,000
Sabão	0,000	0,004	0,000	0,000	0,002	0,004
Água	0,188	1,866	2,32E-04	0,002	0,998	1,864
Total	1,000	9,919	1,000	8,051	1,000	1,869
Temperatura (°C)	69,7		69,7		69,7	
Pressão (kPa)	101,33		101,33		101,33	

Fonte: A autoria própria (2018).

Por fim, a corrente 59 é encaminhada para a estação de tratamento de efluentes, enquanto que a 60 segue para o processo de branqueamento.

6.4.4 Área 300 - Branqueamento

Os processos de degomagem e neutralização removem uma quantidade considerável de pigmentos devido à coagulação e ação química, respectivamente. Todavia, as indústrias e os consumidores exigem óleos cada vez mais translúcidos. Isso pode ser atingido por meio do emprego de terras clarificantes ativadas que absorvem os pigmentos, traços de metais, corantes naturais e hidrocarbonetos aromáticos policíclicos presentes no óleo.

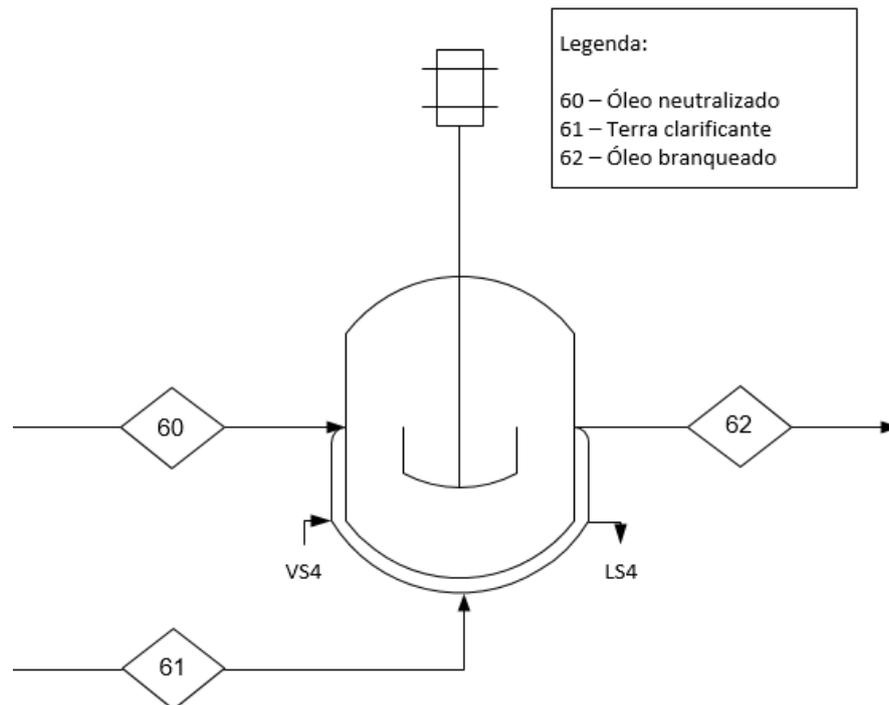
Branqueador

O óleo neutro (60) é encaminhado a um tanque onde a terra clarificante (61) é adicionada no branqueador (B-4301) por sucção contendo 3% da vazão total de óleo neutralizado (LOPES, 2008).

O sistema de branqueamento contínuo empregado pela MaraSul - Indústria de Óleos Vegetais possui uma camisa de vapor indireto no entorno do equipamento para garantir que a mistura de óleo e terra clarificante seja enviada para o filtro prensa (FP-4301) a uma temperatura de 90 °C. Nessa temperatura, os pigmentos e outros compostos são removidos com maior facilidade e em grande quantidade promovendo uma remoção utilizando menos terra clarificante e com menor custo.

Além disso, o branqueador contém um agitador vertical que garante uma melhor homogeneização do óleo juntamente com a terra clarificante para aumentar o potencial de adsorção dos pigmentos. A Figura 42 representa esquematicamente as correntes de entrada e saída no branqueador (LOPES, 2008).

Figura 42 – Branqueador.



Fonte: Autoria própria (2018).

As Equações 112 a 116 representam o balanço de massa no branqueador e a Tabela 32 informa os valores calculados.

Balanço global:

$$F_{60} + F_{61} = F_{62} \quad (112)$$

Balanço por componentes:

Óleo neutralizado:

$$x_{F60} \cdot F_{60} + x_{F61} \cdot F_{61} + x_{F62} \cdot F_{62} \quad (113)$$

Goma:

$$y_{F60} \cdot F_{60} + y_{F61} \cdot F_{61} + y_{F62} \cdot F_{62} \quad (114)$$

Terra clarificante:

$$z_{F60} \cdot F_{60} + z_{F61} \cdot F_{61} + z_{F62} \cdot F_{62} \quad (115)$$

Água:

$$w_{F60} \cdot F_{60} + w_{F61} \cdot F_{61} + w_{F62} \cdot F_{62} \quad (116)$$

Tabela 32 - Valores das correntes no branqueador.

Corrente	60		61		62	
	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão (ton/h)
Óleo	1,000	8,047	0,000	0,000	0,970	8,047
Goma	0,000	0,002	0,000	0,000	0,000	0,002
Terra Clarificante	0,000	0,000	1,000	0,242	0,029	0,242
Água	2,32E-04	0,002	0,000	0,000	0,000	0,002
Total	1,000	8,051	1,000	0,242	1,000	8,292
Temperatura (°C)	68,7		30,0		90,0	
Pressão (kPa)	151,99		151,99		151,99	

Fonte: Autoria própria (2018).

No sistema de branqueamento não há mudança de fases dos componentes envolvidos. Dessa forma, o balanço de energia se resume à Equação 7.

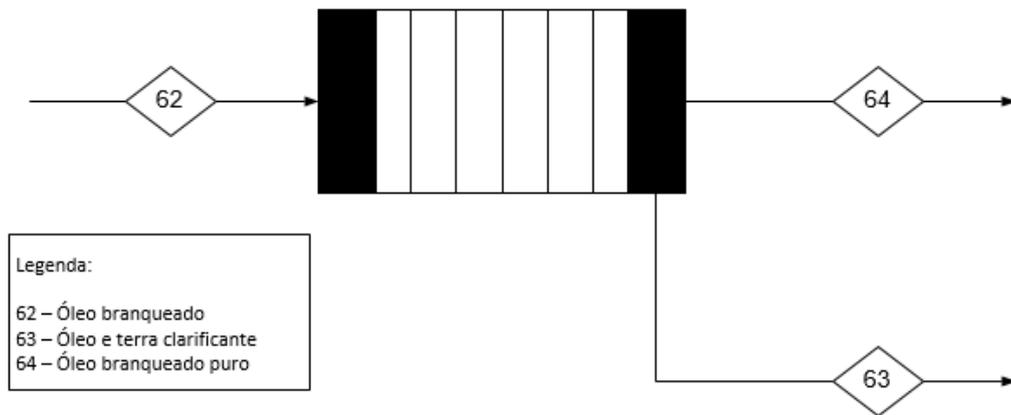
Vale ressaltar que o equipamento está submetido à pressão de 1,5 bar (acima da pressão atmosférica), portanto adotou-se vapor saturado a 1,5 bar para aquecer o óleo de 68,7°C para 90°C. Como a variação de temperatura do óleo é baixa, a utilização do vapor saturado indireto consegue atender as condições do processo. Dessa forma, a entalpia e temperatura definidas pela condição da utilidade envolvida são, respectivamente, 2693,6 kJ.kg⁻¹ e 111,4 °C. Com isso, o calor necessário para elevar a temperatura do óleo, foi de 3,9.10⁵ kJ.h⁻¹ e o consumo de vapor saturado pelo equipamento foi de 175,07 kJ.h⁻¹. Todos esses dados e considerações para a realização do balanço de energia estão devidamente representados no Apêndice M.

Filtro prensa

Para obter-se grandes espessuras de torta (resíduo), um filtro prensa do tipo placas é o utilizado na MaraSul - Indústria de Óleos Vegetais, visto que o mesmo apresenta baixo custo de manutenção, menor custo com descarte de sólidos e fácil manuseio (MANDARINO; ROESSING, 2001; RUBIM, 2012).

O filtro prensa possui uma bomba de deslocamento positivo acoplada para receber a alimentação de óleo branqueado (62) que fluirá pelas placas contendo lonas para delimitar a formação da torta. (GAUTO; ROSA, 2011). A Figura 43 representa esquematicamente o filtro prensa adotado bem como suas correntes de entrada de saída.

Figura 43 – Filtro prensa.



Fonte: Autoria própria (2018).

Como o filtro prensa apresenta 85% de eficiência, a corrente 63 possui óleo neutralizado junto com a terra clarificante (LOPES, 2008). Dessa forma, executou-se o balanço de massa no filtro prensa conforme as Equações 117 a 121, enquanto que os valores das correntes 57, 58 e 59 estão expostos na Tabela 33.

Balanço global:

$$F_{62} = F_{63} + F_{64} \quad (117)$$

Balanço por componentes:

Óleo branqueado:

$$x_{F62} \cdot F_{62} = x_{F63} \cdot F_{63} + x_{F64} \cdot F_{64} \quad (118)$$

Goma:

$$y_{F62} \cdot F_{62} = y_{F63} \cdot F_{63} + y_{F64} \cdot F_{64} \quad (119)$$

Terra clarificante:

$$z_{F62} \cdot F_{62} = z_{F63} \cdot F_{63} + z_{F64} \cdot F_{64} \quad (120)$$

Água:

$$w_{F62} \cdot F_{62} = w_{F63} \cdot F_{63} + w_{F64} \cdot F_{64} \quad (121)$$

Tabela 33 - Valores das correntes no filtro prensa.

Corrente	62		63		64	
	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão (ton/h)
Óleo	0,970	8,047	0,833	1,207	1,000	6,840
Goma	0,000	0,002	0,000	0,000	0,000	0,001
Terra Clarificante	0,029	0,242	0,167	0,242	0,000	0,000
Água	0,000	0,002	0,000	0,000	2,32E-04	0,002
Total	1,000	8,292	1,000	1,449	1,000	6,843
Temperatura (°C)	90,0		90,0		90,0	
Pressão (kPa)	151,99		151,99		151,99	

Fonte: Autoria própria (2018).

O óleo branqueado presente na corrente 64 é encaminhado para a área de desodorização. Enquanto, os resíduos da corrente 63 são enviados para o aterro sanitário.

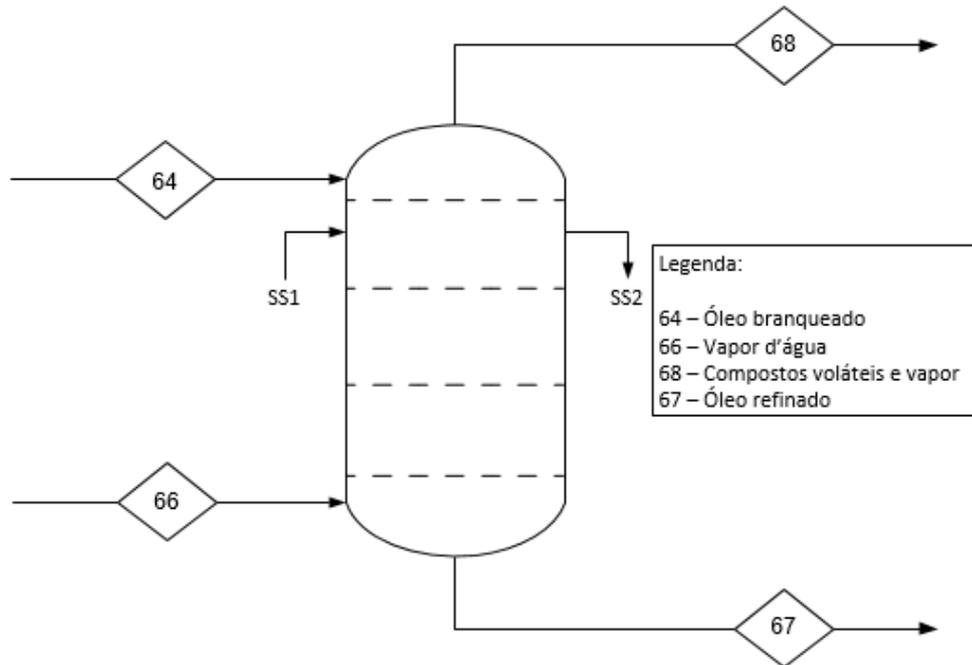
6.4.5 Área 400 - Desodorização

Desodorizador (DR-4401)

De acordo com Mandarino e Roessing (2001), a desodorização é a última etapa do processo de obtenção do óleo de soja, com o objetivo de remover os sabores e odores indesejáveis do produto final, tais como tocoferóis e fitoesteróis que são substâncias naturais do óleo, bem como cetonas formadas ao longo do refino. Em muitas instalações, o equipamento responsável por esta etapa é um desodorizador do tipo Girdler que promove o refino físico (OETTERER *et al.*, 2006; LOPES, 2008).

A MaraSul - Indústria de Óleos Vegetais, optou por um desodorizador semicontínuo, pois este atende as condições do processo e tem um menor custo quando comparado ao contínuo. A Figura 44 representa o equipamento.

Figura 44 – Desodorizador.



Fonte: Autoria própria (2018).

A corrente de óleo branqueado (64) a 90 °C provinda do filtro prensa passa por um desodorizador com cinco bandejas de aço inoxidável que garantem que não ocorra corrosão no equipamento por conta da quantidade residual de ácidos graxos livres. O equipamento deve operar a uma pressão manométrica de vácuo de 0,006 atm para poder succionar os compostos voláteis no topo da coluna.

Nas duas primeiras bandejas, o óleo é pré-aquecido até a temperatura de 180°C por meio de vapor indireto superaquecido à 350 °C e pressão de 10 bar para evitar o consumo excessivo de vapor direto nos próximos estágios (LOPES, 2008).

O balanço de energia nesta seção do equipamento foi realizado adotando-se o volume de controle para os dois primeiros estágios e, como há apenas transferência de calor sensível utilizou-se a Equação 7. Para obter a quantidade de calor requerido empregou-se a vazão da corrente 64, a capacidade calorífica do óleo de $2,26 \text{ kJ.kg}^{-1}\text{C}^{-1}$ e a variação de temperatura resultando em $1,39.10^6 \text{ kJ.h}^{-1}$. Baseado nesse calor requerido, o vapor indireto conforme Oetterer *et al.* (2006) corresponde a 2,9% da vazão de óleo branqueado que forneceu uma quantidade de 198,45 kg.h^{-1} . Para melhor visualização dos resultados, elaborou-se o Apêndice N.

Passados 30 minutos da injeção do vapor indireto, as bandejas dos estágios 3, 4 e 5 se abrem para que a quantidade total de óleo presente nos estágios 1 e 2

ocupe todo o volume inferior do desodorizador. Nesse momento, vapor superaquecido direto (temperatura: 350°C, pressão: 10 bar) é alimentado, aquecendo o óleo a 240 °C, e se desprende da coluna na condição saturada a 228,4 °C em uma abertura na parte superior do terceiro estágio, fazendo com que a corrente de saída carregue consigo toda quantidade de compostos voláteis.

As Equações 122 a 126 apresentam os cálculos mediante balanço de massa considerando o volume de controle nos estágios 3 a 5 e a Tabela 34 os seus resultados.

Balanço global:

$$F_{64} + F_{66} = F_{67} + F_{68} \quad (122)$$

Balanço por componentes:

Óleo desodorizado:

$$x_{F64} \cdot F_{64} + x_{F66} \cdot F_{66} = x_{F67} \cdot F_{67} + x_{F68} \cdot F_{68} \quad (123)$$

Goma:

$$y_{F64} \cdot F_{64} + y_{F66} \cdot F_{66} = y_{F67} \cdot F_{67} + y_{F68} \cdot F_{68} \quad (124)$$

Compostos voláteis:

$$z_{F64} \cdot F_{64} + z_{F66} \cdot F_{66} = z_{F67} \cdot F_{67} + z_{F68} \cdot F_{68} \quad (125)$$

Vapor:

$$w_{F64} \cdot F_{64} + w_{F66} \cdot F_{66} = w_{F67} \cdot F_{67} + w_{F68} \cdot F_{68} \quad (126)$$

Tabela 34 - Valores das correntes para o volume de controle dos estágios 3 a 5 do desodorizador.

Corrente	64		66		67		68	
	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão (ton/h)
Óleo	0,997	6,820	0,000	0,000	1,000	6,820	0,000	0,000
Goma	0,000	0,001	0,000	0,000	0,000	0,001	0,000	0,000
Compostos voláteis	0,003	0,021	0,000	0,000	0,000	0,000	0,133	0,021
Água	0,000	0,002	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Vapor	0,000	0,000	1,000	0,133	0,000	0,000	0,867	0,133
Total	1,000	6,843	1,000	0,133	1,000	6,821	1,000	0,154
Temperatura (°C)	90,0		350,0		240,0		228,4	
Pressão (kPa)	100,06		1000,00		100,06		100,06	

Fonte: Autoria própria (2018).

Para quantificar os cálculos energéticos nos estágios 3 a 5 associou-se o balanço de massa ao de energia (Equação 7), obtendo-se uma quantidade de calor

de $9,32 \cdot 10^5 \text{ kJ.h}^{-1}$. Dessa forma, o vapor direto nos últimos estágios é de 1,95% da vazão de óleo branqueado promovendo um consumo de vapor direto de $133,44 \text{ kJ.h}^{-1}$ (OETTERER *et al.*, 2006).

A quantidade de vapor direto foi menor do que a quantidade de vapor indireto, pois não se deseja que ocorra arraste de óleo em contracorrente dentro do equipamento por conta de uma alta vazão de vapor em contato com o óleo (MANDARINO; ROESSING, 2001).

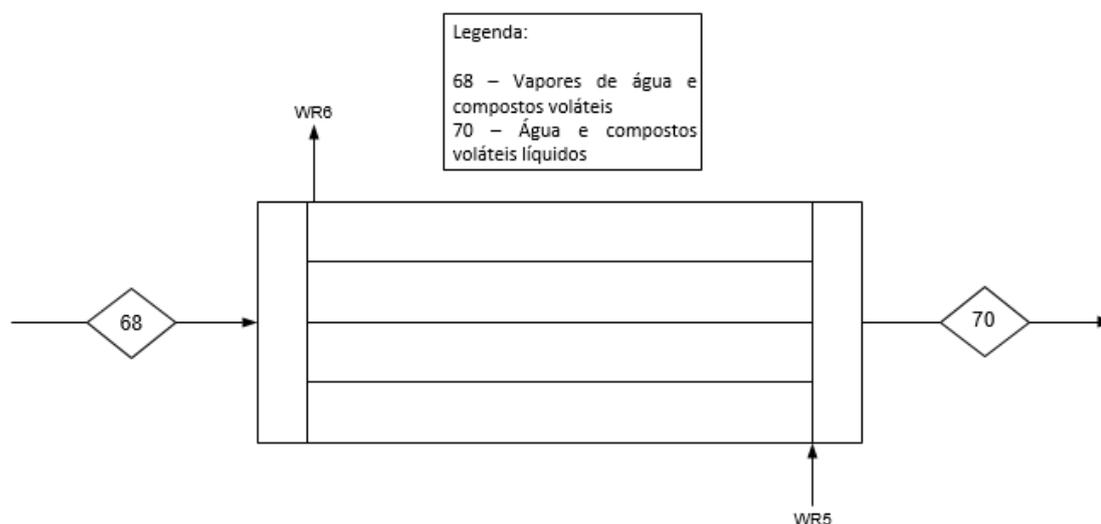
Portanto, a quantidade energética total requerida e o consumo de vapor total pela torre de desodorização foram quantificados somando-se os calores e vapores envolvidos em ambos os volumes de controle adotados durante os cálculos. Sendo assim, os valores foram de $2,32 \cdot 10^6 \text{ kJ.h}^{-1}$ e $331,89 \text{ kg.h}^{-1}$, respectivamente.

O óleo desodorizado (67) é enviado para o trocador de calor (TC-4401) para ser resfriado até 45°C . Após isso, o óleo resfriado segue para área de envase.

Condensador III

A corrente de compostos voláteis contendo vapor d'água (68) é enviada para um condensador que utiliza água a 28°C provinda da torre de resfriamento. Essa água deixa o condensador a uma temperatura de 55°C para promover a condensação total da corrente 70. A Figura 45 representa esquematicamente as correntes do condensador C-4401.

Figura 45 – Condensador III.



Fonte: Autoria própria (2018).

Os valores das correntes de entrada e saída estão dispostos na Tabela 35.

Tabela 35 - Valores das correntes no condensador III.

Corrente	68		70	
	Fração	Vazão (ton/h)	Fração	Vazão (ton/h)
Compostos voláteis	0,133	0,021	0,133	0,021
Vapor	0,867	0,133	0,000	0,000
Água	0,000	0,000	0,867	0,133
Total	1,000	0,154	1,000	0,154
Temperatura (°C)	228,4		100,0	
Pressão (kPa)	100,06		100,06	

Fonte: Autoria própria (2018).

A fim de evitar um consumo excessivo de água, admitiu-se que os compostos voláteis contendo vapor d'água se resfriam até 100°C e se condensam, ou seja, no interior do condensador ocorre a troca de calor latente e sensível. Com isso, a equação do balanço de energia se resume à Equação 6.

Dessa forma, o calor requerido no condensador (C-4401) foi obtido através do calor latente e calor sensível, considerando a capacidade calorífica do vapor a 228,4°C de 3,28 kJ.kg⁻¹°C⁻¹ e a 100°C como 2,029 kJ.kg⁻¹°C⁻¹. Essa quantidade foi de 4,01.10⁵ kJ.h⁻¹, com um consumo de água de resfriamento de 3554,15 kg.h⁻¹. Para melhor visualização, os dados utilizados para a quantificação dos valores e os resultados estão expressos no Apêndice O.

Enquanto isso, a corrente 70 que deixa o condensador é enviada para a estação de tratamento, pois mesmo com pequenas quantidades de tocoferóis e outros compostos faz-se necessário o tratamento adequado.

6.5 Envase

Finalizado o refino do óleo, o produto final é direcionado ao laboratório de controle de qualidade para as devidas análises físico-químicas. Após garantida a qualidade, o óleo produzido é acondicionado em frascos de poli(tereftalato de etileno), PET, com volume de 900mL. Essas embalagens conferem qualidade ao produto, porque protegem do contato com oxigênio atmosférico e do ganho de umidade, além de possuir um menor custo de aquisição. Dessa forma, após o óleo ser envasado, rotulado e codificado, o mesmo é acomodado em caixas de papelão

contendo 20 unidades e estocado para ser distribuído para o consumidor final (OETTERER *et al.*, 2006).

Nessa etapa não há balanço de massa. Assim, o processamento de 50 ton.h^{-1} de soja resultou em uma vazão volumétrica de 7414 L.h^{-1} de óleo de soja, valor equivalente a 178 mil litros por dia.

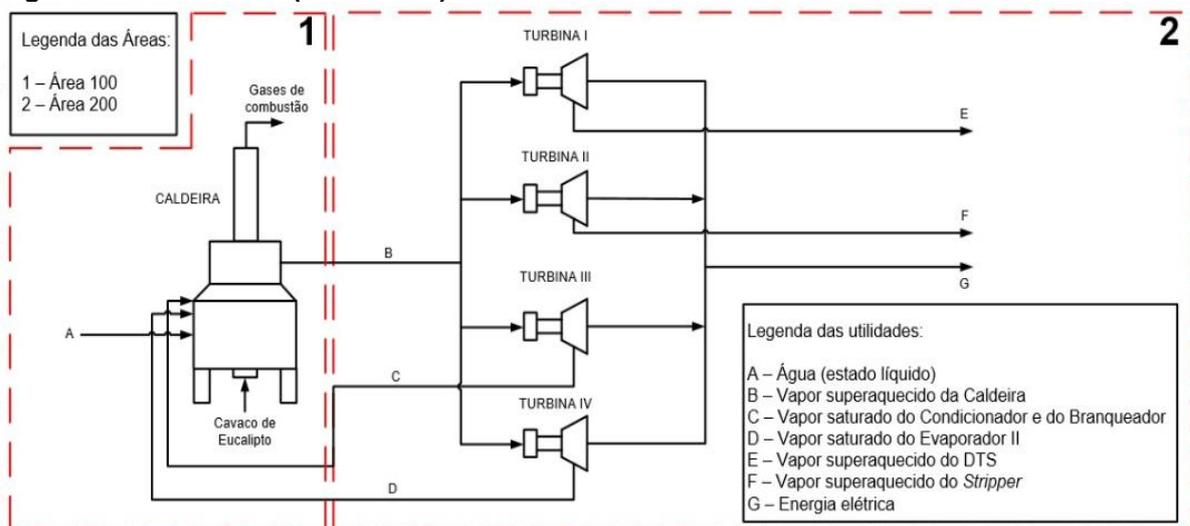
6.6 Setor 5000 – Caldeiraria

O Setor 5000 é responsável pela produção do vapor que será empregado no processo de fabricação do óleo de soja. Esse setor é fundamental em qualquer planta industrial, pois permite que a energia necessária seja gerada em um local só da fábrica pelo uso de caldeiras a vapor e adequadas a condição do processo pelo uso de turbinas. Sendo assim, o setor é dividido em duas áreas:

- Área 100 – Caldeira
- Área 200 - Turbinas

A representação simplificada está ilustrada na Figura 46.

Figura 46 – Setor 5000 (Caldeiraria).



Fonte: Autoria própria (2018).

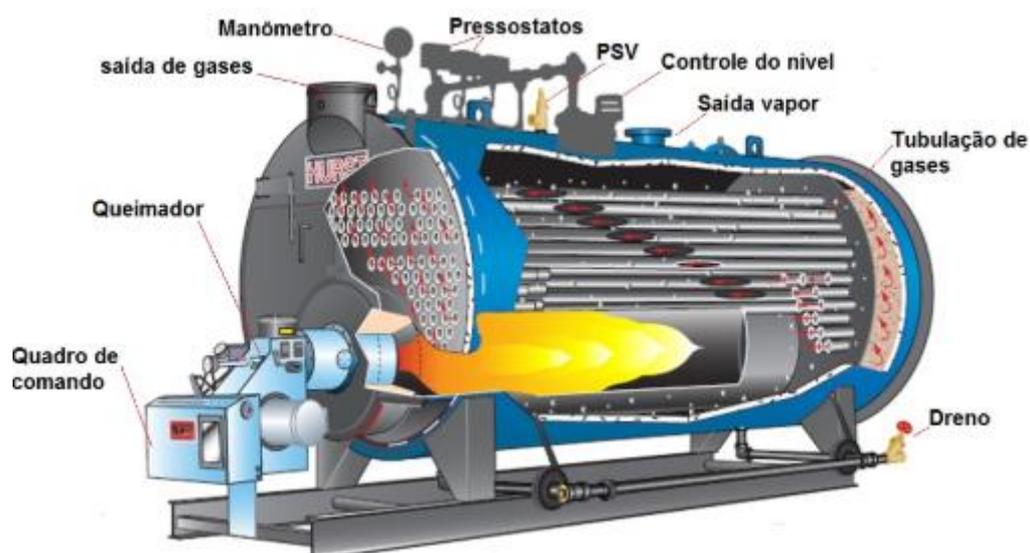
6.6.1 Área 100 – Caldeira

As caldeiras a vapor utilizam os produtos da combustão de um combustível para aquecer a água e gerar os vapores na temperatura e pressão desejada. A

MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais optou pela caldeira do tipo flamotubular por trabalhar com médias vazões de vapor d'água para gerar a utilidade requerida ao processo.

Nesse tipo de caldeira, a fumaça e os gases resultantes da queima circulam no interior dos tubos, aquecendo e evaporando a água que está circulando ao redor, garantindo que a utilidade produzida não entre em contato com os gases. A caldeira é constituída por um vaso de pressão cilíndrico horizontal e dois tampos planos onde estão fixos os tubos e a fornalha (TREVELIM, 2013). Geralmente, as flamotubulares operam com pressões de até 16 bar e produção de vapor de no máximo 40 toneladas/hora. A ilustração desse tipo de caldeira está disposta na Figura 47.

Figura 47 – Representação da caldeira flamotubular.



Fonte: TOGAWA (2017).

Dentro de uma unidade de processo, a caldeira é um dos equipamentos que requer maior atenção na operação, manutenção e projeto, por atuarem com altas temperaturas e pressões. Um dos maiores problemas é o acúmulo de incrustações e corrosão nas paredes devido à qualidade da água usada para geração de vapor. Ciente disso, a MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais realiza o tratamento da água utilizada na caldeira. A fim de enviar a água mais pura possível para o sistema da caldeira (água de alimentação), remove-se a turbidez e os sólidos dissolvidos (por meio de sedimentação), e a dureza empregando-se agentes químicos, como o

EDTA, sendo as análises efetuadas no laboratório de controle de qualidade. Além disso, a indústria realiza o tratamento interno (água da caldeira) com a remoção do oxigênio por meio de desaeração, correção do valor do pH da água, controle da presença de incrustações e eliminação de resíduos pela purga (TROVATI, 20-??). A limpeza regular da caldeira é também um fator levado em consideração.

O material combustível empregado na caldeira é cavaco de eucalipto com 25% de umidade, pois existe grande disponibilidade dessa matéria-prima na região (FOELKEL, 2016). Além disso, o vapor gerado na caldeira deve estar a uma temperatura de 360°C e pressão de 1010 kPa, sendo a condição máxima de vapor empregado no processo. Para as operações que precisem de uma condição inferior, turbinas serão utilizadas para deixar nas condições adequadas. A vazão total de vapor saturado e superaquecido empregado nos indústria é de 10433,77 kg.h⁻¹.

O balanço de energia para a caldeira foi realizado por meio da Equação 6, para determinar o calor total (calor sensível e latente) que precisa ser fornecido para a água chegar na condição de vapor desejada. Inicialmente, água no estado líquido (10433,77 kg.h⁻¹) é aquecida de 28°C até a condição de saturação (179,91°C, $p_{\text{sat}} = 10$ bar). A entalpia para isso foi obtida através da capacidade calorífica da água líquida de 4,19 kJ.kg⁻¹.°C⁻¹ e a diferença das temperaturas (ÇENGEL; GHAJAR, 2012).

Após isso, somou-se ao resultado o calor latente de mudança de fase dessa vazão de água. Esse calor foi determinado pela multiplicação dessa vazão e a entalpia de vaporização da água na condição de saturação (2015,31 kJ.kg⁻¹). Por fim, por meio da diferença de entalpias do vapor no estado de saturação e na temperatura de 360 °C e pressão de 10 bar, obteve-se o calor sensível para deixar na condição necessária. Portanto, o calor total que deverá ser fornecido a massa de água é de 3,17.10⁷ kJ.h⁻¹, as propriedades termodinâmicas utilizadas estão sumarizadas no Apêndice Q.

De acordo com Aalborg (2018), a eficiência desse tipo de caldeira é de 90% e segundo Nogueira (2005) para o teor de umidade do cavaco usado, o poder calorífico (PCI) do material é de 13300 kJ.h⁻¹. Sendo assim, o consumo de combustível é calculado pela razão do calor total necessário e a multiplicação do PCI com a eficiência. De posse desses dados, a caldeira consome, em média, 2660 kg de cavaco por hora de operação.

Como a caldeira emprega como combustível cavaco de eucalipto, ocorre a geração de gases. Para reduzir os efeitos destes gases na atmosfera a caldeira possui um filtro de manga, o qual separa as partículas (fase sólida) dos gases efluentes e permite sua purificação.

6.6.2 Área 200 - Turbinas

Turbinas a vapor são equipamentos de grande utilidade nas indústrias químicas, pois são capazes de gerar energia elétrica com grande facilidade em um curto espaço de área. Esses dispositivos desenvolvem potência a partir do escoamento de um gás ou líquido através de uma série de paletas que rotacionam um eixo central, convertendo a energia mecânica em elétrica. Tais turbinas são amplamente empregadas para geração de energia em instalações de potência a vapor, usinas hidrelétricas, indústrias petroquímicas, usinas de álcool e açúcar, entre outras que tenham grande produção de vapor (MORAN; SHAPIRO, 2009; SENAI PETROBRAS, 2013).

Existem diversas considerações no que diz respeito à classificação das turbinas, uma delas é a condição de vapor que deixa o equipamento também chamado de vapor de escape, o que permite a divisão em três categorias:

- Turbinas a vapor de escape livre: são aquelas em que o vapor sai diretamente para atmosfera. Sendo a pressão de escape igual à atmosférica;
- Turbinas a vapor de condensação: toda a energia do vapor é utilizada para geração de potência, ou seja, a pressão e temperatura diminuem até condensar todo o vapor. Portanto, a pressão de escape é menor que a atmosférica;
- Turbinas a vapor de contrapressão: são aquelas que não aproveitam toda a energia do vapor. A pressão de escape do vapor é maior que a atmosférica.

Visto isso, a MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais emprega no seu processo produtivo quatro turbinas do tipo contrapressão. Esses equipamentos realizam trabalho de eixo a partir da expansão do vapor de alta energia, proveniente da caldeira (CR-5101), até a condição necessária. O balanço de energia em todos esses equipamentos foi realizado por meio da Equação 10 para determinar a

quantidade de energia produzida. Todas as propriedades termodinâmicas, assim como os valores de trabalho obtidos, estão disponíveis no Apêndice R.

A turbina (T-5201) consome aproximadamente 39,4% de todo vapor gerado na caldeira (corrente 71) na temperatura de 360°C e pressão de 1010 kPa e deixa na condição de vapor superaquecido com temperatura de 120°C e pressão 150,00 kPa. A quantidade de energia é obtida pela diferença de entalpia nessas duas condições, assim, o valor calculado foi de $5,33 \cdot 10^2$ kW. O vapor de escape da turbina será utilizado como vapor direto no DTS (D-3101) no Setor 3000 da indústria.

Já a turbina (T-5202) expande cerca de 8,2% do vapor produzido na caldeira, deixando na condição de vapor vivo na temperatura de 177°C e pressão de 400 kPa. A quantidade de energia gerada nesse equipamento foi de $8,73 \cdot 10^1$ kW. Essa condição de vapor é empregada como vapor direto na coluna de *stripping* (SP-3201).

A turbina (T-5203) é responsável por gerar o vapor saturado na temperatura de 111,4°C e pressão de 150 kPa que serão utilizados no condicionador (CD-2001) e branqueador (B-4301). A turbina consome cerca de 16,8% de todo o vapor produzido na caldeira é de 16,8%, sendo assim a quantidade de trabalho gerado é de $2,36 \cdot 10^2$ kW.

A última turbina (T-5204) consome cerca de 32,5% do vapor da caldeira levando-o à condição de temperatura de 127°C e pressão de 250 kPa, ideal para uso como vapor de aquecimento no evaporador II (E-3202) e no DTS (D-3101). A quantidade de trabalho produzido foi de $4,35 \cdot 10^2$ kW.

A potência total produzida por todas as turbinas é igual à $1,29 \cdot 10^3$ kWh. Embora essa energia pudesse ser empregada no processo produtivo, a MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais optou por destiná-la a rede de abastecimento elétrico da região, uma vez que, haveria necessidade da adequação de tensão das correntes elétricas para os equipamentos e demais instalações industriais que operam em diferentes tensões.

As turbinas (T-5203 e T-5204) são responsáveis por gerar utilidades quentes saturadas para o processo e o vapor condensado nas operações retorna para a caldeira. Além disso, cerca de 3,1% do vapor restante da caldeira já está nas condições de operação para o desodorizador (DR-4401) sendo parte utilizado diretamente e outra parte indiretamente.

7. Balanço de Energia para os Trocadores de Calor

Os trocadores de calor são equipamentos responsáveis por promover a troca térmica de dois fluidos com temperaturas diferentes entre si. A função destes equipamentos é aquecer ou esfriar algum tipo de fluido e para que isso ocorra ambos os fluidos circulam em um circuito que facilita a troca de calor entre ambos (INCROPERA, 2008).

Para o processo do refino do óleo de soja a MaraSul-Indústria de Óleos Vegetais emprega três trocadores de calor contracorrente do tipo casco e tubo, sendo dois para o resfriamento do óleo de soja e outro para o aquecimento da água utilizada no processo. Os valores de calor para os trocadores foram obtidos a partir da Equação 7.

O trocador TC-4101 resfria o óleo de soja bruto proveniente do tanque de armazenamento (TP-3201) de 114°C para entrar no processo de degomagem a 70°C. A quantidade de calor sensível gerada foi de $8,33 \cdot 10^5$ kJ.h⁻¹. Para absorver esse calor, emprega-se utilidade fria proveniente da torre de resfriamento na temperatura de 28°C. A vazão de água de resfriamento requerida foi de 7374,79 kg.h⁻¹ assumindo que a mesma sai do equipamento a 55°C.

O segundo trocador (TC-4102) é utilizado para aquecer a água do processo da temperatura de 28°C a 70°C. O calor requerido para aquecer 2,0 ton.h⁻¹ de água foi de $3,55 \cdot 10^5$ kJ.h⁻¹. Esse calor será cedido por uma vazão mássica de vapor saturado de 159,62 kg.h⁻¹ advindo do setor 5000 na temperatura de 111,4°C e pressão de 1,5bar.

O terceiro trocador empregado no processo (TC-4401) tem a função de resfriar o óleo desodorizado de 240°C para 45°C usando água como utilidade fria, nas mesmas condições de temperatura do trocador TC-4101. Para tal resfriamento a quantidade de calor sensível envolvido foi de $3,01 \cdot 10^6$ kJ.h⁻¹ e o consumo de água de resfriamento equivale a 26.634,51 kg.h⁻¹. As propriedades utilizadas para realização do balanço de energia para todos os trocadores, bem como os resultados estão disponíveis no Apêndice P.

8. Laboratório de Controle de Qualidade

A matéria-prima para a produção do óleo de soja, bem como o produto final passam por análises físico-químicas no laboratório de controle de qualidade presente na MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais

8.1 Análise da matéria prima

O controle de qualidade dos grãos de soja consiste em análises dos teores de proteína, lipídios totais, clorofila, umidade e índice de acidez, que estão diretamente ligadas às características do óleo e do farelo produzido (SANTOS, 2017).

O índice de acidez de um grão de soja está relacionado com a qualidade e valor agregado do produto final, sendo que esse índice evidencia o estado de conservação do óleo contido na soja. A alta acidez do grão gera maior custo do processo de refino do óleo degomado. Consideram-se toleráveis níveis de até 0,7% de ácidos graxos livres (OLIVEIRA *et al.*, 2016).

A umidade, por sua vez, deve ser analisada, pois o alto teor de água no grão propicia condições favoráveis para formação de ácaros e fungos e causa variações nas propriedades físico-químicas, como a diminuição do percentual de gordura, proteína e carboidratos (SANTOS, 2017).

Já o teor de lipídios totais é uma análise indispensável, pois a partir dela se gerencia o processo para obtenção do óleo. Os lipídios dos grãos estão sujeitos a deterioração quando armazenados sem os devidos cuidados e podem interferir na produção de um óleo comestível de boa qualidade (GREGGIO; BONINI, 2014).

A análise de proteínas é também de suma importância, pois a soja é classificada principalmente pelo seu alto teor de proteína. As variações nesse parâmetro são determinadas por fatores genéticos e ambientais, sendo que é necessário tal controle durante o armazenamento para garantir a constituição adequada de proteína no farelo de soja (SANTOS, 2017).

Além das análises citadas verifica-se, também, o teor de clorofila, uma vez que a presença de clorofila indica a colheita de grãos ainda imaturos, interferindo na qualidade do óleo extraído (coloração escura e instabilidade oxidativa). A legislação estabelece como limite máximo 8% de grãos esverdeados (SANTOS, 2017).

8.2 Análise de produto final

No Brasil, as indústrias de óleos vegetais devem atender a legislação do Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento para controlar a qualidade do óleo produzido. As análises necessárias são: determinação da densidade, índice de saponificação, índice de iodo, índice de acidez, teor de umidade e material volátil, índice de peróxidos, impurezas insolúveis em éter de petróleo, ponto de fumaça, sabões, matéria insaponificável e índice de refração. Além disso observa-se o aspecto do óleo a 25°C, bem como odor, sabor e cor e porcentagem dos ácidos graxos presentes.

O índice de saponificação é a quantidade de base necessária para saponificar definida quantidade de óleo, sendo expresso em número de miligramas de hidróxido de potássio necessário para saponificar um grama da amostra. Este índice indica a quantidade relativa de ácidos graxos de baixo e alto peso molecular (RIBEIRO, 2016).

Já o índice de iodo é a medida da insaturação que classifica os óleos, uma vez que o iodo se adiciona em duplas ligações da cadeia insaturada dos ácidos graxos. Quanto maior o valor, maior o grau de insaturação.

O índice de refração é indicado à temperatura de 40°C. Esse parâmetro aumenta com o grau de insaturação dos ácidos graxos e de acordo com a natureza do óleo este desvia com maior ou menor intensidade os raios luminosos que o atravessam (FUENTES, 2011).

Em relação ao índice de peróxidos, este é um indicador importante na avaliação da oxidação do óleo e é expresso em miliequivalentes de oxigênio por kg da amostra. Avalia-se, também, o ponto de fumaça do produto final, que se refere a temperatura específica na qual a amostra libera as primeiras fumaças devido ao aquecimento (TOFANINI, 2004).

A Tabela 36 aborda os valores permitidos pela Instrução Normativa N° 49, de 22 de dezembro de 2006 para o óleo de soja. A legislação classifica o óleo em Tipo 1 e Tipo 2 de acordo com as características físico-químicas apresentadas.

Tabela 36 – Parâmetros do controle de qualidade do óleo de soja.

Parâmetro	Óleo de soja Tipo 1	Óleo de soja Tipo 2
Densidade relativa (a 20°C)	0,919-0,925	
Índice de saponificação (mgKOH/g)	189-195	
Índice de iodo	124-139	
Índice de acidez (mgKOH/g)	≤ 0,20	0,20-0,6
Umidade e matéria volátil (%)	≤ 0,1	
Índice de peróxidos (mEq/kg)	≤ 2,5	2,5-5,0
Ponto de fumaça (°C)	≥ 210	≥ 190
Impurezas insolúveis (%)	≤ 0,05	
Sabões (mg/kg)	≤ 10,0	
Aspecto a 25°C	Límpido e isento de impurezas	
Odor e sabor	Odor e sabor característico do produto	
Cor	Cor característica do produto	
Matéria Insaponificável (g/100g)	≤ 1,50	
Índice de refração (a 40°C)	1,466-1,470	
C12:0 (%)	≤ 0,1	
C14:0 (%)	≤ 0,2	
C16:0 (%)	8,0-13,5	
C16:1 (%)	≤ 0,2	
C18:0 (%)	2,0-5,4	
C18:1 (%)	17-30	
C18:2 (%)	48-59	
C18:3 (%)	3,5-8	
C20:0 (%)	0,1-0,6	
C20:1 (%)	≤ 0,5	
C22:0 (%)	≤ 0,7	
C22:1 (%)	≤ 0,3	
C24:0 (%)	≤ 0,5	

Fonte: Adaptado de MAPA (2006).

8.3 Análises da água de alimentação da caldeira e da torre de resfriamento

A dureza da água é provocada pela presença de sais de cálcio e magnésio. De acordo com os teores de sais de cálcio e magnésio, expressos em mg/L de CaCO₃ a água pode ser classificada em água mole (até 50 mg/L), água moderadamente dura (de 50 a 150 mg/L), água dura (de 150 a 300 mg/L) e água muito dura (acima de 300 mg/L). Para analisar este parâmetro utiliza-se uma amostra da água de alimentação e efetua-se uma titulação complexo-métrica com EDTA, cuja concentração é rigorosamente conhecida (TROVATI, 20-??).

A turbidez de uma amostra de água é o grau de atenuação de intensidade que um feixe de luz sofre ao atravessá-la, devido à presença de sólidos em suspensão que podem vir a formar depósitos nas superfícies de geração de vapor. Para determinar a turbidez utiliza-se um equipamento dotado com fonte de luz que incide na amostra, e um detector fotoelétrico capaz de medir a luz que é dispersa em 90° em relação à luz incidente (TROVATI, 20-??).

Os sólidos presentes na água correspondem a toda matéria que permanece como resíduo, após a evaporação, secagem ou calcinação de uma amostra a uma temperatura estabelecida durante o tempo fixado. Para essa análise filtra-se um volume da amostra, transferindo o volume filtrado para a cápsula, em seguida seca-se na estufa (180°C) por uma hora, resfria-se e determina-se a nova massa. Os sólidos dissolvidos compreendem as substâncias que não ficaram retidas na filtração e permaneceram depois da secagem de determinado volume de amostra (NORMA TÉCNICA INTERNA, 1999).

9. DIMENSIONAMENTO E ESPECIFICAÇÕES DOS EQUIPAMENTOS

A MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais tem a produção de óleo de soja dividida em quatro setores, para cada setor a seleção dos equipamentos foi efetuada de acordo com os balanços de massa e energia e considerou-se coeficientes de segurança.

9.1 Setor 1000 - Recebimento

Esse setor é composto de quatro equipamentos, referentes as etapas de recebimento, pré-limpeza, secagem I e armazenamento.

9.1.1 Recebimento

A soja adentra à MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais e é encaminhada, com auxílio de um tombador (Figura 48 e Quadro 1), para um silo plano que tem por função armazenar os grãos. O material de construção do silo, aço de alta resistência revestido com zinco, garante a qualidade dos grãos além de fornecer segurança estrutural. Uma vez que a soja é adquirida ao longo de um ano de produção, optou-se por armazenar 15.000 toneladas nas instalações industriais empregando-se três silos conforme as especificações do Quadro 2. Cada silo armazena aproximadamente 5.000 toneladas. Na Figura 49 o silo é representado.

Quadro 1 – Especificações do tombador.

Nome do equipamento	Tombador
Capacidade (ton)	80
Largura (m)	3
Comprimento (m)	18
Custo (R\$)	90.000,00

Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 48 – Tombador.



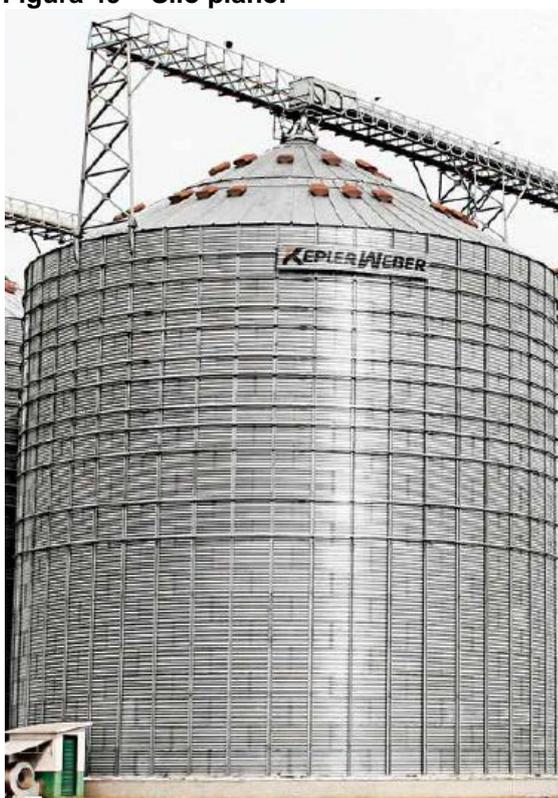
Fonte: HIDRALFOR (2018).

Quadro 2 – Especificações do silo plano.

Nome do equipamento	Silo Plano
Capacidade (toneladas de soja)	6.460
Diâmetro nominal (m)	21,83
Altura (m)	27,50
Material	Aço Z450
Custo (USD)	420.000,00

Fonte: Aatoria própria (2018).

Figura 49 – Silo plano.



Fonte: KEPLER WEBER (2018).

A empresa processa 50 ton.h⁻¹ de soja, para controlar essa vazão emprega-se inicialmente uma balança de fluxo (Figura 50) de acordo com as especificações dispostas no Quadro 3.

Quadro 3 – Especificações da balança de fluxo.

Nome do equipamento	Balança de Fluxo
Capacidade (ton/h)	10,0 - 3300,0
Material	Aço Carbono
Custo (R\$)	45.000,00

Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 50 – Balança de fluxo.



Fonte: TOLEDO DO BRASIL (2018).

9.1.2 Pré-limpeza

Para realizar a primeira etapa de limpeza da soja será empregada uma máquina de limpeza com caixa de peneira aberta, cujos quatro estágios de peneiramento proporcionam a remoção das impurezas grosseiras. O diâmetro do grão de soja está na faixa de 6 a 9 mm (BORGES *et al.*, 2009), portanto as aberturas especificadas da malha da peneira permitirão que a soja prossiga, enquanto as impurezas ficam retidas. O Quadro 4 fornece os dados acerca do equipamento mostrado na Figura 51.

Quadro 4 – Especificações da máquina de limpeza.

Nome do equipamento	Máquina de Limpeza com Caixa de Peneira Aberta
Capacidade (ton/h)	120
Potência Caixa de Peneiras (kW)	5,5
Potência Ventilador da Câmara (kW)	9,2
Altura (m)	5,352
Comprimento (m)	4,805
Largura (m)	3,68
Abertura (mm)	19,1 - 15,9 - 12,7 - 9,52
Material das Grades	Aço Inox 304
Material Exterior	Aço Carbono
Custo (R\$)	100.000,00

Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 51 – Máquina de limpeza.

Fonte: KEPLER WEBER (2018).

9.1.3 Secagem I e Armazenamento

O secador selecionado pela MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais foi de médio porte com recirculação de ar, proporcionando economia de energia com aquecimento do ar de secagem. O equipamento conta com ventiladores para succionar o ar atmosférico para dentro do secador. Além disso, possui uma torre de colunas que são calhas direcionadoras que promovem uma taxa de secagem elevada. As especificações para o secador e sua representação estão dispostas no Quadro 5 e Figura 52, respectivamente. O combustível escolhido para aquecer o ar

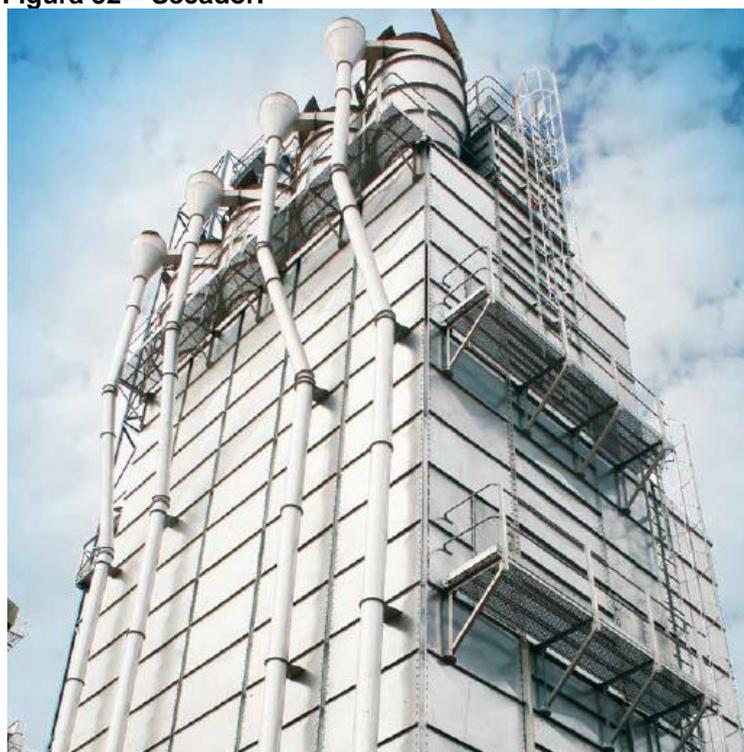
de secagem foi o cavaco de eucalipto, mesmo utilizado na caldeira. O secador possui ciclones que atuam na captação de partículas, diminuindo a emissão de material particulado para o ambiente.

Quadro 5 – Especificações do secador I.

Nome do equipamento	Secador Médio Porte Torre de Colunas
Capacidade (ton/h)	80
Vazão de ar (m ³ /h)	216000
Consumo de combustível (ton/h)	1,432
Potência Ventilador (W)	3 x 29
Potência Motores (kW)	1 x 100
Preço (R\$)	270.000,00

Fonte: Aatoria própria (2018).

Figura 52 – Secador.



Fonte: KEPLER WEBER (2018).

A soja da saída desse secador é encaminhada para um silo elevado que tem por finalidade manter o processo constante. O material de construção é aço de alta resistência revestido com zinco. O equipamento contém um sistema de aeração que permite a uniformização da temperatura da massa de grãos e mantém o teor de

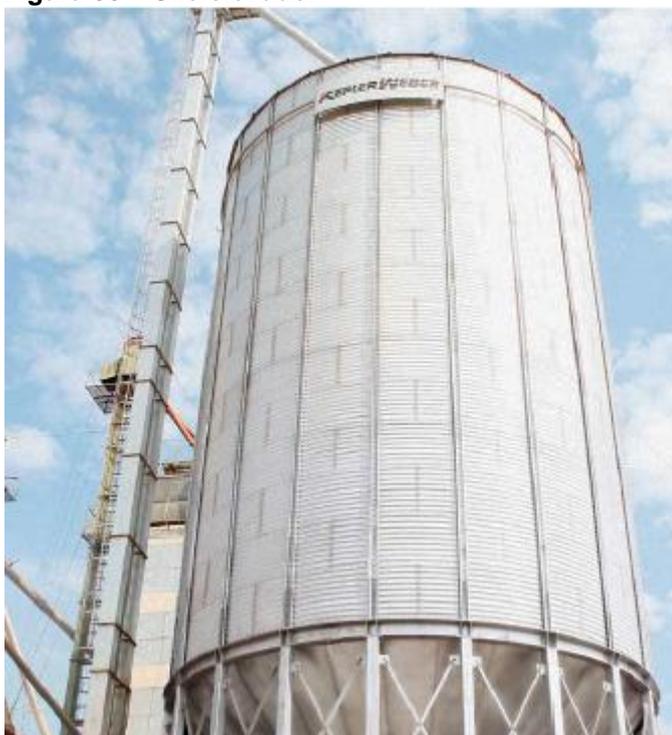
umidade constante. No Quadro 6 constam-se as informações a respeito do silo e demonstra-se o equipamento por meio da Figura 53.

Quadro 6 – Especificações do silo elevado.

Nome do equipamento	Silo Elevado
Capacidade (toneladas de soja)	780
Diâmetro nominal (m)	9,09
Altura estrutura (m)	5,47
Altura total (m)	22,09
Material	Aço Z450
Custo (USD)	80.000,00

Fonte: Aatoria própria (2018).

Figura 53 – Silo elevado.



Fonte: KEPLER WEBER (2018).

9.2 Setor 2000 - Preparo

Esse setor possui sete equipamentos referentes às seis etapas: limpeza, secagem II, quebra, separação de casca, condicionamento e laminação.

9.2.1 Limpeza

Para efetuar a retirada de impurezas menores decidiu-se pelo uso de uma peneira vibratória especificada pelo Quadro 7 e representada pela Figura 54. A malha da peneira foi escolhida sabendo-se que o diâmetro da soja está na faixa de 6 a 9 mm (BORGES *et al.*, 2009).

Quadro 7 – Especificações da peneira vibratória.

Nome do equipamento	Peneira Vibratória
Capacidade (ton/h)	60
Malha (mesh)	14
Material das Grades	Aço Inox 304
Material Exterior	Aço Carbono
Custo (R\$)	75.000,00

Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 54 – Peneira vibratória horizontal.



Fonte: BRAVAECO (2018).

9.2.2 Secagem II

O secador selecionado pela indústria (Quadro 8) é semelhante ao utilizado na Secagem I com recirculação de ar de resfriamento e torre de colunas. Entretanto, uma vez que a vazão de processo é de 46,558 ton/h optou-se por um equipamento com capacidade menor.

Quadro 8 – Especificações do secador II.

Nome do equipamento	Secador Médio Porte Torre de Colunas
Capacidade (ton/h)	60
Vazão de ar (m ³ /h)	170000
Consumo de combustível (ton/h)	1,129
Potência Ventilador (W)	2 x 23
Potência Motores (kW)	1 x 80
Preço (R\$)	200.000,00

Fonte: A autoria própria (2018).

9.2.3 Quebra e Separação de Casca

Os modelos disponíveis tanto para os quebradores quanto para os separadores de casca no mercado não processam a quantidade requerida pela MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais. Para tanto, empregam-se dois equipamentos para cada área segundo as especificações apresentadas nos Quadros 9 e 10 e ilustrados pelas Figuras 55 e 56. Para separar a matéria-prima em duas correntes utiliza-se uma balança como a apresentada no Quadro 2.

Quadro 9 – Especificações do quebrador.

Nome do equipamento	Quebrador
Capacidade (ton/h)	37,5
Tamanho dos Rolos (m)	0,4 x 2,1
Potência Motores (KW)	1 x 30
Custo (USD)	90.000,00

Fonte: A autoria própria (2018).

Quadro 10 – Especificações do separador de casca.

Nome do equipamento	Separador de Casca
Capacidade (ton/h)	30
Potência Motores (KW)	1 x 18
Custo (USD)	105.000,00

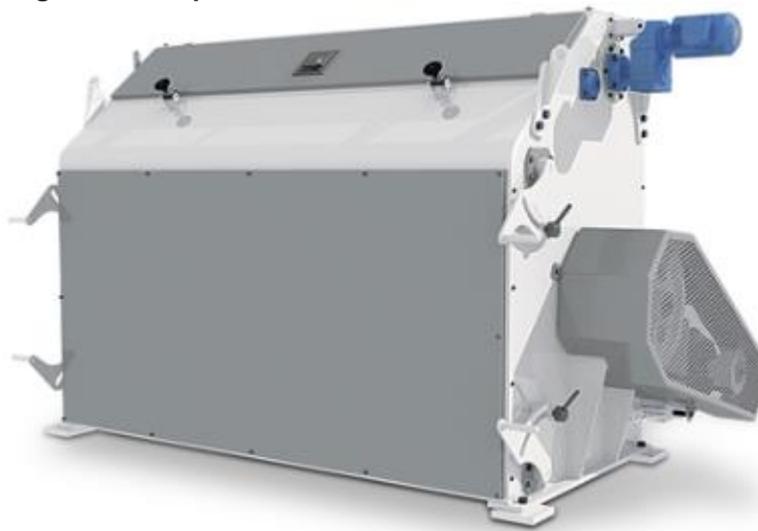
Fonte: A autoria própria (2018).

Figura 55 – Quebrador.



Fonte: ALLOCCO (2018).

Figura 56 – Separador de casca.



Fonte: ALLOCCO (2018).

9.2.4 Condicionamento

Para o condicionamento utiliza-se um condicionador rotativo com capacidade de processamento de 62,5 ton/h. No Quadro 11 encontram-se as especificações.

Quadro 11 – Especificações do condicionador rotativo.

Nome do equipamento	Condicionador Rotativo
Capacidade (ton/h)	62,5
Potência Motor (kW)	44,1
Custo (USD)	350.000,00

Fonte: Autoria própria (2018).

Na Figura 57 tem-se um exemplo do condicionador rotativo empregado na MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais.

Figura 57 – Condicionador Rotativo.

Fonte: TECNAL (2018).

9.2.5 Laminação

Nessa área utiliza-se um laminador e um secador/resfriador. Para a laminação não há disponibilidade no mercado para a vazão mássica de 41,657 ton/h processada na indústria, por isso adquiriu-se três laminadores. Para efetuar a divisão em três correntes iguais emprega-se uma balança que segue as especificações do Quadro 2. Com relação ao secador/resfriador selecionou-se aquele que trabalhasse com a quantidade requerida. O equipamento possui um ventilador incluso que promove a sucção do ar necessário para realizar sua atividade. Nos Quadros 12 e 13 constam-se as especificações desses dois equipamentos e nas Figuras 58 e 59 estão ilustrados esses equipamentos.

Quadro 12 – Especificações do laminador.

Nome do equipamento	Laminador
Capacidade (ton/h)	20,8
Tamanho dos Rolos (mm)	0,8 x 2,1
Potência Motores (KW)	1 x 110
Custo (USD)	250.000,00

Fonte: Autoria própria (2018).

Quadro 13 – Especificações do secador/resfriador.

Nome do equipamento	Secador/Esfriador Rotativo
Capacidade (ton/h)	83,4
Potência Motores (KW)	1 x 75
Custo (USD)	700.000,00

Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 58 – Laminador.

Fonte: ALLOCCO (2018).

Figura 59– Secador/resfriador.

Fonte: ALLOCCO (2018).

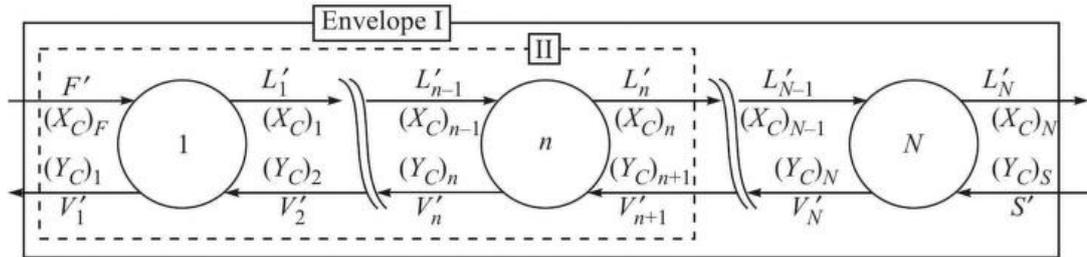
9.3 Setor 3000 – Extração

9.3.1 Área 100 – Extração e Dessolventização

9.3.1.1 Extração

Para a determinação do número de estágios teóricos do extrator assumiu-se o fluxo contracorrente das correntes de solvente e massa de soja. A Figura 60 esquematiza o processo de extração sólido-líquido em contracorrente.

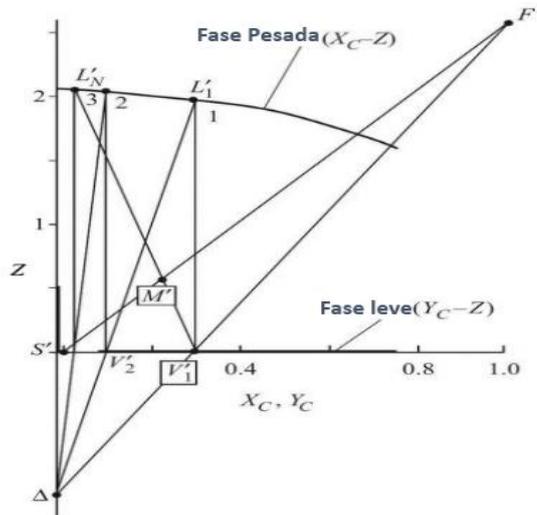
Figura 60 – Representação da extração sólido-líquido contracorrente.



Fonte: DUTTA (2009).

As correntes F' e L'_N referem-se à massa de soja e à torta, respectivamente, enquanto S' corresponde ao solvente puro e V'_1 à micela. Utilizou-se o método gráfico para o dimensionamento dos pratos teóricos, sendo que as equações de balanço de massa e equilíbrio para cada estágio são retratadas na forma de retas. A Figura 61 mostra a operação por multiestágios em contracorrente representada em um diagrama de *Ponchon-Savarit*.

Figura 61 – Método gráfico para multiestágios em contracorrente.



Fonte: DUTTA (2009).

Neste diagrama o eixo das abscissas corresponde à razão de óleo por solução de óleo e hexano ($X_{\text{óleo}}$) e o eixo das ordenadas é representado pela razão de farelo por solução de óleo e hexano (Z). A Tabela 37 contém os dados das correntes do processo da MaraSul-Indústria de Óleos Vegetais.

Tabela 37 – Dados das correntes do processo.

Corrente	$X_{\text{óleo}}$	Z
19 (F')	1	3.26
43 (S')	0	0
20 (L'N)	0,0196	1,56
21 (V' ₁)	0,3	0

Fonte: Autoria própria (2018).

Para construção do diagrama são necessários dados de retenção de solução de óleo e hexano pelo farelo em função da concentração da solução. Estes dados foram obtidos por meio de Treybal (1980) e estão sumarizados na Tabela 38.

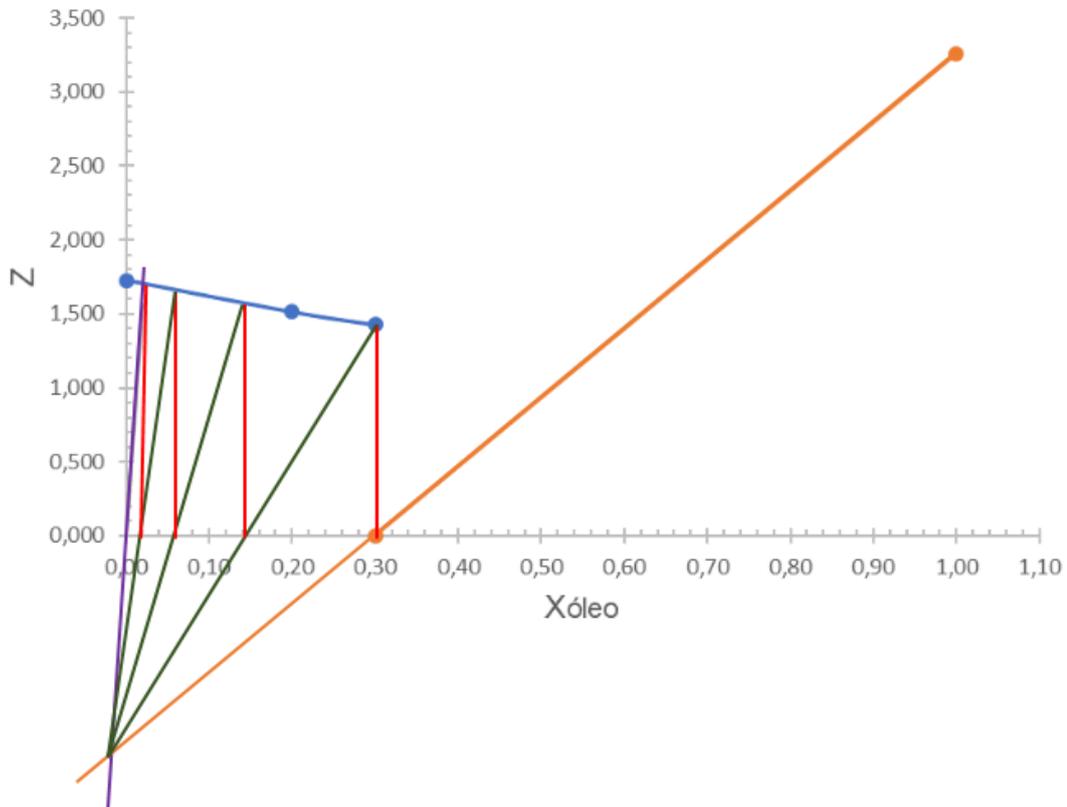
Tabela 38– Dados de retenção com base na literatura.

$X_{\text{óleo}}$	Z
0	1,724
0,2	1,515
0,3	1,429

Fonte: Autoria própria (2018).

Inicialmente, plotou-se os dados obtidos segundo Treybal (1980). Com os pontos referentes as correntes 19 e 21 obteve-se a primeira reta, e por meio das correntes 43 e 20 criou-se a segunda reta. Em seguida, marcou-se o ponto Δ pela intersecção das prolongações de $\overline{F'V'_1}$ e $\overline{L'_NS'}$. Obteve-se L'_1 a partir da linha de amarração em V'_1 até a linha de equilíbrio X_C-Z , conforme ilustrado na Figura 61. Para obtenção de V'_2 utilizou-se a intersecção de $\overline{L'_1\Delta}$ na linha de equilíbrio Y_C-Z . Repetiu-se os passos até atender a especificação de L'_N . Seguindo tais procedimentos, a Figura 62 mostra o diagrama elaborado para o processo.

Figura 62 – Método gráfico para determinação de estágios do extrator.



Fonte: Autoria própria (2018).

As linhas em verde, laranja e roxo representam o balanço de massa e as que estão em vermelho, o equilíbrio em cada estágio. Dessa forma, são necessários quatro estágios teóricos de extração.

No Quadro 14 contam as especificações do extrator *RotoceI*® empregado no processo, e na Figura 63 a ilustração do modelo escolhido.

Quadro 14 – Especificações do extrator *RotoceI*®.

Nome do equipamento	Extrator <i>RotoceI</i> ®
Número de estágios	16
Formato	Cilíndrico
Posição	Vertical
Diâmetro (mm)	6000,0
Potência (kW)	380,00
Custo total (US\$)	30.645,12

Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 63 – Extrator *Rotocel*®.



Fonte: CHINA DINGZHOU (2014).

9.3.1.2 DTS (Dessolventizador-Tostador e Secagem)

A MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais conta com um equipamento com capacidade de processamento diário de 1440 toneladas de soja laminada vinda do extrator, suprimindo a vazão de 1226,9 toneladas obtidas pelo balanço de massa. O equipamento é composto por 8 pratos, 2 válvulas rotativas para pratos de vapor direto, comportas que delimitam a quantidade de material em cada prato e visores redondos de vidro que permitem visualizar os níveis de farelo em cada piso. Além disso, as entradas e saídas de vapor indireto dos pisos são feitas através de bocais de aço inox AISI. O vapor direto vindo da planta industrial é injetado no piso inferior do equipamento e passa para cada prato através de furos existentes em cada estágio. As especificações do DTS e sua imagem estão disponíveis no Quadro 15 e Figura 64, respectivamente.

Quadro 15 – Especificações do dessolventizador-tostador secador.

Nome do equipamento	Dessolventizador Tostador Secador
Formato	Cilíndrico
Posição	Vertical
Diâmetro (m)	1,2
Altura (m)	15,5
Potência (kW)	380,00
Material	Aço Inox AISI
Custo total (US\$)	1.328.000,00

Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 64 – Dessolventizador – Tostador e Secagem.

Fonte: EXTECH-LINK (2018).

9.3.2 Área 200 – Evaporação e *Stripping*

9.3.2.1 Evaporadores

O conjunto de evaporadores é responsável pela concentração da micela de 30% para 98% em massa de óleo de soja, por meio da vaporização do solvente com emprego de uma fonte de calor. Os evaporadores de simples efeito utilizados na MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais são do tipo vertical de tubos longos, os quais

conseguem processar uma vazão elevada de solução por meio da convecção natural. O dimensionamento desses equipamentos consiste em determinar a área de troca térmica necessária para realizar a evaporação. A Equação 127 foi empregada para realização do dimensionamento.

$$\dot{Q} = U \cdot A \cdot \Delta T \quad (127)$$

em que, \dot{Q} é a taxa de calor trocado pelo evaporador calculado anteriormente; U o coeficiente de troca térmica; A a área de troca térmica e ΔT a diferença de temperatura entre a corrente de aquecimento e da saída da micela.

Um dos parâmetros importantes na análise dos efeitos de troca térmica é o coeficiente global de transferência de calor (U). Para evaporadores verticais de tubo longo, esse coeficiente aumenta conforme a temperatura do fluido aumenta, uma vez que, em temperaturas elevadas a viscosidade da micela diminui oferecendo menor resistência a transferência de calor. Segundo Paraíso (2001), para estimar esse parâmetro é necessário conhecer a faixa de temperatura de operação, o tipo de fluido quente e frio de trabalho e o evaporador utilizado. Tendo em vista isso, foi possível estimar por meio de Perry (2007) o coeficiente global de transferência de calor dos evaporadores. Para o primeiro, que opera na temperatura de 50°C o coeficiente foi de 715,5 kJ/(h.m². °C), já para o segundo com temperatura de 120°C obteve-se 4087,8 kJ/(h.m².°C).

Com os dados de coeficientes e calor calculados no balanço de energia, determinou-se as áreas de troca térmica para os dois evaporadores, por meio da Equação 127. Os dados obtidos estão disponíveis na Tabela 39.

Tabela 39 – Área de troca térmica.

Equipamento	Área de troca térmica (m²)
Evaporador 1	1190,90
Evaporador 2	102,00

Fonte: Autoria própria (2018).

As especificações dos evaporadores I e II e o modelo de evaporador utilizado estão dispostos nos Quadros 16 e 17 e na Figura 65, respectivamente. No conjunto de evaporadores consta câmara de separação, bomba de vácuo, medidores, válvulas e dispositivo de remoção de espumas.

Quadro 16 – Especificações do evaporador I.

Nome do equipamento	Evaporador I
Formato	Tubo longo
Posição	Vertical
Altura (m)	7.0
Material	Aço inoxidável
Tensão (V)	220.00
Potência (kW)	80.0
Custo total (US\$)	81.720,00

Fonte: Autoria própria (2018).

Quadro 17 – Especificações do evaporador II.

Nome do equipamento	Evaporador II
Formato	Tubo longo
Posição	Vertical
Altura (m)	2.5
Material	Aço inoxidável
Tensão (V)	220.00
Potência (kW)	60.0
Custo total (US\$)	18.388,00

Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 65 – Evaporador de tubo longo.

Fonte: BOSCH HOLDINGS (2017).

9.3.2.2 Coluna de *stripping*

A coluna de *stripping*, também chamada de coluna de dessorção, é um equipamento de formato cilíndrico com dois estágios de equilíbrio que promovem a remoção da quantidade de hexano restante após a saída da micela do evaporador II. A Figura 66 ilustra o *stripper* e no Quadro 18 consta-se as especificações da coluna. De acordo com o fabricante, a pressão parcial da água para as condições de operação situa-se na faixa de 50 a 55 kPa enquanto que para o hexano este valor encontra-se entre 10 e 15 kPa.

Quadro 18 – Especificações da coluna de *stripping*.

Nome do equipamento	Coluna de <i>Stripping</i>
Posição	Vertical
Comprimento (m)	10
Diâmetro (m)	2,0
Potência (kW)	80,00
Tensão (V)	220,00
Material	Aço carbono
Custo total (US\$)	102151,00

Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 66 – Coluna de *stripping*.



Fonte: TAISHAN (20-??).

9.3.2.3 Tanque de armazenamento de óleo

O óleo bruto proveniente do *stripper* é direcionado para o tanque de armazenamento e, posteriormente, segue para o refino. No Quadro 19 estão as informações a respeito do tanque escolhido, e na Figura 67 a respectiva ilustração.

Quadro 19 – Especificações do tanque de armazenamento de óleo.

Nome do equipamento	Tanque de Armazenamento
Posição	Vertical
Altura (m)	19.5
Diâmetro (m)	3.4
Vazão máxima (m ³)	100.0
Material	Aço carbono
Custo total (US\$)	5.000,00

Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 67 – Tanque de armazenamento de óleo.



Fonte: TRIUMPH (2018).

9.3.3 Área 300 – Recuperação do Solvente

9.3.3.1 Separador de fases

A MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais conta com um separador do tipo centrífugo com alta capacidade de processamento. Esse equipamento é fabricado

em aço carbono, sendo projetado de acordo com as mais rigorosas normas, garantindo qualidade e segurança em sua utilização. Ao entrar no equipamento, a mistura gás/líquido entra em contato com uma placa que promove a separação das fases e evita o arraste de líquido pelo gás. Após isso, o material separado líquido é drenado na parte inferior do equipamento e segue no processo. Esse separador é capaz de separar de um fluxo de gás, cerca de 99% de todas as gotículas líquidas e possuem bocais flangeados para melhor fixação da tubulação. As especificações técnicas do equipamento estão expressas no Quadro 20 e na Figura 68 a ilustração do separador.

Quadro 20 – Especificações técnicas do separador de fases.

Nome do equipamento	Separador de Fases
Formato	Cilíndrico
Diâmetro dos bocais (mm)	250
Aplicação	Separar gás/líquido
Fluxo máximo (m ³ /h)	65,6
Material	Aço carbono
Custo total (US\$)	663,00

Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 68 – Separador de fases.



Fonte: EATON (20-??).

9.3.3.2 Condensadores

Os condensadores industriais operam como trocadores de calor. A MaraSul - Indústria de Óleos Vegetais utiliza dois condensadores contracorrentes. O condensador C-3301 é do tipo serpentina e o condensador C-3302 é do tipo casco e tubos, com os vapores de hexano e água nos tubos e a água refrigerante no casco.

A Equação 129 apresenta a equação de projeto utilizada, sendo \dot{Q} a taxa de calor trocada no condensador, U' o coeficiente de troca térmica, A a área de troca térmica e ΔT_{ml} a média logarítmica das diferenças de temperatura entre as correntes (Equação 128). Para o trocador de calor do tipo casco e tubo utilizou-se um fator de correção igual a 0,94 (ÇENGEL; GHAJAR, 2012), o qual foi multiplicado na Equação 129.

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_{sai} - \Delta T_{entra}}{\ln\left(\frac{\Delta T_{sai}}{\Delta T_{entra}}\right)} \quad (128)$$

$$\dot{Q} = U' \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \quad (129)$$

Os coeficientes de troca térmica para o vapor de hexano e para o vapor de água, utilizando-se como fluido frio a água, são iguais a $764 \text{ W}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{K}^{-1}$ e $1607 \text{ W}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{K}^{-1}$, respectivamente (PERRY, 2007). A Tabela 40 expõe as áreas de troca térmica calculadas para os condensadores I e II.

Tabela 40 – Área de troca térmica dos condensadores.

Equipamento	\dot{Q} (kJ/h)	ΔT_{ml} (°C)	A (m²)
C-3301	1,1E7	16,59	77,68
C-3302	8,09E6	23,26	134,31

Fonte: A autoria própria (2018).

Partindo-se da área de troca térmica determinou-se o número de passes de C-3302 para um diâmetro de 900 mm (diâmetro do equipamento), obtendo-se 10 passes.

As especificações dos condensadores I e II estão disponibilizadas nos Quadros 21 e 22, respectivamente, e nas Figuras 69 e 70 ilustra-se os modelos de condensadores a serem utilizados.

Quadro 21 – Especificações do condensador I.

Nome do equipamento	Condensador I
Posição	Vertical
Diâmetro (mm)	400.0
Tensão (V)	220.00
Material	Aço inoxidável
Custo total (US\$)	2000.00

Fonte: Autoria própria (2018).

Quadro 22 – Especificações do condensador II.

Nome do equipamento	Condensador II
Posição	Horizontal
Diâmetro (mm)	900.0
Tensão (V)	220.00
Material	Aço inoxidável
Custo total (US\$)	3000.00

Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 69 – Condensador serpentina.

Fonte: SOLUÇÕES INDUSTRIAIS (2018).

Figura 70– Condensador industrial do tipo casco e tubo.



Fonte: MAZE (2018).

9.3.3.3 Misturador I e II

Os misturadores estáticos (M-3301 e M-3302) utilizados na área de recuperação do solvente da MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais são instalados diretamente na tubulação por bocais flangeados. Sua estrutura é formada por um tubo com estruturas geométricas fixas no seu interior. Estas geometrias maximizam a mistura de líquidos de baixa viscosidade, promovem maior contato entre gases e são ideais na mistura de gases imiscíveis. Essa tecnologia de baixa manutenção pode ser aplicada a diversos tipos de fluidos, alcançando bons resultados, baixo custo de operação e segurança para o processo. Além disso, não exige nenhum uso de energia externa, apenas por meio da energia cinética e potencial do próprio gás realizam a mistura. No Quadro 23 são apresentadas as especificações dos dois misturadores estáticos capazes de processar as vazões mássicas obtidas pelo balanço de massa, e na Figura 71 encontra-se o equipamento empregado.

Quadro 23 – Especificações técnicas dos misturadores I e II.

Nome do equipamento	Misturador Estático
Posição	Horizontal
Certificações	ASME, ISO9001, ABS
Modelo	SX-600
Comprimento (mm)	1000,0
Diâmetro (mm)	300,00
Material	Aço carbono
Custo total (US\$)	10000,00

Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 71 – Misturador Estático.

Fonte: UNITE (20-??).

9.3.3.4 Decantador

A MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais conta com um decantador do tipo lamelar que irá realizar a separação líquida do hexano e água. O equipamento possui em seu projeto de dimensionamento lamelas, cuja função é aumentar a superfície de decantação, possibilitando a aplicação de maiores taxas de escoamento superficial. Geralmente, o fluxo de fluido é ascendente, e à medida que o fluido passa pelas lamelas, o líquido de maior densidade escorrega pelas lamelas e deposita-se no fundo do equipamento. Para especificar o tipo de decantador é

necessário calcular a vazão volumétrica que entra no equipamento a partir das vazões mássicas obtidas no balanço de massa, conforme demonstrado abaixo.

$$\dot{V}_{vol} = \frac{(17892 + 19557)kg/h}{655 kg/m^3} + \frac{(4547 + 855)kg/h}{997 kg/m^3}$$

$$\dot{V}_{vol} = 62,60 m^3/h$$

De acordo com essa vazão, considerou-se um decantador com capacidade de processamento na faixa de 60 a 70 m³/h. O equipamento é construído de material Aço carbono e possui reforços que o sustentam. As especificações estão disponíveis no Quadro 24 e na Figura 72 consta-se a ilustração do decantador.

Quadro 24 – Especificações do decantador.

Nome do equipamento	Decantador lamelar
Posição	Vertical
Vazão (m ³ /h)	60-70
Comprimento (mm)	8500
Largura (mm)	2500
Altura (mm)	4200
Material	Aço carbono
Custo total (US\$)	3.900,00

Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 72 – Decantador lamelar.



Fonte: VENTURAORTS (20-??).

9.4 Setor 4000 - Refino

9.4.1 Área 100 - Degomagem

9.4.1.1 Misturador estático III

A MaraSul - Indústria de Óleos Vegetais optou pela utilização de um misturador estático III (M-4101), muito empregado para misturas de óleo bruto. Esse equipamento apresenta em seu interior estruturas fixas que promovem a melhor homogeneização do fluido. Além disso, os misturadores estáticos garantem menor perda de carga no processo.

Para especificação do tipo de misturador utilizado, a vazão empregada pelo equipamento é de $9,361 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ e a faixa de operação do equipamento é de $6,4 - 12,8 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$. Porém, especificou um misturador estático operando em uma faixa de vazão superior evitando com que o equipamento opere nas condições máximas do processo. Dessa forma, as especificações do misturador (M-4101), bem como sua imagem estão dispostas no Quadro 25 e Figura 73, respectivamente.

Quadro 25 – Especificações do Misturador Contínuo Estático III.

Nome do equipamento	Misturador Estático
Vazão (m^3/h)	10,9-22,8
Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)	70,0
Aplicação	Mistura de óleo e água
Comprimento (m)	0,325
Pressão (atm)	1,5
Custo total (US\$)	200,00

Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 73 – Misturador Contínuo estático – Parte Interna.



Fonte: SNATURAL (2018).

9.4.1.2 Centrífuga I

A vazão da corrente direcionada à centrífuga 1 é de $8,63 \text{ ton.h}^{-1}$ e considerando um equipamento com vazão superior para que não exceda o máximo obtém-se $13,0 \text{ ton.h}^{-1}$. Para evitar corrosão ao longo do tempo por conta dos fosfatídeos hidratáveis, escolheu-se o material de revestimento em aço inoxidável. Com isso, as demais especificações e a representação do equipamento estão dispostas no Quadro 26 e Figura 74, respectivamente.

Quadro 26 – Especificações da Centrífuga I.

Nome do equipamento	Centrífuga Degomadora
Vazão (ton/h)	15
Tensão (V)	220/380
Potência (kW)	22
Pressão (atm)	1,5
Aplicação	Separação de óleo e fosfatídeos hidratáveis
Material	Aço Inoxidável
Custo total (US\$)	30.000,00

Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 74 – Centrífuga I.



Fonte: HIPER CENTRIFUGATION (2018).

9.4.2 Área 200 - Neutralização

9.4.2.1 Tanque de mistura de hidróxido de sódio (Misturador III)

Para o processo de neutralização, a MaraSul - Indústria de Óleos Vegetais utiliza-se hidróxido de sódio 50% a uma vazão volumétrica de $95,3 \text{ L.h}^{-1}$ que equivale por mês, aproximadamente, $68,616 \text{ m}^3$ (16618 kg de NaOH 50%). Considerando um coeficiente de segurança de 50%, emprega-se mensalmente 25 toneladas da solução. Dessa forma, faz-se o uso de 17 bombonas.mês⁻¹ de 1500 kg cada.

Para obtenção do hidróxido de sódio 16 °Bé será utilizado um tanque adiabático de mistura (M-4201) com volume equivalente a $0,150 \text{ m}^3$ em polipropileno para evitar com que a solução básica corroa o equipamento em longo prazo. As especificações e a imagem do tanque de mistura estão representadas no Quadro 27 e Figura 75, respectivamente.

Quadro 27 – Especificações do Tanque de Mistura.

Nome do equipamento	Tanque de Polipropileno
Volume (m ³)	0,15
Formato	Cilíndrico
Posição	Vertical
Diâmetro (m)	0,6
Altura (mm)	850
Potência do Agitador (kW)	0,22
Tensão (V)	0,58
Material do tanque	Polipropileno
Custo total (R\$)	4.690,00

Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 75 – Tanque de Mistura.



Fonte: GRABE (20-??).

9.4.2.2 Tanque Ácido Base e Tanque de lavagem

A vazão volumétrica de óleo degomado e solução de hidróxido de sódio resultante do processo de neutralização são de $8,940 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$. Além disso, a vazão de óleo neutralizado direcionada ao tanque de lavagem (M-4202) é de $8,857 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$. Dessa forma, a MaraSul - Indústria de Óleos Vegetais optou pela compra de dois tanques misturadores semelhantes com volume de $12,0 \text{ m}^3$ cada. Utiliza-se um tanque com uma capacidade maior do que a requerida pelo processo para evitar com que o equipamento opere com máximo volume. As características do tanque misturador, bem como a imagem estão dispostas no Quadro 28 e Figura 76, respectivamente.

Quadro 28 – Especificações do Tanque Misturador.

Nome do equipamento	Tanque Misturador
Volume (m ³)	12
Formato	Cilíndrico
Posição	Vertical
Diâmetro (m)	2,75
Altura (m)	2
Potência (kW)	5,52
Tensão (V)	220/380
Material do tanque	Aço carbono
Custo total (R\$)	43.500,00

Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 76 – Tanque misturador.

Fonte: BLS (20-??).

9.4.2.3 Centrífuga II e III

A MaraSul - Indústria de Óleos Vegetais optou por duas centrífugas (CG-4201 e CG-4202) iguais com carcaça em material epóxi, pois grande parte dos fosfatídeos hidratáveis que promovem uma possível corrosão no equipamento foram removidos na etapa de degomagem.

A primeira centrífuga (CG-4201), localizada a montante do tanque de lavagem (M-4202), opera a uma vazão de 8,231 ton.h⁻¹, enquanto que, a segunda (CG-4202), localizada a jusante do mesmo equipamento, opera a uma vazão de 9,919 ton.h⁻¹. Assim, as centrífugas empregadas pela indústria MaraSul possuem capacidade máxima de até 15 ton.h⁻¹ para suprir qualquer variação no processo. As características das centrífugas e a imagem correspondente estão representadas no Quadro 29 e Figura 77, respectivamente.

Quadro 29 – Especificações da Centrífuga II e III.

Nome do equipamento	Centrífuga Neutralizadora
Vazão (ton/h)	15
Tensão (V)	220/380
Potência (kW)	22
Pressão (atm)	1,5
Aplicação	Separação de óleo e ácidos graxos livres
Material	Epóxi
Custo total (US\$)	20.000,00

Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 77 – Centrífugas II e III.



Fonte: HIPER CENTRIFUGATION (2018).

9.4.3 Área 300 - Branqueamento

9.4.3.1 Branqueador

A remoção dos pigmentos é realizada em um branqueador B-4301 (clarificador) encamisado com eixo de agitação. Com base na quantidade de vapor saturado e a vazão requerida de óleo e terra clarificante, os quais são $118,5 \text{ kg.h}^{-1}$ e $9,235 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$, respectivamente, foi possível especificar o tipo de equipamento empregado pela MaraSul - Indústria de Óleos Vegetais. Dessa forma, utilizou-se um branqueador contínuo (B-4301) com volume de $14,0 \text{ m}^3$ em inox. As especificações e o esquema do equipamento estão expostos no Quadro 30 e Figura 78.

Quadro 30 – Especificações do Branqueador.

Nome do equipamento	Branqueador
Tensão (V)	220
Pressão (atm)	1
Potência (kW)	420
Volume (m^3)	14
Material	Inox
Custo total (US\$)	29.900,00

Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 78 – Branqueador.



Fonte: GORUN (20-??).

9.4.3.2 Filtro prensa

Para separar o óleo branqueado da terra clarificante emprega-se um filtro prensa de placas (FP-4301). Como a vazão total de entrada é de $8,292 \text{ ton.h}^{-1}$, a MaraSul - Indústria de Óleos Vegetais especificou um filtro prensa de placas aço inox cujo de 10 ton.h^{-1} . As especificações e o esquema do equipamento estão expostos no Quadro 31 e Figura 79, respectivamente.

Quadro 31 – Especificações do Filtro Prensa de Placas.

Nome do equipamento	Filtro Prensa
Tensão (V)	380
Potência (kW)	1,5
Pressão (atm)	2
Vazão (ton/h)	10
Área de Filtragem (m ²)	2,5
Espessura da placa (m)	8,00E-07
Comprimento (m)	1,1
Largura (m)	0,6
Material	Inox
Custo total (US\$)	60.000,00

Fonte: Aatoria própria (2018).

Figura 79 – Filtro Prensa de Placas.



Fonte: R&D (2018).

9.4.4 Área 400 – Desodorização

9.4.4.1 Desodorizador semicontínuo Girdler

Para a remoção dos compostos voláteis como os tocoferóis e os fitoesteróis juntamente com o restante de água presente no óleo branqueado, a MaraSul - Indústria de Óleos Vegetais optou por um desodorizador semicontínuo tipo Girdler (DR-4401). Como vazão total de óleo de soja no processo é de $6,843 \text{ ton.h}^{-1}$, a indústria MaraSul emprega um desodorizador com capacidade de 10 ton.h^{-1} , suprimindo as variações de massa. As características do desodorizador e a ilustração estão disponíveis no Quadro 32 e Figura 80, respectivamente.

Quadro 32 – Especificações do Desodorizador.

Nome do equipamento	Desodorizador
Pressão (atm)	0,003
Potência (kW)	8
Tensão (V)	220/380/440
Vazão mássica (ton/h)	10
Diâmetro (m)	16
Altura (m)	5
Material	Aço carbono
Custo total (R\$)	393.279,00

Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 80 – Desodorizador.



Fonte: ALIBABA (2018).

9.4.4.2 Condensador III

O setor 4000 da MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais possui um condensador (C-4401) para que seja possível a condensação do vapor direto junto com compostos voláteis, visando realizar o descarte em condição líquida. O Condensador C-4401 é do tipo casco e tubos, pois deseja-se que o processo de troca térmica seja efetuado mais rapidamente, uma vez que o objetivo é reduzir a temperatura da corrente de entrada (68) para 100 °C.

O fluido quente (vapor d'água e compostos voláteis) passa pelo casco, enquanto a água de arrefecimento é direcionada aos tubos. A MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais admitiu esse sistema para reduzir o potencial efeito corrosivo nos tubos internos do equipamento.

Para calcular a área de troca térmica do condensador (C-4401) é necessário conhecer o coeficiente de troca térmica U , a taxa de calor trocada pelo condensador

e a média logarítmica das diferenças de temperatura entre as correntes. Dessa forma, para concluir o projeto do condensador utilizou-se, primeiramente, a Equação 128 para determinar-se o valor da temperatura média logarítmica e depois para obter-se o valor de área de troca térmica fez-se uso da Equação 129.

Como a corrente de entrada de fluido quente em sua maioria é vapor de água e o fluido frio é água de arrefecimento, utiliza-se um coeficiente de troca térmica de $1607 \text{ W}\cdot\text{m}^{-2}\text{K}^{-1}$ (PERRY, 2007). A Tabela 41 expõe a área de troca térmica calculada para o condensador III.

Tabela 41 – Área de troca térmica do condensador III.

Equipamento	\dot{Q} (kJ/h)	ΔT_{ml} (°C)	A (m ²)
C-4401	4,01E5	115,37	0,60

Fonte: Aatoria própria (2018).

A especificação do condensador III encontra-se no Quadro 33 e na Figura 81 ilustra-se o modelo do condensador.

Quadro 33 – Especificação do condensador III.

Nome do equipamento	Condensador
Pressão (MPa)	1,6
Comprimento do tubo (mm)	500
Área de troca térmica (m ²)	0,6
Vazão mássica (ton/h)	0,154
Material	Aço carbono
Custo total (USD)	950,00

Fonte: Aatoria própria (2018).

Figura 81 – Condensador serpentina.



Fonte: ZHONGBAO (2018).

9.4.5 Envase

A MaraSul - Indústria de Óleos Vegetais optou pelo sistema de envase de garrafas PET 900 mL, portanto, a primeira etapa é a obtenção das pré-formas. Anualmente, a produção é de $5,87 \cdot 10^7$ L, por isso é necessária a obtenção de $6,52 \cdot 10^7$ pré-formas. Como algumas garrafas possuem falhas, a indústria adquire uma quantidade extra caso ocorrer imprevistos. Dessa forma, a MaraSul - Indústria de Óleos Vegetais compra um excesso de $6,52 \cdot 10^5$ pré-formas que corresponde a 1% do valor anual que a empresa necessita. A pré-forma está representada na Figura 82.

Figura 82 – Pré-forma 900mL.



Fonte: SUNSWELL (2018).

Em seguida, as pré-formas são enviadas para a máquina de moldagem por sopro para a obtenção da garrafa PET. A ilustração desse equipamento e suas especificações estão dispostas na Figura 83 e Quadro 34, respectivamente.

Figura 83 – Máquina de moldagem por sopro.



Fonte: BLOWENGG (2018).

Quadro 34 – Especificações da Máquina de moldagem por sopro.

Nome do equipamento	Máquina de moldagem por sopro
Aplicação	Garrafa PET
Tensão (V)	220/380
Potência (kW)	15
Tipo de máquina	Hidráulica Acionada
Altura (m)	3,2
Largura (m)	1,5
Comprimento (m)	3,8
Custo total (US\$)	25.000,00

Fonte: Autoria própria (2018).

Obtendo-se as PETs 900 mL, essas garrafas são encaminhadas juntamente com o óleo de soja refinado na máquina enchedora que possui como objetivo encher e lacrar a embalagem. O equipamento e suas especificações estão representados na Figura 84 e Quadro 35, respectivamente.

Figura 84 – Máquina enchedora.



Fonte: DONGTAI (2018).

Quadro 35– Especificações da Máquina enchedora.

Nome do equipamento	Máquina enchedora
Aplicação	Óleo de cozinha
Tensão (V)	220
Potência (kW)	2,2
Altura (m)	1,85
Largura (m)	0,75
Comprimento (m)	1,3
Material	Aço inoxidável
Custo total (US\$)	13600,00

Fonte: Autoria própria (2018).

Após a passagem pela máquina enchedora, a embalagem com o óleo de soja lacrada segue para o último processo, sendo esse a etapa de rotulagem. O equipamento responsável por essa etapa é a máquina rotuladora para garrafas de plástico. A representação dessa máquina e suas especificações estão dispostas na Figura 85 e Quadro 36, respectivamente.

Figura 85 – Máquina rotuladora.



Fonte: SHENGSEN (2018).

Quadro 36 – Especificações da Máquina rotuladora.

Nome do equipamento	Máquina rotuladora
Aplicação	Bebidas
Tensão (V)	220/380
Potência (kW)	1,2
Altura (m)	1,26
Largura (m)	0,95
Comprimento (m)	2,0
Custo total (US\$)	5.000,00

Fonte: Autoria própria (2018).

9.5 Setor 5000 – Caldeiraria

9.5.1 Área 100 – Caldeira

Para especificar uma caldeira que atenda todos os requisitos de uma planta industrial é necessário conhecer alguns parâmetros fundamentais para que o equipamento possa operar de maneira adequada. Esses parâmetros são: o tipo de combustível fornecido à caldeira, quantidade de vapor requerido em toda área industrial, condições de entrada e saída do equipamento, além do material para sustentação.

Com base no balanço de energia realizado na caldeira, a MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais consome $2660,82 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$ de cavaco para gerar uma quantidade de $10443,77 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$ de vapor superaquecido nas condições de $360 \text{ }^\circ\text{C}$ e 10 bar, a fim de suprir toda demanda energética industrial. De posse desses valores, a MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais especificou o equipamento que apresenta uma ampla faixa de operação para evitar variações no processo que venham a danificar a caldeira. O conjunto de especificações estão disponíveis no Quadro 37.

Quadro 37 – Especificações da caldeira.

Nome do equipamento	Caldeira flamotubular
Pressão máxima de trabalho (kgf/cm^2)	21
Geração de vapor (kg/h)	250-35.000
Material de sustentação	Aço carbono
Utilização	Geração de vapor
Custo (R\$)	4.000.000,00

Fonte: Aatoria própria (2018).

De acordo com o quadro de especificações, o material especificado foi de aço carbono. Essa liga apresenta alta resistência mecânica para suportar o calor total de $3,19 \cdot 10^7 \text{ kJ}\cdot\text{h}^{-1}$ sem que haja problemas estruturais no equipamento. A Figura 86 representa a ilustração da caldeira.

Figura 86 – Caldeira.



Fonte: ZANINI (2018).

9.5.2 Área 200 - Turbinas

Os vapores empregados na MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais encontram-se em condições diferentes em cada operação e distintas também do vapor proveniente da caldeira. Com o intuito de adequar esses vapores para as aplicações utilizam-se turbinas, as quais são equipamentos responsáveis por converter a energia de escoamento em trabalho mecânico, diminuindo a pressão. Faz-se necessário quatro turbinas para atender as seguintes condições: vapor saturado a 2,5 bar, vapor superaquecido a pressão de 4 bar e temperatura de 177°C, vapor superaquecido a pressão de 1,5 bar e temperatura de 120°C e por fim vapor saturado a 1,5 bar.

As turbinas já possuem o gerador de energia e serão todas idênticas. As especificações estão dispostas no Quadro 38 e sua representação é dada pela Figura 87.

Quadro 38– Especificações da turbina.

Nome do equipamento	Turbina a vapor
Pressão de operação (MPa)	1,27 - 13,23
Temperatura de operação (°C)	350 - 550
Frequência de rotação (rpm)	3000
Voltagem (V)	220
Utilização	Fornecer vapor nas condições de operação
Material da carcaça	Ferro e Aço
Custo (USD)	100.000,00

Fonte: Aatoria própria (2018).

Figura 87 – Turbina.



Fonte: ZHEJIANG (2018).

9.6 Trocadores de calor

Os trocadores de calor empregados no processo apresentam escoamento contracorrente. Em TC-4101 e TC-4401 o óleo passa pelo casco e a água (fluido frio) pelo tubo, uma vez que o óleo é um fluido viscoso. Já em TC-4102 a água passa pelo tubo e o vapor (fluido quente) pelo casco, devido a maior tendência da água a formar incrustações. Para o dimensionamento dos trocadores de calor utilizou-se a Equação 130. De forma análoga aos condensadores, \dot{Q} é a taxa de calor obtida pelo balanço de energia, A a área de troca térmica, ΔT_{ml} a média logarítmica das diferenças de temperatura entre as correntes e F o fator de correção associado a geometria do trocador.

$$\dot{Q} = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \cdot F \quad (130)$$

Todos trocadores apresentam tubos com diâmetro de 20 mm (valor especificado pelo fabricante). A área de troca térmica para o TC-4101 é de 14,37 m², resultando em 40 passes. Para o TC-4102 encontrou-se uma área de 1,03 m² e conseqüentemente utiliza-se apenas um passe. Já o TC-4401 apresenta uma área de 42,21 m² sendo necessários 60 passes.

O Quadro 39 apresenta as especificações de cada um dos trocadores escolhidos para o processo. Os valores dos coeficientes globais de troca térmica foram empregados com base em Çengel e Ghajar (2012).

Quadro 39 – Especificações dos trocadores de calor.

Nome do equipamento	TC-4101	TC-4102	TC-4401
Área de troca térmica (m ²)	20	2	65
Coefficiente global (W/m ² C)	350	2000	350
Número de passes	40	1	60
Pressão máxima (kPa)	152,0	152,0	152,0
Utilização	Resfriar o óleo bruto	Aquecer a água	Resfriar o óleo refinado
Material	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono
Custo total (R\$)	60.000,00	28.367,40	147.600

Fonte: Autoria própria (2018).

A Figura 88, expõe o modelo de trocador escolhido para o processo da MaraSul - Indústria de Óleos Vegetais.

Figura 88 – Trocadores de calor I, II e III.



Fonte: RUNCHENG (2018).

9.7 Bombas

Bombas são equipamentos que recebem trabalho por meio de um motor. Parte se transforma em energia cinética e energia de pressão, as quais são responsáveis pelo deslocamento de um fluido que essencialmente é líquido. Esses dispositivos têm a capacidade de succionar a substância de interesse de um determinado ponto a outro e, como consequência modificam as propriedades físicas do fluido que normalmente aumentam a pressão do líquido a montante do equipamento (MORAN; SHAPIRO, 2009).

As bombas são consideradas máquinas de fluido e subdividem-se em dois grupos:

- Máquinas de fluxo ou turbomáquinas;
- Máquinas de deslocamento positivo.

A MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais possui estes dois tipos de bombas na planta industrial que realizam todo deslocamento de líquidos da cadeia produtiva.

9.7.1 Bombas centrífugas

De acordo com Brasil (2010), as bombas centrífugas se enquadram no primeiro grupo, pois o líquido escoar pelo rotor do equipamento em fluxo contínuo que orienta a direção do fluido por meio das lâminas. Também são denominadas de

bombas radiais e podem ser utilizadas quando o sistema apresenta grandes alturas, pequenas vazões e potências abaixo de 50 kW (VIANA, 1987)

A MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais possuem 7 bombas centrífugas, sendo três delas no setor 3000 e quatro no setor 4000.

No setor 3000, as bombas BC-3101, BC-3102 e BC-3202 são responsáveis pela movimentação do solvente puro (corrente 43) para o extrator (EX-3101), da micela (corrente 21) para o evaporador I (E-3201) e do solvente contendo umidade (corrente 35) para o decantador (DC-3301), respectivamente.

No setor 4000, a bomba BC-4101 desloca a água do processo (corrente 47) para o misturador I (M-4101) e para o tanque de lavagem (M-4202), a BC-4201 também movimenta a água do processo (46) para o misturador II (M-4201), a bomba BC-4202 transfere o hidróxido de sódio (corrente 40) para o misturador II (M-4201) e a BC-4203 movimenta a solução de hidróxido de sódio à 16 °Be (corrente 53) para o tanque ácido base (TAB-4201).

Dessa forma, a MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais especificou um único modelo de bomba centrífuga que é capaz de atender todas as condições do processo. O conjunto de especificações, bem como a ilustração do dispositivo estão representados no Quadro 40 e Figura 89.

Quadro 40 – Especificações da bomba centrífuga.

Nome do equipamento	Bomba centrífuga
Temperatura máxima de operação (°C)	140
Potência máxima (kW)	5,5
Pressão de descarga máxima(MPa)	0,5
Voltagem (V)	220
Diâmetro de entrada (mm)	63
Diâmetro de saída (mm)	51
Material da carcaça	Ferro fundido
Utilização	Deslocamento de fluidos menos viscosos
Custo (R\$)	3.900,00

Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 89 – Bomba centrífuga.



Fonte: RIFENGVALVE (2018).

9.7.2 Bombas de deslocamento positivo

As bombas de deslocamento positivo se enquadram no segundo grupo. Esse tipo de equipamento pode ser utilizado quando as condições são de altas pressões (até 40 Mpa), velocidades baixas e líquidos com alta viscosidade como o óleo de soja (FOX, 2014).

A MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais possui 13 bombas de deslocamento positivos, sendo cinco delas no setor 3000 e oito no setor 4000.

No setor 3000, as bombas BP-3201 e BP-3202 são responsáveis por movimentar o óleo contendo solvente (correntes 24 e 27) para o Evaporador II (E-3202) e Stripper (SP-3201). A bomba BP-3203 desloca o óleo bruto (corrente 29) para o tanque pulmão (TP-3201), enquanto que as BP-3301 e BP-3302 enviam o solvente e água das correntes 38 e 42 para o decantador (DC-3301).

No setor 4000, a BP-4101 e BP-4201 movimentam o óleo junto com a goma e água (corrente 50) para a centrífuga I (CG-4101) e o óleo com goma residual (corrente 52) para o tanque ácido base (TAB-4201), respectivamente. As bombas BP-4202, BP-4203 e BP-4204 enviam o óleo contendo sabão (correntes 54, 56 e 58) para a centrífuga II (CG-4201), tanque de lavagem (M-4202) e centrífuga III (CG-4202), respectivamente. Já as bombas BP-4205 e BP-4302 encaminham o óleo contendo água residual (correntes 60 e 64) para o branqueador (B-4301) e desodorizador (DR-4401), enquanto que a BP-4301 transporta óleo com terra clarificante para o filtro prensa (FP-4301).

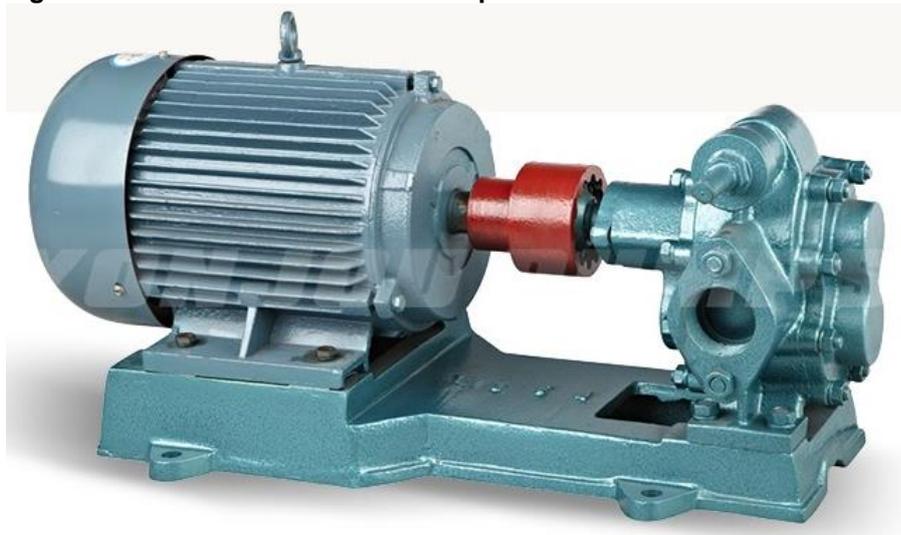
Identificando todos dispositivos de movimentação, a MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais especificou um único modelo de bomba de deslocamento positivo que opera dentro da faixa das condições do processo. A especificação e a imagem do modelo do equipamento estão dispostas no Quadro 41 e Figura 90.

Quadro 41 – Especificações da bomba de deslocamento positivo.

Nome do equipamento	Bomba de deslocamento positivo
Temperatura máxima de operação (°C)	300
Potência máxima (kW)	37
Pressão de descarga máxima(MPa)	0,6
Voltagem (V)	220
Viscosidade (cP)	0,5 - 100.000
Material da carcaça	Ferro fundido
Utilização	Deslocamento de fluidos viscosos
Custo (R\$)	7.658,38

Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 90 – Bomba de deslocamento positivo.



Fonte: YONJOU (2018).

9.8 Torre de Resfriamento

As torres de resfriamento são utilizadas para resfriar água industrial, como aquela proveniente de condensadores e trocadores de calor. A água aquecida é dispersa na parte superior da torre e desce lentamente, em contracorrente com uma corrente de ar frio (normalmente na temperatura ambiente). Nesse equipamento há grande área de contato entre as duas correntes e ocorre a transferência de massa e calor, ocasionando, assim, o resfriamento da água (FERREIRA, 2012).

De forma semelhante à água da caldeira, a MaraSul - Indústria de Óleos Vegetais realiza o tratamento da água da torre de resfriamento com a utilização de produtos químicos (agentes flocculantes e sequestrantes) para combater as incrustações e processos de corrosão.

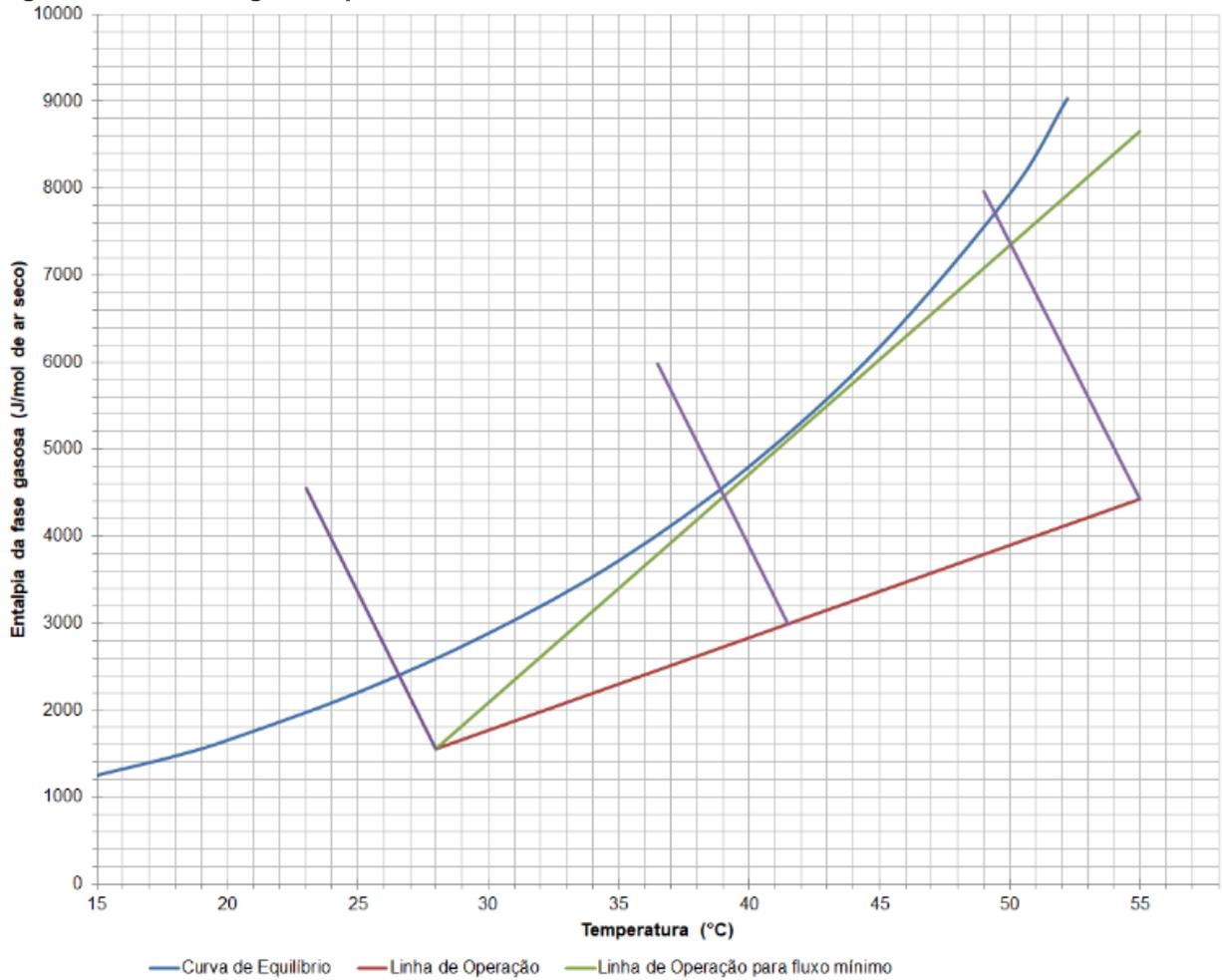
A água de saída dos trocadores de calor TC-4101 e TC-4401 e dos condensadores C-3301, C-3302 e C-4401 está na temperatura de 55°C e será encaminhada para a torre de resfriamento, onde sairá a 28°C e retornará para tais equipamentos. A soma de todas as vazões mássicas é igual a 207,51 ton.h⁻¹. Dessa forma, a MaraSul-Indústria de óleos vegetais optou pela compra de quatro torres de resfriamento com vazão de entrada igual a 51,88 ton.h⁻¹ (L).

Para a determinação da altura utilizou-se o método gráfico. A temperatura de entrada e a umidade absoluta do ar são iguais a 28°C e 0,01 kg água/kg ar seco, respectivamente, sendo esses valores a média na cidade de Estreito. Com estes dados e com o auxílio da carta psicrométrica (Anexo 2) obteve-se a entalpia do ar (H_{V1}). Calculou-se a entalpia do ar para a temperatura da água a 55°C (H_{V2}) utilizando-se a Equação 131 e admitindo-se uma vazão mínima de ar igual a 58 ton.h⁻¹. Posteriormente traçou-se a linha de operação.

$$\frac{H_{V2}-H_{V1}}{T_{L2}-T_{L1}} = \frac{L \cdot C_{p,água}}{V_{mín,ar}} \quad (131)$$

A Figura 91 mostra o gráfico obtido, sendo que as linhas em roxo foram determinadas adotando-se o valor de k_ya (mol.h⁻¹.m⁻³) igual a 0,2 V'/S e h_{La}/k_ya como 600J.mol⁻¹.°C⁻¹ (FOUST, 1982).

Figura 91 – Método gráfico para torre de resfriamento.



Fonte: Autoria própria (2018).

A Tabela 42 sumariza os dados obtidos pelo método gráfico. A altura da torre pode, então, ser encontrada realizando-se integração numérica, conforme a Equação 132.

$$Z = \int_{H_{V1}}^{H_{V2}} \frac{dH_V}{k_y a^* (H_i - H_V)} \tag{132}$$

Tabela 42 – Dados obtidos pelo método gráfico.

T _L	H _v	H _i	1/0.2*(H _i -H _v)
28	1556	2400	0,00592
41,5	2980	4580	0,003125
55	4423	7500	0,001625

Fonte: Autoria Própria (2018).

Determinou-se, assim, que a altura de cada uma das quatro torres deverá ser igual a 10 m. O Quadro 42 mostra as especificações da torre de resfriamento e a Figura 92 apresenta o modelo escolhido.

Quadro 42 – Especificações da torre de resfriamento.

Nome do equipamento	Torre de resfriamento
Posição	Vertical
Tensão (V)	220
Potência (kW)	22
Material	Metal
Vazão máxima (m ³ /h)	65
Custo (US\$)	50.000,00

Fonte: Autoria Própria (2018).

Figura 92 – Torre de resfriamento.



Fonte: ZAPAROLLI (2014).

Nas torres de resfriamento há perdas por evaporação, as quais estão sujeitas às leis físicas e dependem da vazão da água em circulação, bem como do diferencial entre as temperaturas da água na entrada e na saída da torre. Para quantificar o total de água perdido por evaporação utilizou-se a Equação 133 (OLIVEIRA, 2010).

$$G = \frac{G_{ent} \cdot (T_1 - T_2)}{\left(1000 \cdot \frac{(H_1 - H_2)}{(U_1 - U_2)}\right) - T_2} \quad (133)$$

em que, G é a perda de água por evaporação ($\text{ton}\cdot\text{h}^{-1}$), G_{ent} a vazão de circulação da água, $(T_1 - T_2)$ o diferencial entre as temperaturas de entrada e saída da água, $(H_1 - H_2)$ o diferencial entre as entalpias de entrada e saída do ar (kcal/kg ar seco) e $(U_1 - U_2)$ o diferencial entre as umidades absolutas de vapor na entrada e saída (g/kg ar seco).

As entalpias do ar na entrada e na saída da torre são iguais a 12,82 e 36,43 kcal/kg ar seco, respectivamente, enquanto que as umidades absolutas na entrada e saída correspondem à 10 e 37 g/kg ar seco. Substituindo-se os valores na Equação 133 encontrou-se uma perda de 1,6 $\text{ton}\cdot\text{h}^{-1}$ de água por evaporação. Uma vez que a vazão de água na entrada é 51,88 $\text{ton}\cdot\text{h}^{-1}$ conclui-se que a perda por evaporação é de 30,8%. Esse percentual será utilizado posteriormente na análise financeira para cálculo do custo de produção.

10 INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA

Na indústria, a integração energética é realizada para o aproveitamento de energia térmica entre as correntes que participam do processo por meio de trocadores de calor, aquecedores e resfriadores. Dois métodos podem ser empregados para a realização da integração: os heurísticos e os matemáticos (JÚNIOR, 2009).

Entre os métodos heurísticos, há a análise Pinch, onde se conhece as temperaturas de entrada e saída das correntes quentes e frias, as vazões mássicas e as capacidades caloríficas. Para ocorrer essa integração é necessário que as leis da termodinâmica sejam obedecidas (JÚNIOR, 2009). O método consiste na recuperação de calor entre as correntes minimizando o consumo de utilidades no processo (ANAPOLSKI; INDRUSIAK, 2015).

A MaraSul-Indústria de Óleos Vegetais possui em seu processo três correntes que participam da integração energética, sendo as correntes quentes a de óleo bruto proveniente do *stripper*, resfriando de uma temperatura de 114°C para 70°C e a corrente de óleo desodorizado que deve ser resfriada de 240°C até 45°C e a corrente fria a água que está a uma temperatura ambiente de 28°C e deve ser aquecida para 70°C sendo empregada no misturador e tanque de lavagem.

Para a realização da integração, deve-se possuir uma mínima diferença de temperatura (ΔT_{\min}) entre as correntes quentes e frias. O valor da variação de temperatura conforme Anapolski e Indrusiak (2015) geralmente é de 10°C, sendo subtraída metade dessa variação das correntes quentes e acrescentado metade nas correntes frias.

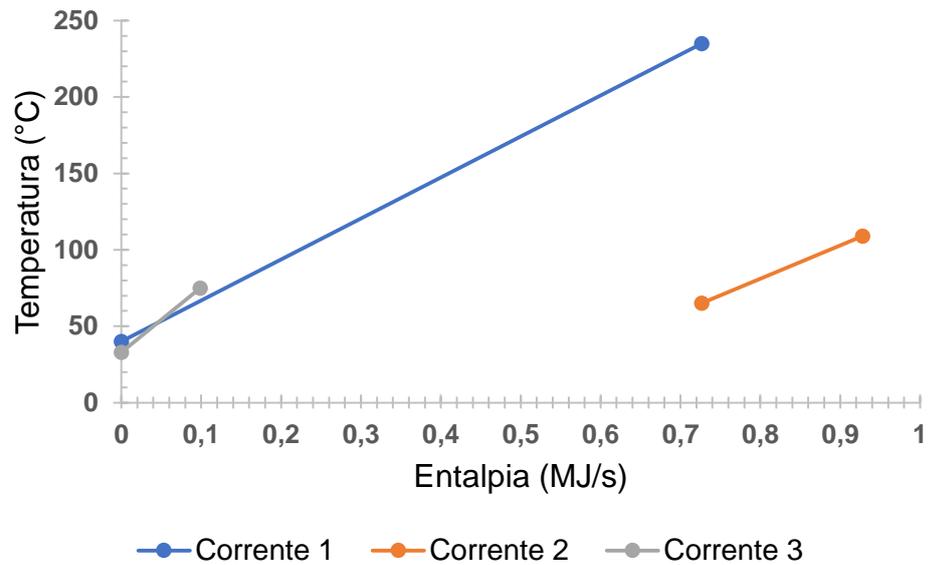
Considerando que as correntes saem inicialmente da entalpia zero no diagrama elaborou-se um gráfico da entalpia das correntes em função da variação de temperatura. Os dados das correntes, juntamente com o gráfico estão representados na Tabela 43 e Figura 93, respectivamente.

Tabela 43 – Dados das correntes participantes da integração energética.

Correntes	m (ton/s)	cp (MJ/ton.°C)	ΔT (°C)	ΔH (MJ/s)
1	0,001895	1,96648	-195	-0,7267
2	0,002328	1,96648	-44	-0,2014
3	0,000562	4,184	42	0,09876

Fonte: Autoria própria (2018).

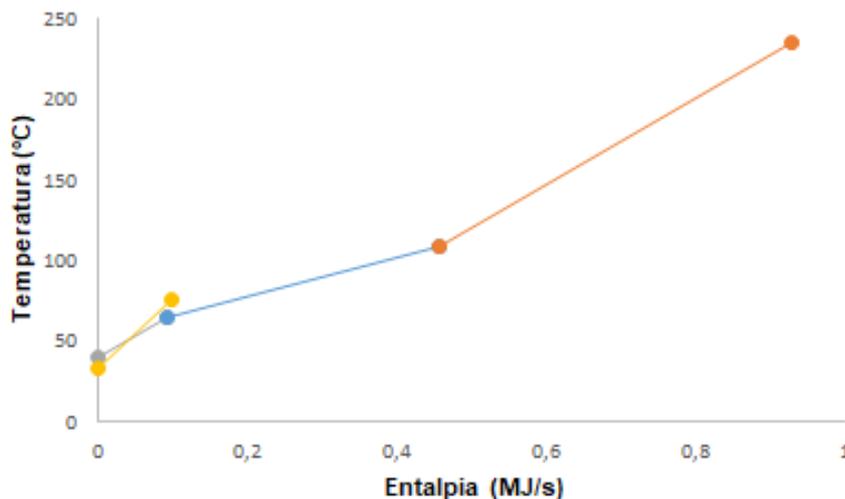
Figura 93 – Variação de entalpia das correntes em função da temperatura.



Fonte: Autoria própria (2018).

Em seguida obtém-se uma curva composta para as correntes quentes do processo e outra para a corrente fria representando os intervalos de temperatura presentes no sistema. As representações das curvas e o diagrama de intervalo de temperatura estão dispostos nas Figuras 94 e 95, respectivamente.

Figura 94 – Curva composta das correntes quentes e fria do processo.



Fonte: Autoria própria (2018).

Para a obtenção do Pinch e da quantidade mínima de energia que será necessária de utilidades quentes e frias para o processo construiu-se a cascata e

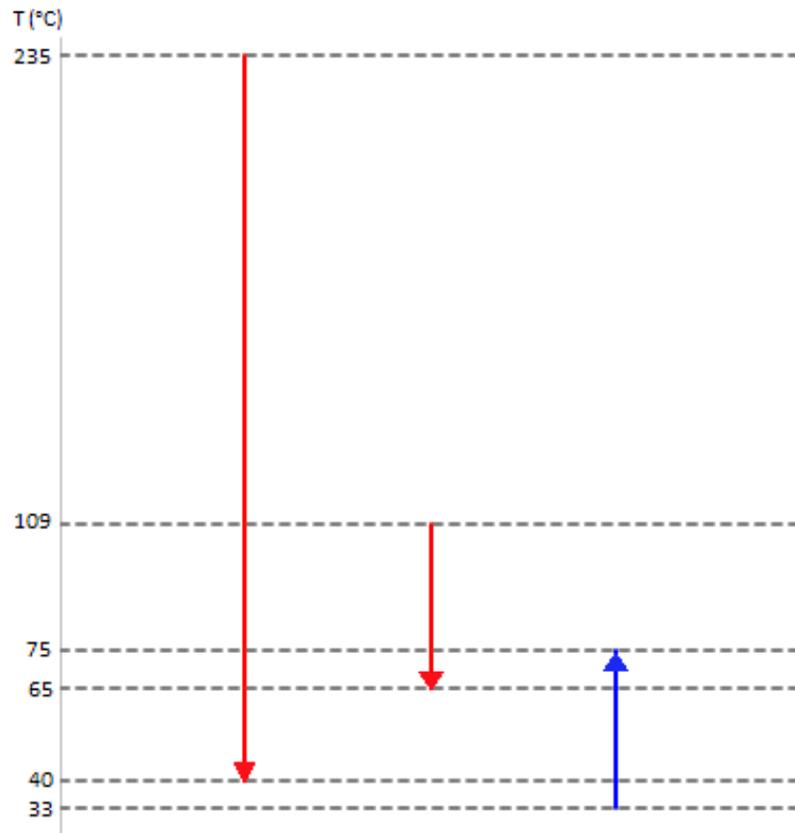
cascata acumulada para os intervalos de temperatura representados na Figura 3. Os dados estão dispostos na Tabela 44.

Tabela 44 – Dados de cascata e cascata acumulada das correntes de processo.

T(°C)	ΔH (MJ/s)	Cascata (MJ/s)	Cascata Acumulada (MJ/s)
235	0,0000	0,0000	0,8457
109	-0,4695	-0,4695	0,3762
75	-0,2823	-0,7518	0,0939
65	-0,0595	-0,8113	0,0344
40	-0,0344	-0,8457	0,0000
33	0,0165	-0,8292	-0,8292

Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 95 – Cascata.

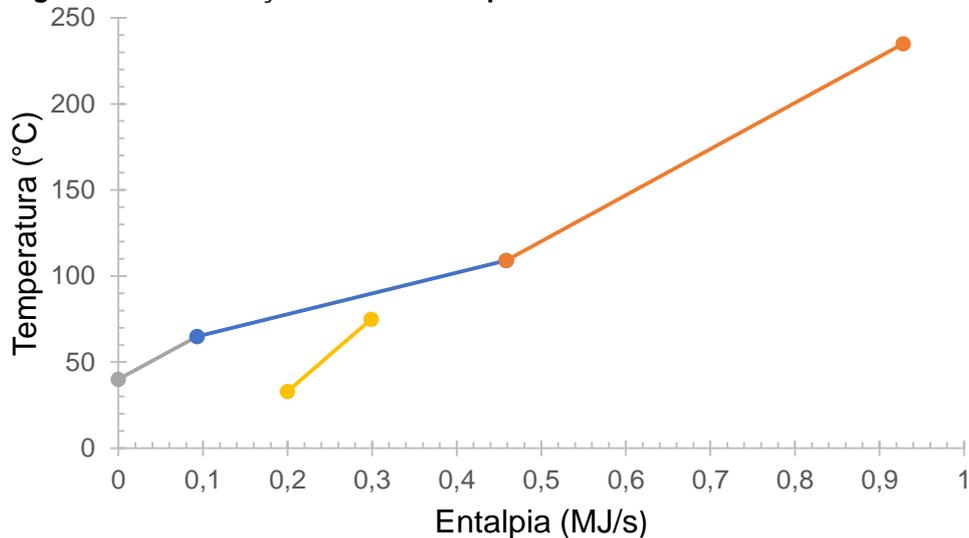


Fonte: Autoria própria (2018).

Como todos os dados de cascata são negativos, então será necessária apenas utilidade fria no processo para resfriar as correntes. Para a cascata acumulada adicionou-se 0,8457 MJ/s devido ser o maior valor de corrente negativa na cascata, e como na temperatura de 40°C obteve-se o valor de zero significa que

nessa temperatura é o Pinch do processo. A curva composta das correntes com o Pinch está disposta na Figura 96.

Figura 96 – Construção da curva composta com o Pinch.



Fonte: Autoria própria (2018).

Por meio do diagrama obteve-se a economia do processo em teores percentuais empregando a integração energética. Como para o processo é necessário 0,927992 MJ/s e a energia adicionada ao processo é de 0,8457 MJ/s a eficiência foi de 8,87%.

Para a obtenção da rede de trocadores de calor serão necessários 6 resfriadores, sendo um para a corrente de 70°C até 45°C, dois para a corrente antes do Pinch, já que a curva é composta de duas correntes diferentes que devem ser resfriadas, dois para a temperatura após a corrente fria até 114°C e um para a temperatura de 114°C até 240°C, dois trocadores de calor para a corrente fria com as duas correntes quentes e uma torre de resfriamento para a água a temperatura ambiente entrar no processo em uma temperatura de 15°C para o ΔT_{\min} ser 10°C.

Como o processo sem a integração energética consta de 2 resfriadores e um aquecedor, a MaraSul-Indústria de Óleos Vegetais optou por não implementar a integração energética e a rede de trocadores de calor, devido a economia de 8,87% de utilidades quentes e frias não compensar o custo dos novos equipamentos.

11 LAYOUT

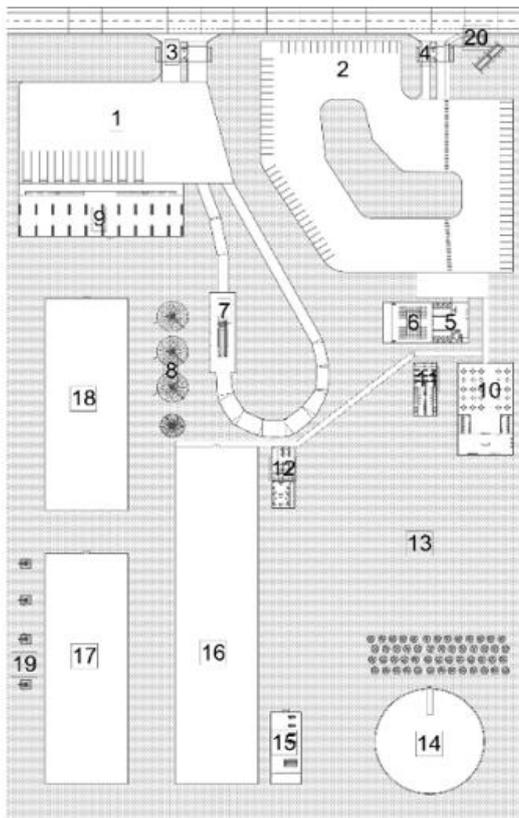
Planejar o layout industrial de uma empresa é uma das ferramentas que pode garantir a atividade dessa, uma vez que a disposição dos setores, das máquinas, de pessoas, dos materiais e dos produtos promove resultados desejáveis como melhor utilização do espaço e maior controle da qualidade (MOREIRA, 2016).

A planta baixa e a representação 3D da MaraSul foram elaboradas com os softwares ARCHICAD 21 (GRAPHISOFT, 2017) e Twinmotion 2019 (TWINMOTION, 2018).

11.1 Planta Baixa

A Figura 97 buscou aproveitar ao máximo o espaço disponível, com a distribuição feita com o intuito de diminuir o deslocamento entre os setores produtivos e entre os setores administrativos, além de demonstrar o espaço disponível visando a expansão da indústria.

Figura 97 – Planta baixa MaraSul.

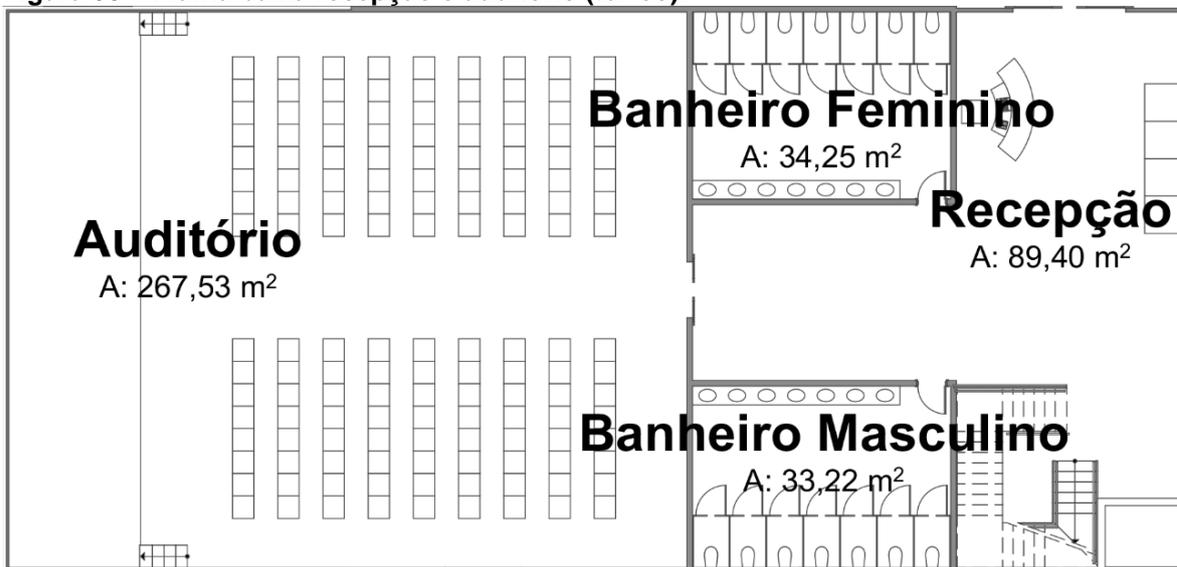


ID	EDIFICAÇÃO
1	Estacionamento de caminhões
2	Estacionamento de carros
3	Entrada de caminhões
4	Entrada de carros
5	Prédio da recepção e administração
6	Auditório
7	Tombador
8	Silos
9	Expedição
10	Prédio do restaurante
11	Almoxarifado e vestiários
12	Sala de controle e laboratório
13	Área de expansão
14	Lagoa de tratamento
15	Setor 5000
16	Setor 1000/2000
17	Setor 3000
18	Setor 4000
19	Torres de resfriamento
20	Ponto de ônibus

Fonte: Autoria própria (2018).

Nas Figuras de 98 a 102 as edificações da recepção e administração, auditório, restaurante e almoxarifado e vestiários são mostrados de modo detalhado.

Figura 98 – Planta baixa recepção e auditório (térreo).



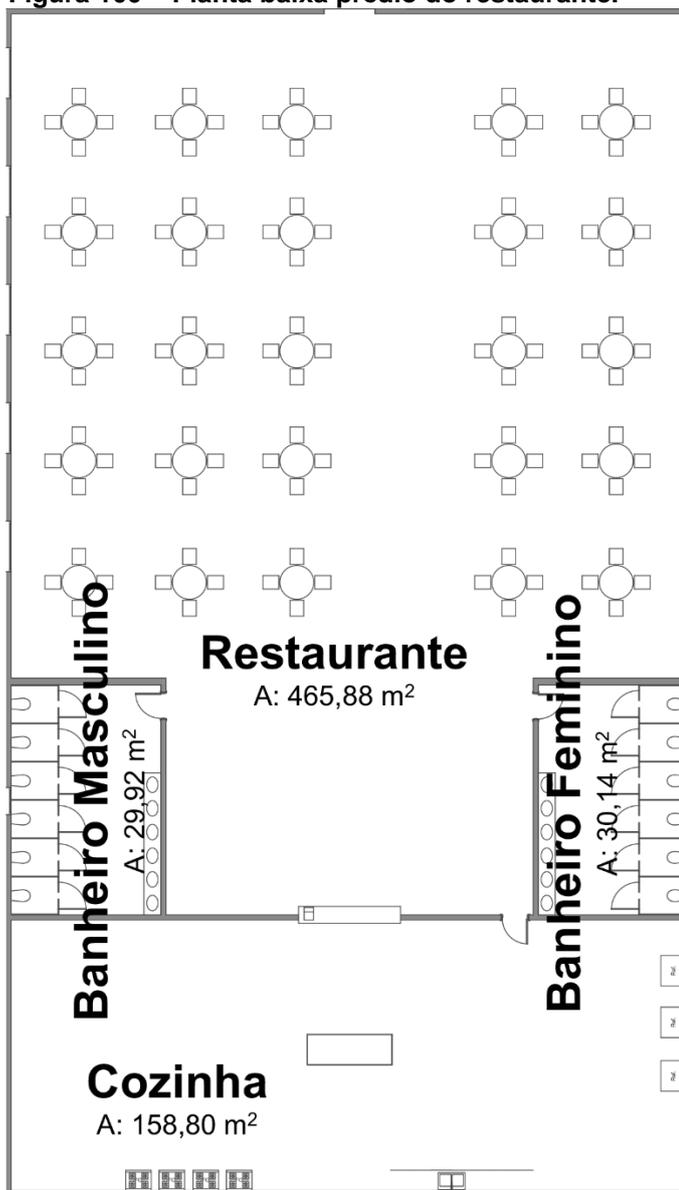
Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 99 – Planta baixa prédio administração (primeiro andar).



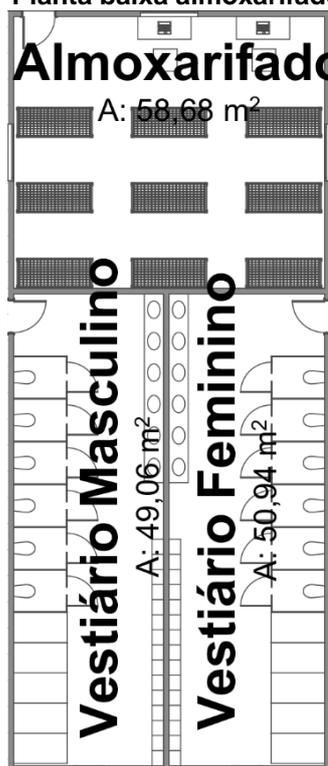
Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 100 – Planta baixa prédio do restaurante.



Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 101 – Planta baixa almoxarifado e vestiário.



Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 102 – Planta baixa sala de controle e laboratório.



Fonte: Autoria própria (2018).

Encontram-se na Tabela 45 as áreas de cada edificação presente na indústria.

Tabela 45 – Áreas das edificações.

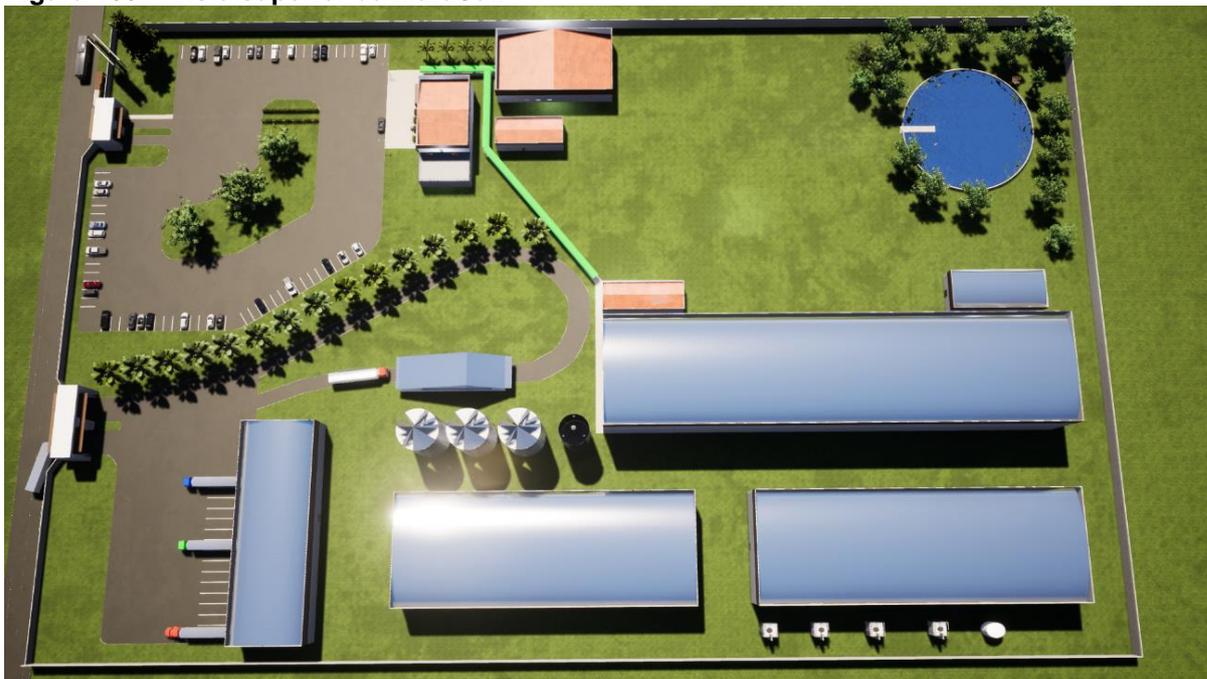
Ambiente	Área (m²)
TERRENO	57000,00
Estacionamento carros	5389,47
Estacionamento caminhões	2807,12
Tombador	287,50
Lagoa de tratamento de efluentes	1219,21
PRÉDIO RECEPÇÃO/ADM	944,80
Recepção	89,40
Banheiro Feminino (Térreo)	34,25
Banheiro Masculino (Térreo)	33,22
Auditório	267,53
Banheiro Feminino (1º piso)	16,09
Banheiro Masculino (1º piso)	16,09
Sala do chefe	41,24
RH	38,50
Financeiro	47,85
Sala de reuniões	69,44
Terraço	138,62
PRÉDIO ALMOXARIFADO E VESTIÁRIOS	170,27
Almoxarifado	58,56
Vestiário Feminino	50,94
Vestiário Masculino	49,06
PRÉDIO LABORATÓRIO E CONTROLE	198,15
Sanitário Masculino	12,00
Sanitário Feminino	12,00
Sala de controle	80,28
Laboratório	60,00
Hexano/NaOH	20,00
PRÉDIO RESTAURANTE	707,27
Cozinha	158,80
Banheiro masculino	29,92
Banheiro feminino	30,14
Restaurante	465,88
SETORES	
Expedição	1185,05
Setor 1000/2000	3821,15
Setor 3000	2610,00
Setor 4000	2400,00
Setor 5000 (caldeira)	249,70
Depósito de cavacos	44,00

Fonte: Autoria própria (2018).

11.2 Planta 3D

Para melhor visualização da MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais produziu-se a planta 3D, representada a seguir pelas Figuras de 103 a 113.

Figura 103 – Vista superior da MaraSul.



Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 104 – Vista frontal da MaraSul e entrada somente para carros.



Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 105 – Vista frontal da recepção.



Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 106 – Vista tombador e silos.



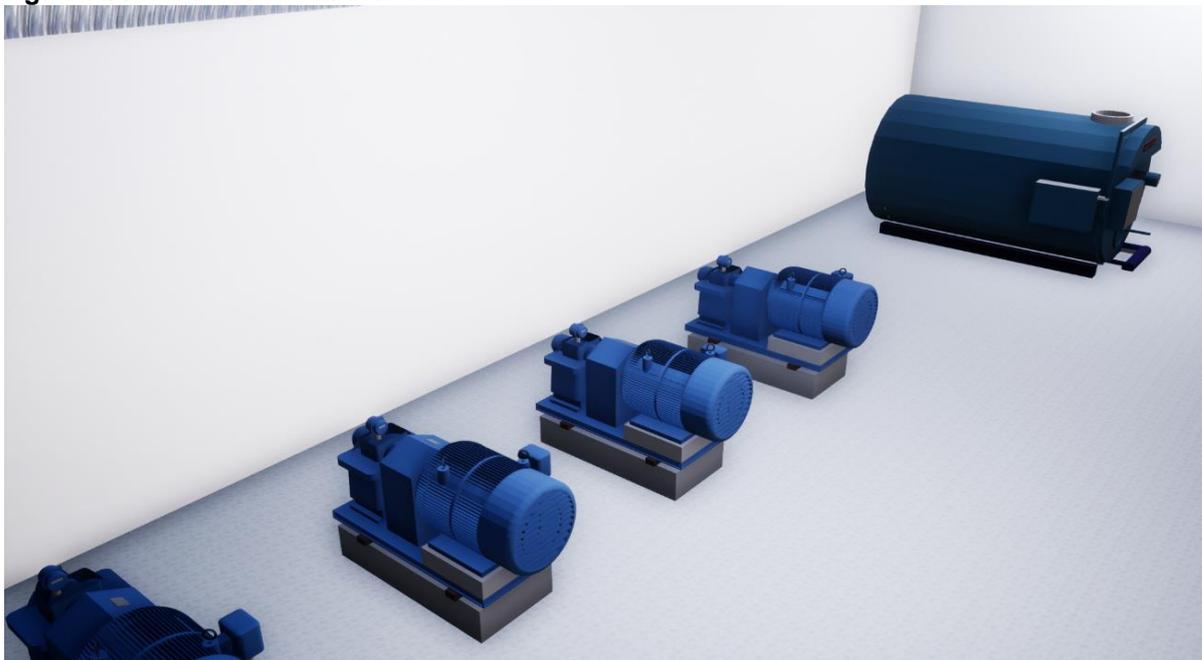
Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 107 – Vista torres de resfriamento e decantador.



Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 108 – Vista turbinas e caldeira.



Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 109 – Vista interior da sala de controle.



Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 110 – Vista interior do laboratório de controle de qualidade.



Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 111 – Vista interior da sala de reuniões.



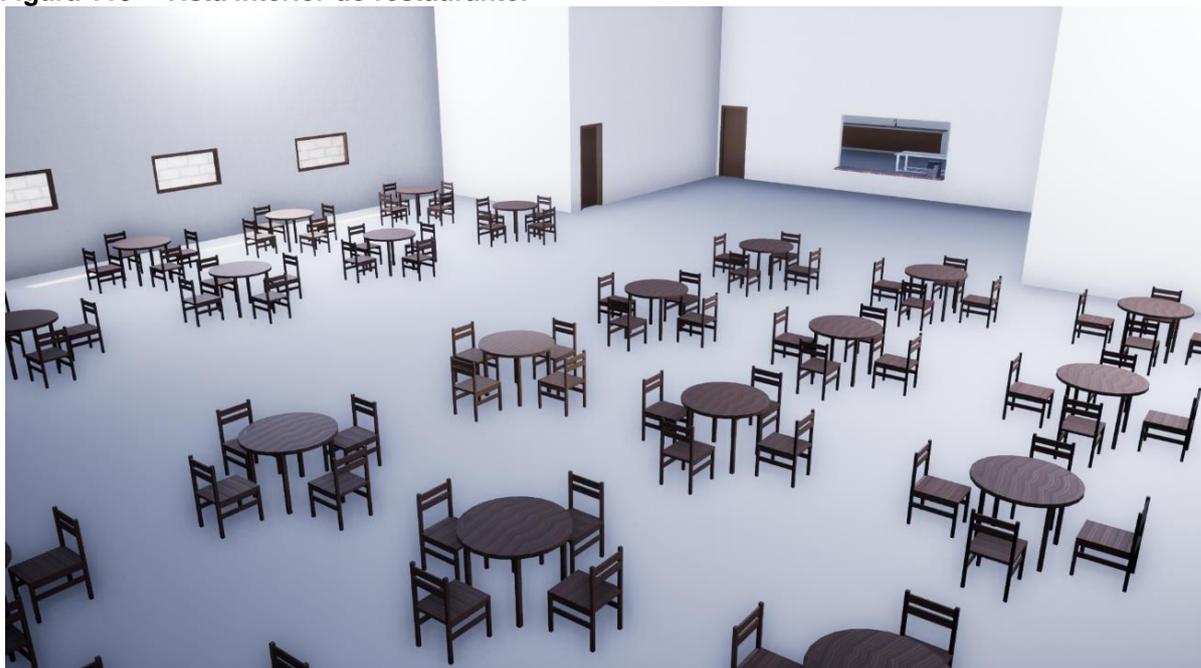
Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 112 – Vista interior do auditório.



Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 113 – Vista interior do restaurante.



Fonte: Autoria própria (2018).

12. UNIDADE DE TRATAMENTO DE EFLUENTES

12.1 Resíduos Sólidos

O destino para os resíduos sólidos da MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais é o aterro sanitário, não sendo necessário tratamento prévio para o descarte, esses são as impurezas resultantes das áreas de pré-limpeza, limpeza e a terra clarificante da área de branqueamento.

12.2 Águas Residuais

De acordo com Dkhissi *et al.* (2018), a etapa de refino dos óleos vegetais gera grandes quantidades de águas residuais, advindas dos processos de degomagem, neutralização e desodorização. Esse efluente possui alta concentração de demanda química de oxigênio (DQO) e componentes orgânicos. Na MaraSul-Indústria de Óleos Vegetais as águas que precisam passar por tratamento antes de serem descartadas são provenientes do decantador (44), da centrífuga III da área de neutralização (59) e do condensador C-4401 (70) com vazões mássicas de 5,402, 1,869 e 0,154 ton.h⁻¹, respectivamente.

Para o lançamento de efluentes diretamente no corpo receptor (Rio Tocantins) os padrões a serem seguidos são da Resolução CONAMA N°430/2011, que estabelece valores de pH na faixa de 5 a 9, remoção mínima de 60% da demanda bioquímica de oxigênio (DBO 5 dias a 20°C) e ausência de materiais flutuantes, demais parâmetros estão contidos na Tabela 46. Salienta-se que as águas do Rio Tocantins são da Classe 2, logo, a DBO máxima é de 5 mg/L O₂ (CONAMA, 2005).

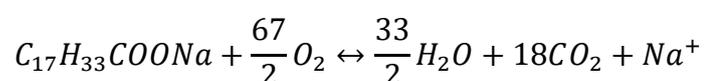
Tabela 46 – Padrões de lançamento de efluente no corpo receptor.

Parâmetros	Valor máximo
Temperatura	40°C
Materiais sedimentáveis	1 mL/L em teste de 1 hora em cone <i>Inmhoff</i>
Óleos minerais	20 mg/L
Óleos vegetais e gorduras animais	50 mg/L

Fonte: Adaptado de CONAMA (2011).

Uma vez que não há grande quantidade de sólidos, as etapas de tratamento preliminar e primário não são necessárias, as águas residuais seguem, então, para o tratamento secundário que visa remover a matéria orgânica dissolvida e suspensa.

Estimou-se a demanda teórica de oxigênio, sabendo que a reação ocorre conforme abaixo em que se considera o oleato de sódio como matéria orgânica. Como a matéria orgânica é advinda somente da área de neutralização, a massa específica da água foi considerada na temperatura de 69,7 °C, que é a temperatura em que a corrente contendo o sabão e água deixa a centrífuga III (CG-4202), sendo esse valor de 978 kg.m⁻³ (FOX *et al.*, 2014).



Do balanço de massa (Tabela 31) sabe-se que a quantidade de oleato de sódio presente nessas águas é de 4000 kg.h⁻¹ e que a resolução CONAMA N°357/2005 não estabelece padrão para o lançamento do íon sódio, a demanda teórica de oxigênio encontrada foi de 7,38 mg/L O₂. Após a redução de 60% prevista esse valor é de 2,95 mg/L O₂, sendo permitido dessa forma o descarte no Rio Tocantins.

O processo inicia-se em uma lagoa, em que os microrganismos (bactérias heterotróficas) degradam a matéria orgânica, em seguida, esse efluente segue para um processo de decantação para que haja sua clarificação e parte do lodo gerado no decantador retorna aos tanques de aeração para fornecer microrganismos enquanto a outra avança para o tratamento do lodo.

Para obter o volume da lagoa, determinou-se inicialmente o tempo de retenção, seguido da concentração de biomassa necessária para remover 60% da DBO e, assim, calculou-se o volume da lagoa que foi de 687,8 m³, os cálculos são apresentados no Apêndice U.

O volume do decantador requerido pela MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais para uma vazão de 7,542 m³.h⁻¹ é de 1,215 m³, no Apêndice U constam-se os cálculos do dimensionamento do decantador. A vazão de lodo gerada no decantador é de 1,9375 m³.h⁻¹ e não existe uma quantia exata fixada para retornar a lagoa.

12.3 Lodo

Os objetivos do tratamento do lodo são reduzir o volume e o teor de matéria orgânica. A primeira etapa consiste em reduzir a quantidade de água presente neste diminuindo, dessa forma, seu volume, sendo tal procedimento denominado adensamento. A próxima etapa é a digestão anaeróbica, que visa reduzir a matéria orgânica. Em seguida, o lodo passa pelo processo de desidratação e, por fim, descarta-se em aterro sanitário.

13. ANÁLISE FINANCEIRA

A análise financeira tem por objetivo compreender as finanças de um negócio com foco na garantia da sua estabilidade, viabilidade e capacidade de gerar lucro (CRESOL, 2017). Para isso analisa-se os custos fixos e custos variáveis, para posteriormente realizar-se o financiamento e fluxo de caixa. Como o fluxo de caixa é quantificado anualmente, considerou-se que a MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais opera 330 dias no ano em operação contínua com trinta e cinco dias de parada para manutenção e limpeza da linha de produção. Dessa forma, efetuou-se a análise financeira para verificação da viabilidade econômica do projeto.

13.1 Despesas fixas

As despesas fixas são gastos que existem em um período de tempo igualitário e independe da variação da quantidade de vendas do empreendimento (FERNANDES, 2018). Enquadram-se como despesas fixas o terreno para a empresa, a construção dessa obra, os equipamentos de produção, a infraestrutura administrativa e salário dos funcionários, cujo organograma se encontra no Apêndice S.

Para o cálculo do preço de cada equipamento, realizou-se a cotação do dólar com o custo de R\$3,85 (valor referente ao dia 09 de outubro de 2018) considerando o IOF (Imposto sobre Operações de Crédito, Câmbio e Seguro) equivalente a 1,02% do valor líquido (AGK, 2018), imposto de importação de 60% e ICMS (Imposto sobre circulação de mercadorias e serviços) de 18% (REDE JORNAL CONTÁBIL, 2018). Os valores dos equipamentos com as taxações de impostos já incluídas estão dispostos na Figura 114.

A MaraSul - Indústria de Óleos Vegetais emprega 134 pessoas, e considerando adicional noturno, taxa de INSS (Instituto Nacional do Seguro Social), FGTS (Fundo de Garantia do Tempo de Serviço), décimo terceiro salário, taxa de insalubridade, periculosidade e IRPF (Imposto de Renda de Pessoa Física) resultou em um custo anual de R\$ 4.442.719,93. O quadro de funcionários com seus respectivos salários e direitos estão contidos no Apêndice T.

Figura 114 – Despesas fixas.

Equipamentos Setor 1000	Quantidade	Preço Unitário (R\$)	Preço Total (R\$)
Tombador	1	R\$ 90.000,00	R\$ 90.000,00
Silo Plano	3	R\$ 3.222.969,37	R\$ 9.668.908,10
Máquina de Limpeza com Caixa de Peneira Aberta	1	R\$ 100.000,00	R\$ 100.000,00
Secador Médio Porte Torre de Colunas	1	R\$ 270.000,00	R\$ 270.000,00
Silo Elevado	1	R\$ 613.898,96	R\$ 613.898,96
Sub-Total	-	-	R\$ 10.742.807,06
Equipamentos Setor 2000	Quantidade	Preço Unitário (R\$)	Preço Total (R\$)
Peneira Vibratória	1	R\$ 75.000,00	R\$ 75.000,00
Secador Médio Porte Torre de Colunas	1	R\$ 200.000,00	R\$ 200.000,00
Balança	3	R\$ 45.000,00	R\$ 135.000,00
Quebrador	2	R\$ 690.636,29	R\$ 1.381.272,58
Separador de Casca	2	R\$ 805.742,34	R\$ 1.611.484,68
Condicionador Rotativo	1	R\$ 2.685.807,81	R\$ 2.685.807,81
Laminador	3	R\$ 1.918.434,15	R\$ 5.755.302,45
Secador /Resfriador	1	R\$ 5.371.615,60	R\$ 5.371.615,60
Sub-Total	-	-	R\$ 17.215.483,12
Equipamentos Setor 3000	Quantidade	Preço Unitário (R\$)	Preço Total (R\$)
Extrator	1	R\$ 230.212,10	R\$ 230.212,10
DTS	1	R\$ 5.112.627,00	R\$ 5.112.627,00
Filtro	1	R\$ 1.467,51	R\$ 1.467,51
Evaporador 1	1	R\$ 613.898,93	R\$ 613.898,93
Evaporador 2	1	R\$ 138.127,26	R\$ 138.127,26
Coluna de <i>stripping</i>	1	R\$ 767.373,66	R\$ 767.373,66
Misturador Estático	2	R\$ 78.048,78	R\$ 156.097,56
Separador de fases	1	R\$ 4.975,10	R\$ 4.975,10
Condensador 1	1	R\$ 8.000,00	R\$ 8.000,00
Condensador 2	1	R\$ 23.414,63	R\$ 23.414,63
Decantador	1	R\$ 29.268,29	R\$ 29.268,29
Tanque de armazenamento de óleo	1	R\$ 38.270,05	R\$ 38.270,05
Sub-Total	-	-	R\$ 7.123.732,09
Equipamentos Setor 4000	Quantidade	Preço Unitário (R\$)	Preço Total (R\$)
Misturador Estático	1	R\$ 1.534,75	R\$ 1.534,75
Centrifuga Degomadora	1	R\$ 230.212,10	R\$ 230.212,10
Tanque de Mistura	1	R\$ 4.690,00	R\$ 4.690,00
Tanque Misturador	2	R\$ 43.500,00	R\$ 87.000,00
Centrifuga Neutralizadora	2	R\$ 153.474,73	R\$ 306.949,46
Branqueador	1	R\$ 229.444,72	R\$ 229.444,72
Filtro Prensa	1	R\$ 460.424,20	R\$ 460.424,20
Desodorizador	1	R\$ 767.373,66	R\$ 767.373,66
Condensador 3	1	R\$ 7.634,28	R\$ 7.634,28
Trocador de Calor	3	-	R\$ 235.967,40
Máquina de Moldagem	1	R\$ 191.843,41	R\$ 191.843,41
Máquina Enchedora	1	R\$ 104.362,81	R\$ 104.362,81
Máquina Rotuladora	1	R\$ 38.368,68	R\$ 38.368,68
Sub-Total	-	-	R\$ 2.665.805,47
Equipamentos Setor 5000	Quantidade	Preço Unitário (R\$)	Preço Total (R\$)
Caldeira	1	R\$ 4.000.000,00	R\$ 4.000.000,00
Turbina	4	R\$ 765.400,98	R\$ 3.061.603,92
Sub-Total	-	-	R\$ 7.061.603,92
Outros Equipamentos	Quantidade	Preço Unitário (R\$)	Preço Total (R\$)
Torre de resfriamento	4	R\$ 390.243,90	R\$ 1.560.975,60
Decantador tratamento de efluentes	1	R\$ 50.000,00	R\$ 50.000,00
Bomba de Deslocamento Positivo	13	R\$ 7.658,38	R\$ 99.558,94
Bomba Centrífuga	7	R\$ 3.836,86	R\$ 26.858,02
Sub-Total	-	-	R\$ 1.737.392,56
Terreno e Construção Civil	Quantidade	Preço Unitário (R\$)	Preço Total (R\$)
Terreno	-	R\$ 2.200.000,00	R\$ 2.200.000,00
Obras	-	R\$ 15.000.000,00	R\$ 15.000.000,00
Demais Investimentos	Quantidade	Preço Unitário (R\$)	Preço Total (R\$)
Carro	3	R\$ 40.000,00	R\$ 120.000,00
Ônibus	1	R\$ 350.000,00	R\$ 350.000,00
Materiais de Controle	-	R\$ 100.000,00	R\$ 100.000,00
Laboratório	-	R\$ 80.000,00	R\$ 80.000,00
Treinamento de Funcionários	-	R\$ 50.000,00	R\$ 50.000,00
EPI	-	R\$ 50.000,00	R\$ 50.000,00
Materiais Administrativos	-	R\$ 80.000,00	R\$ 80.000,00
TOTAL	85	R\$ 48.534.791,29	R\$ 64.576.824,22

Fonte: Autoria própria (2018).

13.2 Despesas variáveis

Segundo Fernandes (2015), despesas variáveis flutuam com relação as mudanças na produção, ou seja, os valores são alterados de acordo com a quantidade produzida pela empresa. Como exemplo disso podem ser considerados os insumos, custo de mão de obra com horas extras e energia elétrica.

Primeiramente, deve-se conhecer o custo da energia elétrica da indústria para determinar o custo diário da produção de óleo de soja (SEBRAE, 2013). Com o custo do kWh do Maranhão de R\$ 0,654 (O IMPARCIAL, 2018) elaborou-se a Figura 115 com todos os gastos de energia elétrica da MaraSul - Indústria de Óleos Vegetais.

Figura 115 – Custo de energia (R\$/dia).

Equipamentos Setor 1000	Energia Requerida (kW)	Custo de Energia (R\$/dia)
Máquina de Limpeza com Caixa de Peneira Aberta	14,7	R\$ 230,73
Secador Médio Porte Torre de Colunas	100,087	R\$ 1.570,97
Sub-Total	-	R\$ 1.801,70
Equipamentos Setor 2000	Energia Requerida (kW)	Custo de Energia (R\$/dia)
Secador Médio Porte Torre de Colunas	80,046	R\$ 1.256,40
Quebrador	60	R\$ 941,76
Separador de Casca	36	R\$ 565,06
Condicionador	44,1	R\$ 692,19
Laminador	330	R\$ 5.179,68
Secador/Resfriador Rotativo	75	R\$ 1.177,20
Sub-Total	-	R\$ 9.812,29
Equipamentos Setor 3000	Energia Requerida (kW)	Custo de Energia (R\$/dia)
Extrator	380	R\$ 5.964,48
DTS	380	R\$ 5.964,48
Evaporador 1	80	R\$ 1.255,68
Evaporador 2	60	R\$ 941,76
Coluna de <i>Stripping</i>	80	R\$ 1.255,68
Torres de resfriamento	88	R\$ 1.381,25
Sub-Total	-	R\$ 16.763,33
Equipamentos Setor 4000	Energia Requerida (kW)	Custo de Energia (R\$/dia)
Tanque Misturador	11,04	R\$ 173,28
Centrífuga Degomadora	22	R\$ 345,31
Tanque de Polipropileno	0,22	R\$ 3,45
Centrífuga Neutralizadora	44	R\$ 690,62
Branqueador	32	R\$ 502,27
Filtro Prensa	1,5	R\$ 23,54
Desodorizador	8	R\$ 125,57
Trocadores de calor	15	R\$ 235,44
Sub-Total	-	R\$ 2.099,50
Demais instalações	100	R\$ 1.569,60
Custo diário		R\$ 32.046,41
Custo anual		R\$ 10.575.316,40

Fonte: Autoria própria (2018).

Dessa forma, o custo anual gasto com energia necessária envolvendo todos os equipamentos foi de R\$ 10,5 milhões.

Para efetuar o cálculo do capital de giro, deve-se quantificar o valor total de insumos no primeiro ano de operação industrial. Dessa forma, todos os insumos necessários para a produção de óleo de soja refinado estão expostos na Figura 116.

Figura 116 – Preço e quantidade anual dos insumos.

Referências	Insumos	Preço	Consumo Anual
AGROLINK (2018)	Soja em grão (ton)	R\$ 1.170,00	396000
CONTROL-LAB (2018)	Hexano (m ³)	R\$ 0,014	1374,05
GOTAQUÍMICA (2018)	NaOH (kg)	R\$ 3,00	95040
MFRURAL (2018)	Cavaco de Eucalipto (ton)	R\$ 92,11	41271,1
CAEMA (2016)	Água do Processo (m ³)	R\$ 8,36	98931,41
CAEMA (2016)	Água de Resfriamento (m ³)	R\$ 8,36	4980,25
GUANGJI (20-??)	Terra clarificante (kg)	R\$ 0,78	1916,64
GREENYARD (2018)	Tampa de garrafa (un)	R\$ 0,04	6,54E+07
SUNSWELL (2018)	Pré-forma (900 mL)	R\$ 0,10	6,54E+07
ALIBABA (2018)	Rótulo da embalagem (un)	R\$ 0,02	3,26E+06
CASA DO PAPELÃO (2018)	Caixa de papelão (un)	R\$ 3,50	6,54E+07

Fonte: Autoria própria (2018).

Segundo Agrolink (2018), o preço da saca da soja de 60 kg cotado no período entre outubro e novembro de 2018 na região de Balsas (MA) foi de R\$ 70,00, o que resulta em aproximadamente R\$ 1170,0 por tonelada. Sabendo-se disso, elaborou-se a Tabela 47 que informa o custo de produção anual referente aos três primeiros anos da MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais.

Tabela 47 – Custo anual de produção - três primeiros anos de empreendimento.

Ano	Custo de Produção Anual
1	R\$ 322.398,99
2	R\$ 523.069.872,58
3	R\$ 503.529.610,87

Fonte: Autoria própria (2018).

O primeiro ano foi destinado à construção da indústria, não havendo gastos com insumos para início da produção. Porém, no segundo semestre do mesmo ano, o setor administrativo conferido por advogado empresarial, almoxarife, diretor geral, gerente administrativo financeiro, gerente comercial, secretários e supervisor de recursos humanos, bem como telefonistas/SAC, porteiros e zeladores entrou em

vigor. Dessa forma, o valor do salário desses funcionários neste período foi contabilizado em R\$ 322.398,99.

No segundo ano, a MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais iniciará a produção de óleo de soja refinado e realizará a compra de todos insumos necessários para produção, bem como o pagamento de seus colaboradores.

Com base nas quantidades de insumos, a MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais necessita de aproximadamente 4980,25 m³ de água de resfriamento no primeiro ano de produção. Porém, sabendo-se que há uma perda de 30,8% de água por evaporação nas torres de resfriamento, o valor que deverá ser repostado no segundo ano de produção é equivalente a 1.533,92 m³. Portanto, o valor anual referente aos insumos para o terceiro ano é inferior ao segundo, pois o custo com a água de resfriamento é menor pela recirculação no processo.

13.3 Capital de Giro

De acordo com Sebrae (2017), capital de giro significa capital de trabalho, ou seja, o capital necessário para financiar a continuidade das operações da empresa, como recursos para financiamento aos clientes, recursos para manter estoques e recursos para pagamento aos fornecedores (compras de matéria prima ou mercadorias de revenda), pagamento de impostos, salários e despesas operacionais.

Para suprir a necessidade financeira para iniciar a produção industrial da MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais estipulou-se um capital de giro de três meses (n). O cálculo deste capital é realizado pela Equação 134.

$$\text{Capital de Giro} = \frac{\text{Custo do 1º ano de produção (R\$/ano)}}{12 \text{ meses}} \cdot n \quad (134)$$

Levando-se em consideração o valor total de insumos comprados anualmente pela MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais, o capital de giro deve ser igual a R\$ 130.767.468,14.

13.4 Financiamento

A MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais optou por um financiamento do tipo Sistema de Amortização Constante (SAC) oferecido pelo Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social (BNDES), que tem por objetivo arcar com as despesas iniciais da indústria como aquisição de máquinas e infraestrutura. Além disso, a quantia concedida será paga em longo prazo.

O investimento inicial foi estimado em R\$ 195.666.691,35, o que compreende todos os custos fixos, capital de giro e salários dos funcionários administrativos no segundo semestre do ano de construção. Desse investimento 50,34% virão de sócios e o restante (R\$ 98.492.351,09) do financiamento.

A simulação desse investimento foi efetuada no site do BNDES estipulando um prazo de 10 anos para o pagamento do financiamento, com 2 anos de carência. A carência diz respeito ao prazo em que a indústria levará para pagar a primeira parcela do financiamento. Dessa forma, a taxa de juros cobrada pelo BNDES é de 14,94% a.a (BNDES, 2018).

Dos 12 anos do financiamento, o ano zero refere-se ao período destinado ao pedido do empréstimo, bem como da resolução de questões burocráticas para construção e início das atividades. O ano um é destinado à construção do empreendimento, enquanto que os anos de 2 a 11 representam o período de produção industrial, conforme demonstrado na Tabela 48.

Tabela 48 – Financiamento do BNDES.

Ano	Saldo Devedor (R\$)	Juros (R\$)	Amortização (R\$)	Parcela (R\$)
0	98.492.351,09	0,00	0,00	0,00
1	113.207.108,35	14.714.757,25	0,00	0,00
2	101.886.397,51	16.913.141,99	11.320.710,83	28.233.852,82
3	90.565.686,68	15.221.827,79	11.320.710,83	26.542.538,62
4	79.244.975,84	13.530.513,59	11.320.710,83	24.851.224,42
5	67.924.265,01	11.839.199,39	11.320.710,83	23.159.910,23
6	56.603.554,17	10.147.885,19	11.320.710,83	21.468.596,03
7	45.282.843,34	8.456.570,99	11.320.710,83	19.777.281,83
8	33.962.132,50	6.765.256,79	11.320.710,83	18.085.967,63
9	22.641.421,67	5.073.942,60	11.320.710,83	16.394.653,43
10	11.320.710,83	3.382.628,40	11.320.710,83	14.703.339,23
11	0,00	1.691.314,20	11.320.710,83	13.012.025,03

Fonte: A autoria própria (2018).

O juro é calculado a partir do ano em que se pede o investimento, aumentando assim o saldo devedor do ano 1. Com base nesse valor, calcula-se a amortização, a qual é a razão entre o saldo devedor e o prazo para pagamento do financiamento (10 anos). Por definição, amortização é a extinção de uma dívida através de pagamentos periódicos e uma vez que é utilizado o SAC, esses valores são constantes. A soma do juro com a amortização corresponde ao valor da parcela, a qual será paga anualmente pela indústria.

13.5 Depreciação

Entende-se por depreciação a perda de valor por obsolescência ou desgaste natural de um bem físico. Para mensurar a depreciação do capital consideram-se os ativos fixos da empresa juntamente com a taxa anual de depreciação. A Tabela 49 apresenta estes valores, sendo a taxa fornecida pela Receita Federal.

Tabela 49 – Depreciação dos bens.

Ativos fixos	Valor	Taxa Anual	Depreciação 1º Ano
Equipamentos	R\$ 46.546.824,22	10,00%	R\$ 4.654.682,42
Veículos	R\$ 470.000,00	20,00%	R\$ 94.000,00
Materiais de controle	R\$ 100.000,00	10,00%	R\$ 10.000,00
Laboratório	R\$ 80.000,00	10,00%	R\$ 8.000,00
Materiais Administrativos	R\$ 80.000,00	10,00%	R\$ 8.000,00
Obras	R\$ 15.000.000,00	4,00%	R\$ 600.000,00
Total	R\$ 62.276.824,22	-	R\$ 5.374.682,42

Fonte: Autoria própria (2018).

A depreciação é calculada pela multiplicação entre a taxa anual e o valor do ativo fixo. Para o ano seguinte, o valor desse ativo será equivalente a subtração entre o valor do ativo fixo do ano anterior e a quantidade depreciada. Para calcular as demais depreciações, uma taxa média foi obtida pela razão entre a depreciação e o valor total dos ativos do primeiro ano, correspondendo a 8,63%. Com essa média, construiu-se a Tabela 50.

Tabela 50 – Custo anual da depreciação.

Ano	Valor total	Valor depreciado
1	R\$ 62.276.824,22	R\$ 5.374.682,42
2	R\$ 56.902.141,80	R\$ 4.910.830,72
3	R\$ 51.991.311,08	R\$ 4.487.010,85
4	R\$ 47.504.300,23	R\$ 4.099.767,94
5	R\$ 43.404.532,29	R\$ 3.745.945,30
6	R\$ 39.658.587,00	R\$ 3.422.658,64
7	R\$ 36.235.928,36	R\$ 3.127.272,62
8	R\$ 33.108.655,74	R\$ 2.857.379,33
9	R\$ 30.251.276,41	R\$ 2.610.778,66
10	R\$ 27.640.497,75	R\$ 2.385.460,39
11	R\$ 25.255.037,36	R\$ 2.179.587,79

Fonte: Autoria própria (2018).

13.6 Lucro bruto anual e impostos

Lucro bruto anual

Para contabilizar o lucro bruto anual da MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais considerou-se uma perda de 1% de óleo refinado por conta dos possíveis vazamentos ao longo do processo. Na Tabela 51 está representada a receita bruta total obtida pela venda do produto principal (óleo de soja), dos produtos secundários (farelo, cascas, borra e lecitina) e concessão de energia elétrica.

Tabela 51 – Lucro bruto anual por produto vendido.

Referência	Produto	Preço	Lucro Bruto Anual
MFRURAL (2018)	Óleo de soja (900 mL)	R\$ 3,50	R\$ 226.149.000,00
AUTORIA PRÓPRIA (2018)	Farelo de soja (1000 Kg)	R\$ 1.400,00	R\$ 363.575.520,00
MRFRURAL (2018)	Lecitina de soja bruta (1 Kg)	R\$ 16,00	R\$ 63.740.160,00
ARTALIMENTOS (20-??)	Borra de soja (1 Kg)	R\$ 0,60	R\$ 394.416,00
MFRURAL (2018)	Casca de soja (1 Kg)	R\$ 0,40	R\$ 11.198.880,00
CEMAR (2018)	Energia elétrica (kWh)	R\$ 0,52	R\$ 221.115,58
	Total	-	R\$ 665.279.091,58

Fonte: Autoria própria (2018).

O gasto médio anual de energia elétrica pela MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais é de R\$ 10.575.316,40 com um custo de R\$ 0,654/kWh. Como as turbinas à vapor da indústria produzem 4,24.10⁵ kWh anual e o valor de concessão pela Companhia Energética do Maranhão é de R\$ 0,52/kWh optou-se pela venda de maneira a reduzir o custo com a energia da planta industrial.

Impostos

Para o faturamento líquido mensal da empresa considera-se os tributos cobrados sobre o faturamento bruto, sendo eles o IRPJ (Imposto de Renda – Pessoa Jurídica), PIS (Programa de Integração Social), COFINS (Contribuição para o financiamento da seguridade social), CSLL (Contribuição social sobre o lucro líquido), ICMS (Imposto sobre circulação de mercadorias e serviços) e ISSQN (Imposto sobre serviços de qualquer natureza). Dessa forma, elaborou-se a Tabela 52 que contém todos os tributos fixos atribuídos a MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais.

Tabela 52 – Tributos fixos

Referência	Tributo	Taxa
PORTAL TRIBUTÁRIO (2018)	IRPJ	15%
CONTABILIDADE NO BRASIL (2018)	PIS	2%
CONTABILIDADE NO BRASIL (2018)	COFINS	8%
PORTAL TRIBUTÁRIO (2018)	CSLL	12%
REDE JORNAL CONTÁBIL (2018)	ICMS	18%
SEMFAZ (2018)	ISSQN	5%

Fonte: Autoria própria (2018).

13.7 Fluxo de caixa

O fluxo de caixa é uma ferramenta essencial para o planejamento e controle financeiro que contabiliza as entradas e saídas monetárias permitindo, dessa forma, uma visão presente e futura do empreendimento (SEBRAE, 2018).

As saídas são dadas pelos impostos diretos, custo de produção, despesas gerais fixas, depreciação, juros do financiamento, pró-labore e imposto de renda, enquanto que as entradas são a receita bruta anual e o lucro líquido.

Dois conceitos importantes na computação do fluxo de caixa é o EBITDA (sigla em inglês para *Earnings before interest, taxes, depreciation and amortization*), que representa a geração de recursos de uma empresa somente nas atividades operacionais. O outro conceito é o LAIR (Lucro Antes do Imposto de Renda) que é relativo às atividades não operacionais. O cálculo do primeiro considera a receita bruta anual, os impostos diretos, o custo de produção anual e a despesa geral fixa,

enquanto que o LAIR é o EBITDA acrescido da depreciação e juros do financiamento. O lucro líquido é, então, obtido considerando o imposto de renda no LAIR.

Outra definição importante é o pró-labore referente a remuneração que os sócios recebem pela sua participação na empresa. Os cinco sócios da MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais recebem por mês um valor equivalente a R\$ 50.000,00.

De posse desses dados, o fluxo de caixa consiste na soma do lucro líquido, depreciação, amortização e pró-labore. Nas Figuras 117 e 118 estão demonstrados os valores de cada parâmetro e o fluxo de caixa da MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais. Para melhor ilustração dos valores de fluxo de caixa expostos pela Figura 117 e 118, criou-se a Figura 119.

Figura 117 – Fluxo de caixa anual da MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais.

FLUXO DE CAIXA						
DRE - MaraSul - Indústria de Óleos Vegetais	0º Ano	1º Ano	2º Ano	3º Ano	4º Ano	5º Ano
Receita bruta anual	R\$ -	R\$ -	R\$ 665.279.091,58	R\$ 665.279.091,58	R\$ 665.279.091,58	R\$ 665.279.091,58
Impostos diretos	R\$ -	R\$ 29.821,91	-R\$ 62.927.579,41	-R\$ 71.574.145,21	-R\$ 71.574.145,21	-R\$ 71.574.145,21
Custo de produção/ano	R\$ -	-R\$ 322.398,99	-R\$ 523.069.872,58	-R\$ 503.529.610,87	-R\$ 503.529.610,87	-R\$ 503.529.610,87
Despesa geral fixa	R\$ -	-R\$ 322.398,99	-R\$ 4.442.719,93	-R\$ 4.442.719,93	-R\$ 4.442.719,93	-R\$ 4.442.719,93
EBITDA	R\$ -	-R\$ 614.976,07	R\$ 74.838.919,67	R\$ 85.732.615,57	R\$ 85.732.615,57	R\$ 85.732.615,57
Depreciação (-)	R\$ -	-R\$ 5.374.682,42	-R\$ 4.910.830,72	-R\$ 4.487.010,85	-R\$ 4.099.767,94	-R\$ 3.745.945,30
Juros do financiamento	R\$ -	-R\$ 14.714.757,25	-R\$ 16.913.141,99	-R\$ 15.221.827,79	-R\$ 13.530.513,59	-R\$ 11.839.199,39
LAIR	R\$ -	-R\$ 20.704.415,75	R\$ 53.014.946,96	R\$ 66.023.776,93	R\$ 68.102.334,04	R\$ 70.147.470,88
Imposto de renda	R\$ -	R\$ 3.105.662,36	-R\$ 7.952.242,04	-R\$ 9.903.566,54	-R\$ 10.215.350,11	-R\$ 10.522.120,63
Lucro líquido	R\$ -	-R\$ 17.598.753,39	R\$ 45.062.704,92	R\$ 56.120.210,39	R\$ 57.886.983,93	R\$ 59.625.350,25
Depreciação (+)	R\$ -	R\$ 5.374.682,42	R\$ 4.910.830,72	R\$ 4.487.010,85	R\$ 4.099.767,94	R\$ 3.745.945,30
Amortização	R\$ -	R\$ -	R\$ 11.320.710,83	R\$ 11.320.710,83	R\$ 11.320.710,83	R\$ 11.320.710,83
Pró-Labore	R\$ -	R\$ -	-R\$ 3.000.000,00	-R\$ 3.000.000,00	-R\$ 3.000.000,00	-R\$ 3.000.000,00
Fluxo de caixa líquido	R\$ -	-R\$ 12.224.070,97	R\$ 58.294.246,47	R\$ 68.927.932,07	R\$ 70.307.462,71	R\$ 71.692.006,38

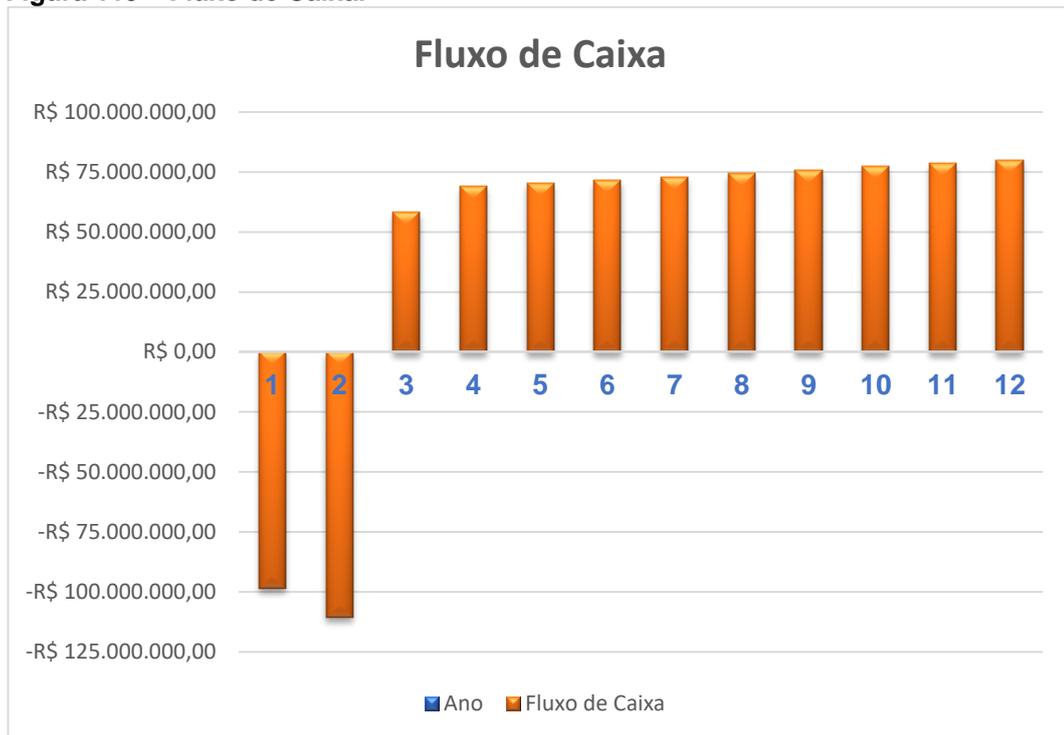
Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 118 – Fluxo de caixa anual da MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais (Continuação)

FLUXO DE CAIXA						
DRE - MaraSul - Indústria de Óleos Vegetais	6º Ano	7º Ano	8º Ano	9º Ano	10º Ano	11º Ano
Receita bruta anual	R\$ 665.279.091,58					
Impostos diretos	-R\$ 71.574.145,21					
Custo de produção/ano	-R\$ 503.529.610,87					
Despesa geral fixa	-R\$ 4.442.719,93					
EBITDA	R\$ 85.732.615,57					
Depreciação (-)	-R\$ 3.422.658,64	-R\$ 3.127.272,62	-R\$ 2.857.379,33	-R\$ 2.610.778,66	-R\$ 2.385.460,39	-R\$ 2.179.587,79
Juros do financiamento	-R\$ 10.147.885,19	-R\$ 8.456.570,99	-R\$ 6.765.256,79	-R\$ 5.073.942,60	-R\$ 3.382.628,40	-R\$ 1.691.314,20
LAIR	R\$ 72.162.071,74	R\$ 74.148.771,95	R\$ 76.109.979,45	R\$ 78.047.894,31	R\$ 79.964.526,78	R\$ 81.861.713,58
Imposto de renda	-R\$ 10.824.310,76	-R\$ 11.122.315,79	-R\$ 11.416.496,92	-R\$ 11.707.184,15	-R\$ 11.994.679,02	-R\$ 12.279.257,04
Lucro líquido	R\$ 61.337.760,98	R\$ 63.026.456,16	R\$ 64.693.482,53	R\$ 66.340.710,17	R\$ 67.969.847,76	R\$ 69.582.456,55
Depreciação (+)	R\$ 3.422.658,64	R\$ 3.127.272,62	R\$ 2.857.379,33	R\$ 2.610.778,66	R\$ 2.385.460,39	R\$ 2.179.587,79
Amortização	R\$ 11.320.710,83					
Pró-Labore	-R\$ 3.000.000,00					
Fluxo de caixa líquido	R\$ 73.081.130,45	R\$ 74.474.439,62	R\$ 75.871.572,69	R\$ 77.272.199,66	R\$ 78.676.018,99	R\$ 80.082.755,17

Fonte: Autoria própria (2018).

Figura 119 – Fluxo de Caixa.



Fonte: Autoria própria (2018).

Nos dois primeiros anos de fluxo de caixa, a MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais não apresentou valores positivos devido a ser o período de recebimento do financiamento e da construção do empreendimento. Nos anos posteriores, o fluxo de caixa foi positivo por conta do início das atividades produtivas.

13.8 Payback, Valor Presente Líquido e Taxa Interna de Retorno

O *payback* é o prazo de retorno do investimento e funciona como um indicador de atratividade, permitindo a verificação do prazo para o investimento se pagar, ou seja, para recuperar o valor referente ao investimento. Para tanto, inicialmente deve-se adotar uma Taxa Mínima de Atratividade (TMA) e determinar o VPL (Valor Presente Líquido), que atua como indicador de viabilidade. A Equação 135 apresenta o cálculo para o VPL, sendo FC o fluxo de caixa e o índice j o ano correspondente ao FC.

$$VPL = \sum_{j=0}^N \frac{FC_j}{(1+TMA)^j} \quad (135)$$

Quando um empreendimento apresenta um VPL positivo, indica que o investimento é satisfatório, isto é, gera lucro para o investidor. Para simulação do investimento, a TMA considerada foi de 10%. Este valor está acima da taxa SELIC de 6,5% referente ao dia 01 de novembro de 2018, de acordo com o Banco Central do Brasil, sendo adotada como taxa básica de juros para investimentos no país (BCB, 2018).

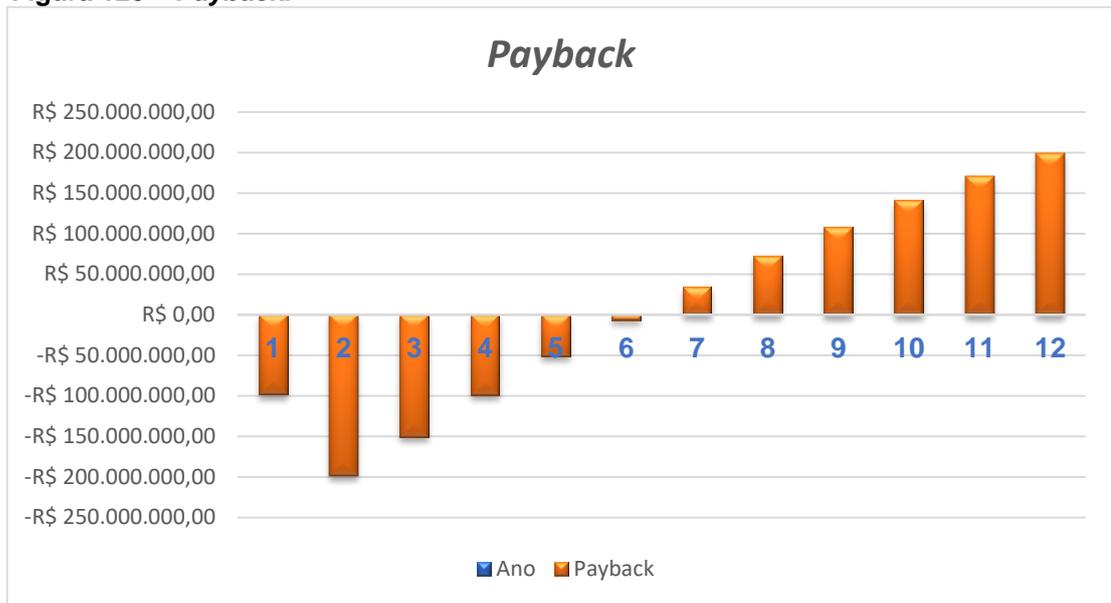
O *payback* é determinado através da soma do *payback* do ano anterior com o VPL atual, salientando que, no ano zero tanto o valor presente, quanto o *payback* assumem os valores do fluxo de caixa. A Tabela 53 apresenta os valores de fluxo de caixa, valor presente e *payback*.

Tabela 53 – Fluxo de caixa, valor presente e *payback*.

Ano	Fluxo de Caixa	Valor Presente	<i>Payback</i>
0	-R\$ 98.492.351,09	-R\$ 98.492.351,09	-R\$ 98.492.351,09
1	-R\$ 110.716.422,06	-R\$ 100.651.292,78	-R\$ 199.143.643,87
2	R\$ 58.294.246,47	R\$ 48.177.063,20	-R\$ 150.966.580,67
3	R\$ 68.927.932,07	R\$ 51.786.575,56	-R\$ 99.180.005,11
4	R\$ 70.307.462,71	R\$ 48.020.943,04	-R\$ 51.159.062,07
5	R\$ 71.692.006,38	R\$ 44.515.095,45	-R\$ 6.643.966,62
6	R\$ 73.081.130,45	R\$ 41.252.392,92	R\$ 34.608.426,30
7	R\$ 74.474.439,62	R\$ 38.217.163,29	R\$ 72.825.589,59
8	R\$ 75.871.572,69	R\$ 35.394.648,61	R\$ 108.220.238,20
9	R\$ 77.272.199,66	R\$ 32.770.955,84	R\$ 140.991.194,04
10	R\$ 78.676.018,99	R\$ 30.333.011,16	R\$ 171.324.205,20
11	R\$ 80.082.755,17	R\$ 28.068.517,14	R\$ 199.392.722,34

Fonte: Autoria própria (2018).

Construiu-se a Figura 120 com o intuito de visualizar quando ocorrerá o retorno do investimento.

Figura 120 – Payback.

Fonte: Autoria própria (2018).

Observa-se que a MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais irá retornar o investimento entre o sexto e sétimo ano. Além disso, o VPL obtido foi de R\$ 82.782.979,79, caracterizando-se assim como um empreendimento viável. Outra forma de avaliar a viabilidade financeira é por meio da Taxa Interna de Retorno (TIR) que evidencia o rendimento de um projeto considerando a mesma periodicidade dos fluxos de caixa do mesmo. A viabilidade econômica é confirmada se a TMA adotada for menor que a TIR.

Seu cálculo consiste em zerar o VPL e é expresso na Equação 136.

$$0 = \sum_{j=1}^N \frac{FC_j}{(1+TIR)^j} - FC_0 \quad (136)$$

A TIR obtida para a MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais foi de 27%, valor esse maior que a TMA adotada, de 10%. Logo, conclui-se que o projeto de produção de óleo de soja no Maranhão é viável economicamente, sendo, portanto, sua implementação justificada.

14 CONCLUSÃO

A MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais instalada no município de Estreito (MA) se mostrou capaz de processar a quantidade proposta de 0,50 milhões de toneladas de soja ao ano para produção e venda do óleo de soja Liosoy para as regiões norte e nordeste do Brasil.

O desenvolvimento do trabalho como um todo contribuiu para que o resultado alcançado fosse satisfatório, com destaque para os balanços de massa e energia, conhecimento adquirido e trabalhado ao longo da graduação. Por meio desses conseguiu-se dimensionar e/ou especificar os equipamentos e quantificar as utilidades empregadas no processo.

A implementação da empresa é justificada através da análise financeira, em que o retorno do investimento se dará após o quarto ano de produção. Nessa análise considerou-se todas as despesas, como custos com construção e equipamentos, e todas as fontes de receita, advindas principalmente da venda do farelo de soja e do óleo de soja.

REFERÊNCIAS

AALBORG. **Caldeira Aalborg 3-PASS**. 2018. Disponível em: <<http://www.aalborg-industries.com.br/general.php?ix=93>> Acesso em: 03 out. 2018.

ABIOVE – Associação Brasileira das Indústrias de Óleos Vegetais. **Empresas Associadas**. 2018. Disponível em: <<http://www.abiove.org.br/site/index.php?page=associados&area=My0xLTQ=>>. Acesso em: 21 jan. 2018.

ABIOVE - Associação Brasileira das Indústrias de Óleos Vegetais. **Estatística Mensal do Complexo Soja**. 2017. Disponível em: <<http://www.abiove.org.br/site/index.php?page=estatistica&area=NC0yLTE=>>. Acesso em: 19 jan. 2018.

ADOBE Photoshop CC , version 19.1.3: Apucarana. Adobe Copyright, 2018. Conjunto de Programas. 1 CD-ROM.

ADVFN. **Boletim Focus**. 2018. Disponível em: <<https://br.advfn.com/economia/boletim-focus>>. Acesso em: 13 out. 2018.

AGK. **Cotações e simulador**. 2018. Disponível em: <<https://www.agkcorretora.com.br/cotacoes-e-simulador/>>. Acesso em: 08 out. 2018.

AGROLINK. **Tecnologia de sementes – Secagem, Beneficiamento e Armazenagem**. 2016. Disponível em: <https://www.agrolink.com.br/sementes/tecnologia-sementes/secagem--beneficiamento-e-armazenagem_361343.html>. Acesso em: 14 mar. 2018

AGROLINK. **Cotações**. 2018. Disponível em: <<https://www.agrolink.com.br/cotacoes/graos/soja/soja-em-grao-sc-60kg>>. Acesso em: 20 mar. 2018.

AGROLINK. **Cotações**. 2018. Disponível em: <https://www.agrolink.com.br/cotacoes/graos/soja/soja-em-grao-sc-60kg?fbclid=IwAR1MezR3RB-4fTMJuiaEUnHBM1yI3BhZnYeM96KgX6lo_Dx7itiAnEiFmCQ>. Acesso em: 03 nov. 2018.

ALIBABA. **Custom PET garrafa de plástico adesivo**. 2018. Disponível em: <<https://portuguese.alibaba.com/product-detail/custom-pet-adhesive-plastic-bottle-label-printing-vial-labels-60747742658.html?spm=a2700.8699010.normalList.2.4ab41421Fx0g4d&s=p>>. Acesso em 03 nov. 2018.

ALIBABA. **Industrial torre de resfriamento**. Disponível em: <<https://portuguese.alibaba.com/product-detail/industrial-cooling-tower-bnx-series-cooling-equipment-839575462.html>> Acesso em: 19 out. 2018.

ALIBABA. **Personalizado rótulos dos frascos de PET garrafa de plástico adesivo de impressão de etiquetas**. 2018. Disponível em: <<https://portuguese.alibaba.com/product-detail/custom-pet-adhesive-plastic-bottle-label-printing-vial-labels-60747742658.html?spm=a2700.8699010.normalList.2.4ab41421Fx0g4d&s=p>>. Acesso em: 11 out. 2018.

ALIBABA. **Preço de fábrica Ativada Terra de Branqueamento de óleos vegetais decoloring refinar**. 2018. Disponível em: <<https://portuguese.alibaba.com/product-detail/factory-price-activated-bleaching-earth-for-vegetable-oils-decoloring-refining-60586441852.html>>. Acesso em: 11 out. 2018.

ALIBABA. **Tanque de armazenamento de óleo de palma**. 2018. Disponível em: <<https://portuguese.alibaba.com/product-detail/Hot-sale-stainless-palm-oil-storage-60628710398.html?spm=a2700.galleryofferlist.normalList.350.1508213d6Hr1kq>> Acesso em: 20 out. 2018.

ALIBABA. **The good machinery for making crude soybean oil**. 2018. Disponível em: <<https://portuguese.alibaba.com/product-detail/the-good-machinery-for-making-crude-soy-bean-oil-made-in-china-60534367344.html?spm=a2700.8699010.29.156.25356d67ZS5OGA>>. Acesso em: 11 out. 2018.

ALIBABA. **Venda por atacado de plástico com tampa de rosca de alumínio com tampa de rosca de plástico frascos de óleo de oliva**. 2018. Disponível em: <<https://portuguese.alibaba.com/product-detail/wholesale-plastic-screw-cap-with-aluminum-plastic-screw-cap-olive-oil-bottles-60609582998.html?spm=a2700.8699010.normalList.34.44e9135dITo2nS>>. Acesso em: 11 out. 2018.

ALIBABA. **0.1 Grau de Precisão Preço Competitivo DMF – Série Medidor de Fluxo De Combustível Da Turbina**. 2018. Disponível em:

<<https://portuguese.alibaba.com/p-detail/0-1-precision-grade-competitive-price-dmf-series-fuel-flow-meter-turbine-60746179766.html>>. Acesso em: 11 out. 2018.

ALIBABA. **36MM óleo Comestível pré-formas PET para garrafa de óleo comestível 2.5 ltr.** 2018. Disponível em: < <https://portuguese.alibaba.com/product-detail/36mm-Edible-oil-PET-preform-for-60662879661.html?spm=a2700.galleryofferlist.normalList.127.7d653f3bcoxOEe&s=p> >. Acesso em: 11 out. 2018.

ALLOCCO. 2018. Disponível em: <<http://allocco.com.ar/es/home/>> Acesso em: 19 out. 2018.

AIBA – ASSOCIAÇÃO DE AGRICULTORES E IRRIGANTES DA BAHIA. **Classificação de grãos.** Barreiras, p. 1-23, 2017. Disponível em: < <http://aiba.org.br/wp-content/uploads/2017/01/Cartilha-Classificacao-de-Graos-Versao-Digital.pdf> >. Acesso em: 20 mar. 2018.

ANAPOLSKI, J. L. P.; INDRUSIAK, M. L. S. SÍNTESE ENERGÉTICA DE UMA REDE DE TROCADORES DE CALOR DE UM PROCESSO DE REFINO DE ÓLEO DE SOJA. **PERSPECTIVA.** Erechim, v. 39, n. 146, p. 27-42, 2015. Disponível em: < http://www.uricer.edu.br/site/pdfs/perspectiva/146_507.pdf > Acesso em: 04 out. 2018.

APROSOJA BRASIL. **Safra 2016/2017 comprova viabilidade do Matopiba.** 2017. Disponível em: < <http://aprosojabrasil.com.br/2014/safra-20162017-comprova-viabilidade-do-matopiba/> >. Acesso em: 14 mar. 2018.

APROSOJA BRASIL. **Uso da Soja.** 2014. Disponível em: < <http://aprosojabrasil.com.br/2014/sobre-a-soja/uso-da-soja/> >. Acesso em: 25 jan. 2018.

ARTALIMENTOS. **Lecitina de Soja líquida.** 20-??. Disponível em: <<https://www.artalimentos.com.br/amaciantes/lecitina-de-soja-liquida>> Acesso em 03 nov. 2018.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 12209: Projeto de estações de tratamento de esgoto sanitário.** Rio de Janeiro, p. 12. 2011.

ATLAS DO DESENVOLVIMENTO HUMANO DO BRASIL. **Perfil do município de Estreito, MA.** 2013. Disponível em:

<http://www.atlasbrasil.org.br/2013/pt/perfil_m/estreito_ma#trabalho>. Acesso em: 15 mar. 2018.

A SOJA: HISTÓRIA, TENDÊNCIAS E VIRTUDES. **Revista Funcionais e Nutracêuticos**, São Paulo, Insumos, p. 28-40, 2007. Disponível em: <<https://www.agrolink.com.br/downloads/soja%20-%20hist%C3%B3ria%2C%20tend%C3%Aancias%20e%20virtudes.pdf>> . Acesso em: 17 jan. 2018.

BCB. **Histórico das taxas de juros**. 2018. Disponível em: <<https://www.bcb.gov.br/pt-br/#!/c/COPOMJUROS/>>. Acesso em: 03 nov. 2018.

BEI, N. V.; **Otimização do Processo de Degomagem de Óleo de Soja por Membrana Cerâmica**. 2005. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Alimentos) – Faculdade de Alimentos, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2005.

BENITES, C. I. **Destilado da desodorização do óleo de soja como suplemento de vitamina E**. 2008. Dissertação (Mestrado em Engenharia e Ciência de Alimentos) – Faculdade de Engenharia de Alimentos, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2008.

BLOWENGG. **Garrafa de água (900 ml) máquina de moldagem por sopro**. 2018. Disponível em: <<https://portuguese.alibaba.com/product-detail/Water-bottle-900ml-blow-molding-machine-50034710613.html?spm=a2700.galleryofferlist.normalList.58.6c352ab5cNiTJu&fbclid=IwAR0qAeJ8VK1ZfV1upacb2UzpNfPcQtAOd1bML7-yVMLeSHmRCd56W2auMSo>>. Acesso em: 04 nov. 2018.

BLS. **BLS Tanque Misturador/ Máquina De Mistura De Cosméticos/ Shampoo Tanque de Mistura**. 20-??. Disponível em: <<https://portuguese.alibaba.com/product-detail/bls-tank-mixer-cosmetic-mixing-machine-shampoo-mixing-tank-60513320379.html>>. Acesso em: 11 out. 2018.

BNDES. **Fluxo de caixa: o que é e como implantar**. 2018. Disponível em: <<http://www.sebrae.com.br/sites/PortalSebrae/artigos/fluxo-de-caixa-o-que-e-e-como-implantar,b29e438af1c92410VgnVCM100000b272010aRCRD>>. Acesso em 03 nov. 2018.

BNDES. **Simule o seu financiamento**. 2018. Disponível em: <https://www.bndes.gov.br/wps/portal/site/home/financiamento/simulador/?productCode=AOI_011&valorBem=51086996.81&percentualFinanciado=100&prazoFinanciam>

ento=30&prazoCarenca=3&spreadAgente=6&projecaoinflacaoAnual=6.5>. Acesso em: 11 out. 2018.

BNDES. Taxa de Longo Prazo – TLP. 2018. Disponível em: <<https://www.bndes.gov.br/wps/portal/site/home/financiamento/guia/custos-financeiros/tlp-taxa-de-longo-prazo>>. Acesso em: 13 out. 2018.

BRASIL. Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento. Instrução Normativa nº 795, de 15 de dezembro de 1993. Aprova as anexas Normas de Identidade, Qualidade, Embalagem, Marcação e Apresentação do Óleo de Soja Bruto, do Óleo de Soja Degomado e do Farelo de Soja.

BORGES, P.A.P; FENGLER, C.; CERVI, A. Estimativa da difusividade térmica de grãos de soja pelo método da compactação. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**, Campina Grande, v. 13, n.5, p. 591-595, 2009. Disponível em: <<http://www.scielo.br/pdf/rbeaa/v13n5/v13n05a12.pdf>> Acesso em: 22 out. 2018.

BOSCH HOLDINGS. **Long tube evaporator.** 2017. Disponível em: <<http://www.boschholdings.co.za/bosch-projects-presents-american-society-sugar-cane-technologists-assct/long-tube-evaporator/>> Acesso em: 15 out. 2018.

BRASIL, A.N. **Máquinas Termohidráulicas de Fluxo.** Universidade de São Paulo. Lorena, SP. 2010.

BRASIL. Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento. Instrução Normativa nº 49, de 26 de dezembro de 2006. Aprova o Regulamento Técnico de Identidade e Qualidade dos Óleos Vegetais Refinados; a Amostragem; os Procedimentos Complementares; e o Roteiro de Classificação de Óleos Vegetais Refinados.

BRASIL. Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento. Instrução Normativa nº 11, de 15 de maio de 2007. Estabelece o Regulamento Técnico da Soja, definindo o seu padrão oficial de classificação, com os requisitos de identidade e qualidade intrínseca e extrínseca, a amostragem e a marcação ou rotulagem, na forma do Anexo.

BRASIL. Conselho Nacional do Meio Ambiente. Resolução N°357, de 17 de março de 2005. Dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes, e dá outras providências – CONAMA.

BRASIL. Conselho Nacional do Meio Ambiente. Resolução N°430, de 31 de maio de 2011. Dispõe sobre as condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução n°357, de 17 de março de 2005, do Conselho Nacional do Meio Ambiente – CONAMA.

BRASIL. Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento. **Projeções do Agronegócio**. 2017. Disponível em: <<http://www.agricultura.gov.br/assuntos/politica-agricola/todas-publicacoes-de-politica-agricola/projecoes-do-agronegocio/projecoes-do-agronegocio-2017-a-2027-versao-preliminar-25-07-17.pdf>>. Acesso em 15 mar. 2018.

BRAVAECO. **Peneira Vibratória**. 2018. Disponível em: <<http://www.bravaeco.ind.br/produto/peneira-vibratoria/28>> Acesso em: 19 out. 2018.

BRITO, L. **Produção de grãos no Matopiba é promissora para os próximos 10 anos**. 2017. Disponível em: <<http://maranhaonegocios.com/uncategorized/producao-de-graos-no-matopiba-e-promissora-para-os-proximos-10-anos/#prettyPhoto>> . Acesso em: 14 mar. 2018.

CAEMA. **Estrutura Tarifária**. 2016. Disponível em: <<http://gsan.caema.ma.gov.br:8080/gsan/exibirConsultarEstruturaTarifariaPortalCae maAction.do>>. Acesso em: 11 out. 2018.

CAEMA. **Companhia de Saneamento Ambiental do Maranhão**. 2016. Disponível em <<http://gsan.caema.ma.gov.br:8080/gsan/exibirConsultarEstruturaTarifariaPortalCae maAction.do>>. Acesso em: 03 nov. 2018.

CÂMARA, G. M de S. **Introdução ao agronegócio soja**. 2015. Disponível em:<<http://www.esalq.usp.br/departamentos/lpv/sites/default/files/LPV%200584%202015%20-%20Soja%20Apostila%20Agronegocio.pdf>>. Acesso em: 26 jan. 2018.

CARVALHO, C. O. **Comparação entre métodos de extração do óleo de *Mauritia flexuosa* L.f. (ARECACEAE- buriti) para o uso sustentável na reserva de desenvolvimento Tupé: rendimento e atividade antimicrobiana**. 2011. 110 f. Dissertação (Mestrado em Biotecnologia e Recursos Naturais) – Universidade do Estado do Amazonas, Manaus. Disponível em: <<http://www.pos.uea.edu.br/data/area/titulado/download/27-2.pdf>> Acesso em: 20 out. 2018.

CEMAR. **Companhia Energética do Maranhão**. 2018. Disponível em: <<http://www.cemar116.com.br/home2018>>. Acesso em:

ÇENGEL, Y. A.; GHAJAR, A. J. **Transferência de Calor e Massa: Uma abordagem prática**. 4 ed. Porto Alegre: AMGH, 2012.

CHINA DINGZHOU. **Rotocel extractor equipment**. 2014. Disponível em: <<http://www.oilmillchina.com/info/Rotocel-extractor-equipment-166-1.htm>> Acesso em: 20 set. 2018.

CLIMATE-DATA. **Clima Central do Maranhão**. 2018. Disponível em: <<https://pt.climate-data.org/america-do-sul/brasil/maranhao/central-do-maranhao-313648/>> Acesso em: 04 set. 2018.

CONAB - Companhia Nacional de Abastecimento. **Acompanhamento da safra brasileira de grãos**. Brasília, v. 5, n. 4, p. 1-132, 2018. Disponível em: <http://www.conab.gov.br/OlalaCMS/uploads/arquivos/18_01_11_14_17_49_graos_4_o_levantamento.pdf>. Acesso em: 29 jan. 2018.

CONAB - Companhia Nacional de Abastecimento. **SOJA**. 2017. Disponível em: <http://www.conab.gov.br/OlalaCMS/uploads/arquivos/17_01_17_16_19_20_soja_2a_semana_-_09_a_13-01-17.pdf>. Acesso em: 20 jan. 2018.

CONTABILIDADE NO BRASIL. **PIS E COFINS E SUA COMPLEXIBILIDADE**. 2016. Disponível em: <<https://www.contabilidadenobrasil.com.br/pis-e-cofins/#modalidades-o-pis>>. Acesso em: 11 out. 2018.

CONTROL-LAB. **Hexano PA 1000 mL – Alphatec**. 2018. Disponível em: <<https://www.lojacontrollab.com.br/reagentes-quimicos/hexano-pa-1000ml-alphatec/>>. Acesso em 03 nov. 2018

CRESOL. **Análise financeira da empresa: aprenda como fazer**. 2018. Disponível em: <<https://www.cresol.com.br/blog/analise-financeira-da-empresa-como-fazer/>>. Acesso em: 03 nov. 2018.

CUSTÓDIO, A. F. **Modelagem e simulação do processo de separação de óleo de soja-hexano por evaporação**. 2003. 247 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2003. Disponível em: <http://repositorio.unicamp.br/bitstream/REPOSIP/266512/1/Custodio_AlineFerrao_M.pdf>. Acesso em: 24 mar. 2018.

ÇENGEL, Y. A.; GHAJAR, A. J. **Transferência de Calor e Massa: Uma abordagem prática**. 4 ed. Porto Alegre: AMGH, 2012.

DEPEC – Departamento de Pesquisas e Estudos Econômicos. **SOJA**. 2017. Disponível em: <https://www.economiaemdia.com.br/EconomiaEmDia/pdf/infset_soja.pdf>. Acesso em: 21 jan. 2018.

DESHPANDE, S. D.; BAL, Satish. Specific Heat of Soybean. **Journal of Food Process Engineering**. v. 22, p. 469-477, 1999.

DIJKSTRA, A.J. Soybean Oil. **Encyclopedia of Food and Health**. p. 58-63. 2016. Disponível em: <<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/B9780123849472006383>>. Acesso em: 23 mai. 2018.

DIJKSTRA, A. J. Vegetable Oils: Composition and Analysis. **Encyclopedia of Food and Health**. p. 357-364, 2016.

DKHISSI, O.; HAKMAOUI, A. El; SOUABI, S.; CHATOUI, M.; JADA, A.; AKSSIRA, M. Treatment of vegetable oil refinery wastewater by coagulation-flocculation process using the cactus as a bio-flocculant. **J. Mater. Environ. Sci.** Oujda, v. 9, p. 18-25, 2018

DONGTAI. **Máquina de enchimento de óleo de cozinha**. Disponível em: <<https://m.portuguese.alibaba.com/p-detail/Automatic-cooking-Oil-Filling-Machine-soybean-60092286935.html?spm=a2700.galleryofferlist.normalList.31.3f6b62c4Gjr6KC&s=p&subject=Automatic--cooking--Oil--Filling--Machine--soybean&detailId=60092286935&language=portuguese&redirect=1>> Acesso em: 24 out. 2018.

DUTTA, B.K. **Principles of Mass Transfer and Separation Processes**. PHI: New Delhi, 2009. Disponível em: <<https://pt.scribd.com/doc/262798152/Binay-K-Dutta-Principles-Of-Mass-Transfer-And-S-BookZZ-org-pdf>> Acesso em: 21 out. 2018.

EATON.**Produtos e soluções/Filtração/Separadores Gás/Líquido**. Disponível em: <<http://www.eaton.com.br/EatonBR/ProductsSolutions/Filtration/SeparadoresG%C3%A1sL%C3%ADquido/SeparadoresG%C3%A1sL%C3%ADquido/TipoDTLseco/index.htm#tabs-1>> Acesso em: 18 out. 2018.

EMBRAPA. **Melhoramento da soja para regiões de baixas latitudes**. 1999. Disponível em: <<http://www.cpatsa.embrapa.br/catalogo/livroorg/sojamelhoramento.pdf>>. Acesso em: 10 mar. 2018.

EMBRAPA SOJA. **Soja em números (safra 2016/2017)**. 2017. Disponível em: <<https://www.embrapa.br/soja/cultivos/soja1/dados-economicos>>. Acesso em: 29 jan. 2018.

EMBRAPA SOJA. **Tecnologias de Produção de Soja – Região Central do Brasil 2004**. Londrina, 2003.

EMIR, A. **Produção de soja aumenta 3,5 milhões de toneladas em vinte anos**. 2017. Disponível em: <<http://maranhaohoje.com/producao-de-soja-aumenta-35-milhoes-de-toneladas-em-vinte-anos/>> . Acesso em: 15 mar. 2018.

EXTECH LINK. **Separação de cascas/expansão/secagem/extração/dts/tratamento de farelo**. 2018. Disponível em: <<http://www.etl.ind.br/index.php>>. Acesso em: 16 set. 2018.

FASINA, O. O.; COLLEY, Z. Viscosity and specific heat of vegetable oils as a function of temperature: 35 °C to 180°C. **International Journal of Food Properties**. V. 11, n. 4, p. 738-746, 2008. Disponível em: <<https://www.tandfonline.com/doi/pdf/10.1080/10942910701586273>> Acesso em: 15 set. 2018.

FERNANDES, R. **Você sabe a diferença entre custo fixo e custo variável?**. 2015. Disponível em: <<https://capitalsocial.cnt.br/diferenca-entre-custo-fixo-e-custo-variavel/>>. Acesso em: 03 nov. 2018.

FERNANDES, D. P. **Custos diretos, indiretos, fixos e variáveis**. 2018. Disponível em: <<https://www.treasy.com.br/blog/custos-diretos-indiretos-fixos-e-variaveis/#O-que-e-custo-fixo>> Acesso em: 03 nov. 2018.

FERREIRA, A. K. **Torre de resfriamento didática**. Trabalho de Conclusão de Curso, Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Medianeira – PR. 2012. Disponível em: <http://repositorio.roca.utfpr.edu.br/jspui/bitstream/1/1379/1/MD_COMIN_2012_2_09.pdf> Acesso em: 20 out. 2018.

FOELKEL, C. **Utilização da Biomassa do Eucalipto para Produção de Calor, Vapor e Eletricidade**. Eucalyptus Online Book & Newsletter. 2016. Disponível em: <http://eucalyptus.com.br/eucaliptos/PT44_Geracao_Calor_Vapor_Eletricidade.pdf>. Acesso em 23 out. 2018.

FORMIGONI, I. **Dados dos principais produtores mundiais de soja**. 2017. Disponível em: < <http://www.farmnews.com.br/mercado/produtores-mundiais-de-soja/>>. Acesso em: 28 jan. 2018.

FOUST, A. **Princípios das Operações Unitárias**. 2ª ed. Editora LTC, 1982.

FOX, Robert W.; PRITCHARD, Philip J.; McDONALD, Alan T. **Introdução à mecânica dos fluidos**. 8. ed. LTC, 2014.

FUENTES, P. H. A. **Avaliação da qualidade de óleos de soja, canola, milho e girassol durante o armazenamento**. 2011. 109 f. Dissertação (Mestrado em Ciência dos Alimentos) – Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis. 2011. Disponível em: < <https://repositorio.ufsc.br/bitstream/handle/123456789/95494/297094.pdf>> Acesso em: 20 set. 2018.

GAUTO, M. A.; ROSA, G. R. **Química industrial**. Editora Bookman: Porto Alegre, 2013.

GEANKOPLIS, Christie John. **Procesos de transporte y operaciones unitárias**. 3. ed. México: CECOSA, 1998.

GOOGLE. **Google Earth. Version online**. 2018. Estreito – MA. Disponível em: <<https://earth.google.com/web/@-6.5464625,-47.43807944,164.33361239a,2807.35557176d,35y,-0h,0t,0r>>. Acesso em: 16 mar. 2018.

GORUN. **Stainless steel mixing tank with agitator**. 20-??. Disponível em: < https://www.alibaba.com/product-detail/Stainless-steel-mixing-tank-with-agitator_60721840985.html>. Acesso em: 11 out. 2018.

GOTAQUÍMICA. **Soda Líquida 50%**. 2018. Disponível em: <<https://gotaquimica.com.br/noticia/soda-liquida/>>. Acesso em: 11 out. 2018.

GRABE. **TANQUES DE POLIPROPILENO**. 20-??. Disponível em: < http://www.grabe.com.br/tanques-de-polipropileno.php?gclid=Cj0KCCQjw6fvdBRCbARIsABGZ-vS2QzyCw-ZpsFY6CZeCwoqnB05-m3Clj4Qo7MPAAZ-08VqwE__8PGEaAkshEALw_wcB>. Acesso em: 11 out. 2018.

GRAPHISOFT ARCHICAD, version 21: Apucarana, 2017. Conjunto de Programas. 1 CD-ROM.

GREENYARD. **Tampa de rosca de plástico.** 2018. Disponível em: <<https://portuguese.alibaba.com/product-detail/wholesale-plastic-screw-cap-with-aluminum-plastic-screw-cap-olive-oil-bottles-60609582998.html?spm=a2700.8699010.normalList.34.44e9135dlTo2nS>> Acesso em 03 nov. 2018.

GREGGIO, E. A.; BONINI, E. A. Soybean Quality and Oil Acidity Rates. **Revista em Agronegócios e Meio Ambiente**, v. 7, n. 3, p. 645–658, 2014.

GUANGJI. **Terra de branqueamento de óleos vegetais decoloring.** 20-??. Disponível em: <<https://portuguese.alibaba.com/product-detail/factory-price-activated-bleaching-earth-for-vegetable-oils-decoloring-refining-60586441852.html>>. Acesso em 03 nov. 2018.

GUARIENTI, É. P. **O solvente hexano no processo de extração de óleo de soja.** Projeto de Estágio de Conclusão de Curso – Faculdade Três de Maio, Três de Maio, 2009. Disponível em: <<http://w3.ufsm.br/engproducao/wp-content/uploads/Modelo%20de%20Projeto%20de%20Pesquisa.pdf>> . Acesso em: 24 mar. 2018.

HIDRALFOR. **Tombadores.** 2018. Disponível em: <<http://hidralfor.com.br/tombadores/>> Acesso em: 19 out. 2018.

HIMMEBLAU, David Mautner; RIGGS; James L. **Engenharia química: princípios e cálculos.** 8 ed. Rio de Janeiro, RH: LTC, 2014.

HIPER CENTRIFUGATION. **Centrífuga clarificadora.** 2018. Disponível em: <<http://www.hipercentrifugation.com.br/centrifuga-clarificadora>>. Acesso em: 11 out. 2018.

HIPER CENTRIFUGATION. **CENTRÍFUGA DE ÓLEO DIESEL.** 2018. Disponível em: <<http://www.hipercentrifugation.com.br/centrifuga-oleo-diesel>>. Acesso em: 11 out. 2018.

IBGE. **Histórico do município de Estreito – MA.** 2016. Disponível em: <<https://cidades.ibge.gov.br/painel/historico.php?codmun=210405>>. Acesso em 15 mar. 2018.

INCROPERA, F.P.; DEWITT, D. P.; BERGMAN, T. L.; LAVINE, A.S. **Fundamentos de transferência de calor e de massa**. 6 ed. Rio de Janeiro: LTC, 2008.

INFOJOBS. **Gerente de produção**. Disponível em: <https://www.infojobs.com.br/artigos/Gerente_de_Produ%C3%A7%C3%A3o__2143.aspx>. Acesso em 02 nov. 2018.

INFOJOBS. **Operador de produção**. Disponível em: <https://www.infojobs.com.br/artigos/Operador_de_Produ%C3%A7%C3%A3o__2149.aspx>. Acesso em 02 nov. 2018.

JEPSSON, Ulf. **Modelling Aspects of Wastewater Treatment Processes**. Lund: Lund University, 1996.

JÚNIOR, C. C. F. **INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA DA ETAPA DE EXTRAÇÃO DE ÓLEO DE SOJA, UTILIZANDO A ANÁLISE PINCH**. 2009. 97 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Estadual do Oeste do Paraná, 2009. Disponível em: <<http://livros01.livrosgratis.com.br/cp119168.pdf>> Acesso em: 04 out. 2018.

KEPLER WEBER. 2018. Disponível em: <<http://www.kepler.com.br/>> Acesso em: 19 out. 2018.

KORETSKY, Milo D. **Termodinâmica para engenharia química**. 1. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2007.

KRZYZANOWSKI, F. C.; HENNING, A. A.; FRANÇA-NETO, J. de B.; LORINI, I.; HENNING, F. A.; GAZZIERO, D. L. P. **Tecnologias para produção de sementes**. 2015. Disponível em: <<https://www.embrapa.br/busca-de-publicacoes/-/publicacao/1006543/tecnologias-para-producao-de-sementes-de-soja>>. Acesso em: 14 mar. 2018.

LOPES, K. da S. **AVALIAÇÃO DA ETAPA DE CLARIFICAÇÃO DO ÓLEO DE SOJA ATRAVÉS DE PLANEJAMENTO COMPOSTO CENTRAL E INVESTIGAÇÃO DO POTENCIAL DE MELHORIA ENERGÉTICA NO PROCESSAMENTO DA SOJA**. 2008. 157 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Processos Térmicos e Químicos) – Universidade Federal do Paraná, 2008. Disponível em: <<http://www.pipe.ufpr.br/portal/defesas/dissertacao/139.pdf>>. Acesso em: 28 mai. 2018.

LIU, K. Soybean: Overview. **Encyclopedia of Food Grains**. 2. ed. v. 1, p. 228-236, 2016.

MALLET, Adriano. **Secadores de Grãos – Rentabilize Sua Operação**. 2009. Disponível em: <https://www.agrolink.com.br/colunistas/coluna/secadores-de-graos--rentabilize-sua-operacao-_385651.html> Acesso em: 26 ago. 2018.

MANDARINO, J. M. G.; ROESSING, A. C. **Tecnologias para produção do óleo de soja**: descrição das etapas, equipamentos, produtos e subprodutos. Londrina: Embrapa Soja, 2001.

MARQUEZ, Gabriel. **Entenda quais são as 7 tarefas do setor financeiro de uma empresa**. 2018. Disponível em:< <https://nfe.io/blog/financeiro/tarefas-do-setor-financeiro/>> Acesso em: 02 nov. 2018.

MAUL, A. A.; WASICKY, R.; BACCHI, E. M. Extração por fluido supercrítico. **Revista Brasileira de Farmacognosia**. v. 5, n. 2. São Paulo. 1996. Disponível em: <http://www.scielo.br/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0102-695X1996000200006> Acesso em: 22 out. 2018.

MAZE. **Condensadores industriais**. 2018. Disponível em:<<http://www.maze.ind.br/condensadores-industriais>> Acesso em: 20 out. 2018.

MFRURAL. **Cavaco de eucalipto**. 2018. Disponível em: <<http://www.mfrural.com.br/detalhe/cavaco-de-eucalipto-163332.aspx>>. Acesso em 03 nov. 2018.

MFRURAL. **Farelo de soja sc 40 kg**. 2018. Disponível em: <<http://www.mfrural.com.br/detalhe/farelo-de-soja-sc-40-kg-116889.aspx>>. Acesso em 03 nov. 2018.

MFRURAL. **Sub produto da soja**. 2018. Disponível em: <<http://www.mfrural.com.br/detalhe/sub-produto-da-soja-284549.aspx>>. Acesso em: 27 out. 2018.

MORAN, Michael J.; SHAPIRO, Howard N. **Princípios de termodinâmica para engenharia**. 6. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2009.

MOREIRA, Blenda. **Layout industrial: como melhorar a eficiência dos processos**. 2016. Disponível em: <<http://fluxoconsultoria.poli.ufrj.br/blog/gestao-empresarial/layout-industrial-como-melhorar-eficiencia-processos/>> Acesso em: 30 out. 2018.

NIST (NATIONAL INSTITUTE OF STANDARDS AND TECHNOLOGY). **N-Hexane**. 2018. Disponível em: <

<https://webbook.nist.gov/cgi/cbook.cgi?Source=1991PRU247-259&Mask=2>> Acesso em: 25 set. 2018.

NOGUEIRA, L.A.H. **Eficiência Energética no Uso de Vapor**. Rio de Janeiro: Eletrobrás, 2005. Disponível em: <<https://bucket-gw-cni-static-cms-si.s3.amazonaws.com/media/uploads/arquivos/LivroVapor.pdf>> Acesso em: 26 out. 2018.

NORMA TÉCNICA INTERNA SABESP. **Sólidos**. 1999. Disponível em: <<http://www2.sabesp.com.br/normas/nts/nts013.pdf>> Acesso em: 30 out. 2018.

NOTÍCIAS AGRÍCOLAS. **Farelo de soja**. 2018. Disponível em: <<https://www.noticiasagricolas.com.br/cotacoes/soja/farelo-de-soja>>. Acesso em: 25 out. 2018.

NUNES, J. L da S. **Histórico**. 2016. Disponível em: <https://www.agrolink.com.br/culturas/soja/informacoes/historico_361541.html>. Acesso em: 25 jan. 2018.

O IMPARCIAL. **Tarifa de energia elétrica do MA aumenta a partir do dia 28**. 2018. Disponível em: <<https://oimparcial.com.br/cidades/2018/08/tarifa-de-energia-eletrica-do-ma-aumenta-a-partir-do-dia-28/>>. Acesso em: 11 out. 2018.

OETTERER, M.; REGITANO-d'ARCE, M. A. B.; SPOTO, M. H. F. **Fundamentos de Ciência e Tecnologia de Alimentos**. Barueri: Manole, 2006.

OLIVEIRA, M. A. et al. Determinação do índice de acidez titulável dos grãos de soja colhidos na safra 2014/15. **Comissão de Pós-Colheita e Segurança Alimentar**, p. 239–242, 2016.

OLIVEIRA, S. A. T. **Estudo das unidades de desgomagem e neutralização**. 2012. 73f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Instituto superior técnico, Universidade Técnica de Lisboa, 2012. Disponível em: <<https://fenix.tecnico.ulisboa.pt/downloadFile/395144711580/Vers%E3o%20p%FAblica%20da%20disserta%E7%E3o%20-%20Estudo%20das%20unidades%20de%20desgomagem%20e%20neutraliza%E7%E3o.pdf>>. Acesso em: 25 mar. 2018.

OLIVEIRA, J. A. de; LUZ, J. A. M. da; FERREIRA, E. E. **Grau de saponificação de óleos vegetais na flotação seletiva de apatita de minério carbonatítico**. Revista Escola de Minas. v. 59, n. 4, 2006. Disponível em: <http://www.scielo.br/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0370-44672006000400006>. Acesso em: 09 set. 2018.

OLIVEIRA, V.F. **Diagnóstico de eficiência energética de uma torre de resfriamento de água da arcelomittal inox Brasil**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Belo Horizonte, Minas Gerais. 2010. Disponível em: <http://www.bibliotecadigital.ufmg.br/dspace/bitstream/handle/1843/BUOS-8GGP42/disserta__o_de_mestrado_vagner_ferreira_de_oliveira.pdf?sequence=1&fbclid=IwAR3t3uluwisLjqp3mALVsLyEAqM0kE9SSTubh5PCwzE9OVX85_kP6uEBjq4> Acesso em: 31 out. 2018.

PARAÍSO, P. R. **Modelagem e análise do processo de obtenção do óleo de soja**. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Universidade Estadual de Campinas, Campinas – SP. 2001.

PESKE, S. T. Colheita: quando e como?. **SEED NEWS**. n. 5. 2014. Disponível em:<http://www.seednews.inf.br/_html/site/content/reportagem_capa/imprimir.php?id=200>. Acesso em: 14 mar. 2018.

PERA, H. **Geradores de vapor de água – caldeiras**. EPUSP, 1996.

PERRY, R. H.; GREEN, D. W. **Perry's chemical engineers' handbook**. 8th ed. New York: McGraw-Hill, 2007.

PIACENTINI, P. **Transamazônica**. Revista Pré Univesp, nº 61, janeiro, 2016.

PORTAL TRIBUTÁRIO. **CSLL – CONTRIBUIÇÃO SOCIAL SOBRE O LUCRO LÍQUIDO**. 2018. Disponível em: <<http://www.portaltributario.com.br/tributos/csl.html>>. Acesso em: 11 out. 2018.

PORTAL TRIBUTÁRIO. **IMPOSTO DE RENDA – PESSOA JURÍDICA**. 2018. Disponível em: <<http://www.portaltributario.com.br/tributos/irpj.html>>. Acesso em: 11 out. 2018.

PRADO, E. R. A.; LEMOS, F. L.; LARA, I.; CLARO, E. O.; JORGE, L. M. M. Refino de óleos vegetais utilizando lavagem ácida com recirculação. **Revista Engevista**. v. 16, n. 3, p. 384-391, 2014.

Property Tables and Charts (SI Units). Disponível em: <http://homepages.wmich.edu/~cho/ME432/Appendix1Udated_metric.pdf> Acesso em: 01 set. 2018.

REDE JORNAL CONTÁBIL. **Tabela ICMS Interestadual atualizada e com alíquotas, consulte.** 2018. Disponível em:

<<https://www.jornalcontabil.com.br/tabela-icms-interestadual-atualizada-e-com-aliquotas-consulte/#.W7861GhKjIU>>. Acesso em: 11 out. 2018.

RESENDE, M. G. **Desenvolvimento de um programa computacional em Scilab® baseado no método *Pinch* de integração energética**. 2013. 99 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal de São Carlos, 2013. Disponível em: <<https://repositorio.ufscar.br/bitstream/handle/ufscar/4109/4983.pdf?sequence=1&isAllowed=y>> Acesso em: 05 out. 2018.

RESTLE, J.; FATURI, C.; FILHO, D. C. A.; BRONDANI, I. L.; SILVA, J. H. S.; KUSS, F.; SANTOS, C. V. M.; FERREIRA, J. J. Substituição do Grão de Sorgo por Casca de Soja na Dieta de Novilhos Terminados em Confinamento. **Revista Brasileira de Zootecnia**. v. 33, n. 4, p. 1009-1015, 2004.

RIBEIRO, P. **Análises físico-químicas de óleo de soja refinado comercializados em Ponta Grossa – Paraná**. Trabalho de Conclusão de Curso – Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Ponta Grossa. 2016. Disponível em: <http://repositorio.roca.utfpr.edu.br/jspui/bitstream/1/7733/1/PG_COALM_2016_2_08.pdf> Acesso em: 20 out. 2018.

RIFENGVALVE. **Bomba Centrífuga**. Disponível em: <<https://portuguese.alibaba.com/product-detail/RF-China-Supplier-Manufactory-SUS304-SUS316L-60617250016.html?spm=a2700.galleryofferlist.normalList.2.314de4e458zouf&s=p&fbclid=IwAR1i6KiSu97BMx-yK7E4QuYw4WMxlvdnx2Xb9IGhrfxenf0zda3i88gASU>>. Acesso em 28 out. 2018.

ROQUE, T. M. V.; **Análise das Perdas de Hexano numa Unidade de Extração de Óleos e Bagaços**. 2015. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Instituto Superior Técnico, Campus Alameda, Lisboa, 2015.

RUBIM, C. Vantagens dos filtros prensas. **Revista TAE**, Santo André, n. 8, 2012.

RUNCHENG. **China Equipamento Trocador de Calor Casco Tubo Preço**. 2018. Fonte: <<https://portuguese.alibaba.com/product-detail/china-equipment-shell-tube-heat-exchanger-price-60438158423.html>> Acesso em: 09 out. 2018.

R&D. **High quality filter plate stainless steel frame filter press price in China**. 2018. Disponível em: <<https://www.alibaba.com/product-detail/high-quality-filter-plate-stainless->

steel_60786814014.html?spm=a2700.7724838.2017115.52.28521fc5dfzmOt>.
Acesso em: 11 out. 2018.

SALVADORI, J. R.; MACIEL, J. L. N.; LORINI, I.; SATTler, A.; NASCIMENTO JUNIOR, A. do; PEREIRA, P. R. V. da S.; WIETHOLTER, S.; BRAMMER, S. P.; VARGAS, L. **Secagem.** 2010. Disponível em: <<http://www.agencia.cnptia.embrapa.br/gestor/triticales/arvore/CONT000gbe1n2hh02wx5ok07shnq95s7fbw1.html>>. Acesso em: 14 mar. 2018.

SANTOS, L. R. **Métodos alternativos para análise rápida de parâmetros de qualidade da soja.** 2017. 71 f. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Alimentos) - Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Pós-Graduação em Tecnologia de Alimentos, Campo Mourão, 2017.

SANTOS, R. D.; FERRARI, R. A.; Extração aquosa enzimática de óleo de soja. **Revista Ciência e Tecnologia de Alimentos.** p. 132-138, Campinas. 2005. Disponível em: < <http://www.scielo.br/pdf/cta/v25n1/a21v25n1.pdf>> Acesso em: 19 out. 2018.

SEBRAE. **COMO ELABORAR UM PLANO DE NEGÓCIOS.** 2013. Disponível em: <http://www.sebrae.com.br/Sebrae/Portal%20Sebrae/Anexos/COMO%20ELABORAR%20UM%20PLANO_baixa.pdf>. Acesso em: 11 out. 2018.

SEBRAE. **Passo a passo para elaborar o plano de negócios de sua empresa.** 2017. Disponível em: <<http://www.sebrae.com.br/sites/PortalSebrae/artigos/passo-a-passo-para-elaborar-o-plano-de-negocios-de-sua-empresa,d7296a2bd9ded410VgnVCM1000003b74010aRCRD>> Acesso em: 03 nov. 2018.

SEMFAZ. **ISSQN – IMPOSTO SOBRE SERVIÇOS DE QUALQUER NATUREZA.** 2018. Disponível em: < <https://www.semfaz.saoluis.ma.gov.br/conteudo?/6/16/ISS>>. Acesso em: 11 out. 2018.

SEMFAZ. **IPTU – IMPOSTO PREDIAL E TERRITORIAL URBANO.** 2014. Disponível em: < https://www.semfaz.saoluis.ma.gov.br/conteudo?/5/15/IMPOSTO_PREDIAL_E_TERRITORIAL_URBANO_IPTU>. Acesso em: 11 out. 2018.

SENAI PETROBRAS. **Turbinas a vapor.** 2013. Disponível em: <<http://cntq2.hospedagemdesites.ws/wp-content/uploads/2013/05/Turbinas-vapor.pdf>> Acesso em: 18 out. 2018.

SHENGSEN. **Máquina de Etiquetas adesivas para garrafas de plástico/ máquina de etiquetas frasco redondo.** 2018. Disponível em: <https://portuguese.alibaba.com/product-detail/Adhesive-Labeling-Machine-For-Plastic-Bottles-60601894335.html?spm=a2700.galleryofferlist.normalList.2.4d563ec9wJZ4cb&s=p&fbclid=IwAR3JtGjX30dy283-kQz618NIVhi0-Ty-SC_JltV8EWHUZtLQGi7zW4xtKys>. Acesso em: 04 nov. 2018.

SILVA, W. P. da; SILVA, C. M. D. P. S. e; PRACKER, J. W.; SILVA, D. D. P. S. e. **Influência da temperatura do ar de secagem no calor latente de vaporização de água em feijão macassar (*Vigna unguiculata* (L.) Walp.), variedade sempre-verde.** Engenharia Agrícola, v. 28, n. 2, 2008. Disponível em: <http://www.scielo.br/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0100-69162008000200012>. Acesso em: 18 out. 2018.

SMITH, J. M.; VAN NESS, H.C.; ABBOTT, M. M. **Introdução à Termodinâmica da Engenharia Química.** 7. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2007.

SNATURAL. **Misturadores Estáticos.** 2018. Disponível em: <<http://www.snatural.com.br/misturadores-estaticos-misturas-liquidos-gases/>>. Acesso em: 11 out. 2018.

SOUZA, I. A. M.; LUZ, J. A. M. PROPRIEDADES DE ÓLEOS EMPREGADOS EM FLOTAÇÃO. **Revista Holos.** v. 3m p. 227-233, 2014.

SOUZA, M. O.; MARQUES, D. V.; SOUZA, G. S.; MARRA, R. **O complexo de soja: aspectos descritivos e previsões.** Pesquisa Operacional para o Desenvolvimento, Rio de Janeiro, v. 2, n.1, p. 1-86, 2010. Disponível em: <http://www.repositorio.unb.br/bitstream/10482/12571/1/ARTIGO_ComplexoSojaAspectos.pdf>. Acesso em: 30 jan. 2018.

SUNSWELL. **Pré-formas PET para garrafa de óleo.** 2018. Disponível em: <<https://portuguese.alibaba.com/product-detail/36mm-Edible-oil-PET-preform-for-60662879661.html?spm=a2700.galleryofferlist.normalList.127.7d653f3bcoxOEe&s=p>>. Acesso em: 03 nov 2018.

TAISHAN. **Adsorption tower, tower vessel, Taishan Grou Tai'an Boao International Trade Co.** Disponível em: <http://www.taishanboao.com/products_detail/productId=173.html> Acesso em: 20 out. 2018.

TECNAL. **Condicionador Rotativo**. 2018. Disponível em: <<http://www.tecnal.ind.br/industria-de-oleos-vegetais/condicionador-rotativo>> Acesso em: 19 out. 2018.

TOFANINI, A. J. **Controle de qualidade de óleos comestíveis**. Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis. 2004. Disponível em: <https://repositorio.ufsc.br/bitstream/handle/123456789/105061/Aldo_Jose_Tofanini.pdf> Acesso em: 20 out. 2018.

TOGAWA. **Partes que compõem uma caldeira**. 2017. Disponível em: <<http://togawaengenharia.com.br/blog/partes-que-compoem-uma-caldeira/>> Acesso em: 28 out. 2018.

TOLEDO DO BRASIL. **Tolflux**. 2018. Disponível em: <<https://www.toledobrasil.com.br/balanca/pesagem-a-granel/tolflux/especificacoes-tecnicas>> Acesso em: 19 out. 2018.

TREVELIM, W. J. Caldeiras Flamotubulares – Reconstituição de prontuários. **Revista Eletrônica REFAF**. v. 2, n. 2. 2013. Disponível em: <<http://faflor.com.br/revistas/refaf/index.php/refaf/article/view/104/pdf>> Acesso em: 03 out. 2018.

TREYBAL, R. E. **Mass-Transfer Operations**. 3th ed. Singapore: McGraw-Hill Book Company, 1980.

TROVATI, J. **Tratamento de água para geração de vapor: caldeiras**. Disponível em: <http://www.snatural.com.br/PDF_arquivos/Torre-Caldeira-Tratamento-Agua-Caldeira.pdf> Acesso em: 30 out. 2018.

TURTON, Richard; BAILIE, Richard C.; WHITING, Wallace B.; SHAEIWITZ, Joseph A.; BHATTACHARYYA, Debangsu. **Analysis, synthesis, and design of chemical processes**. 4. ed. Prentice Hall, 2012.

TWINMOTION, version 2019: Apucarana, 2018. Conjunto de Programas. 1 CD-ROM.

UNITE. **Produtos**. Disponível em: <<http://portuguese.automaticselfcleaningfilters.com/sale-3043762-sk-stainless-steel-static-mixer-for-solid-liquid-mixing-liquid-mixer.html>> Acesso em: 14 out. 2018.

USDA – United States Department of Agriculture. **Trade**. 2017. Disponível em: <<https://www.ers.usda.gov/topics/crops/soybeans-oil-crops/trade>>. Acesso em: 20 jan. 2018.

USDA – United States Department of Agriculture. **Oilseeds: World Markets and Trade**. 2018. Disponível em: <<http://usda.mannlib.cornell.edu/MannUsda/viewDocumentInfo.do?documentID=1490>>. Acesso em: 20 jan. 2018.

VALEC. **A espinha dorsal do novo sistema ferroviário brasileiro**. 2014. Disponível em: <<http://www.valec.gov.br/ferrovias/ferrovia-norte-sul/operacoes/a-operacao-na-ferrovia-norte-sul>>. Acesso em 15 mar. 2018.

VENTURAORTS. **Decantador Lamelar 60 m3h**. Disponível em: <<http://www.venturaorts.com/decantador-lamelar-60-m3h/>> Acesso em: 17 out. 2018.

VFCO. **A espinha dorsal do novo sistema ferroviário brasileiro**. 2014. Disponível em: <<http://vfco.brazilia.jor.br/ferrovias/Ferrovia-Norte-Sul-FNS/a-Ferrovia.shtml>>. Acesso em 15 mar. 2018.

VIANA, A.N.C. **Comportamento de bombas centrífugas funcionando como turbinas hidráulicas**. 1987. 125 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) - Escola Federal de Engenharia de Itajubá, Itajubá, 1987.

YONJOU. **Bombas de engrenagem de deslocamento positivo para óleo com alívio de pressão**. Disponível em: <<https://portuguese.alibaba.com/product-detail/Positive-displacement-for-oil-gear-pumps-60635856660.html?spm=a2700.galleryofferlist.normalList.73.60bf6d67UzfTty&fbclid=IwAR3rJ0Po0wBLz6WXjpeIJDlayj6U6iznNF20RJYOycGJ1QC6RN6pRN6kSCs>>. Acesso 28 out. 2018.

ZACHI, R. **Influência da Temperatura no Processo de Extração de Óleo de Soja em Leito Fixo**. 2007. 115 f. Dissertação (Mestrado em Modelagem Matemática) – Departamento de Física, Estatística e Matemática, Universidade Regional do Noroeste do Estado do Rio Grande do Sul, Ijuí, 2007.

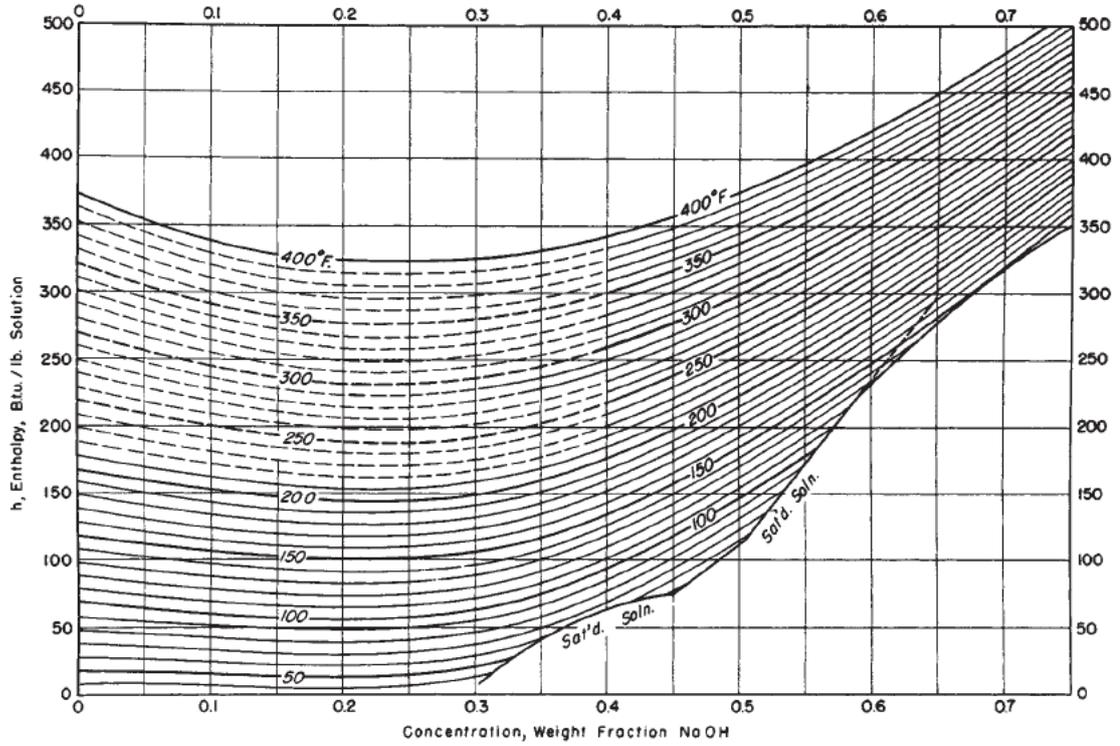
ZANINI, Indústria e Montagem Ltda. **Caldeiras Zanini Meppam tradição e rendimento a toda prova**. 2018. Disponível em: <<http://www.sermatec.com.br/produtos/caldeiras-fogotubulares/>>. Acesso em 28 out. 2018.

ZAPAROLLI, D. **Torres de resfriamento: fabricantes se preparam para atender nova onda de pedidos.** 2014. Disponível em: <<https://www.quimica.com.br/torres-de-resfriamento-fabricantes-se-preparam-para-atender-nova-onda-de-pedidos/>> Acesso em: 31 out. 2018.

ZHEJIANG. **Ge steam turbine.** 2018. Disponível em: <https://www.alibaba.com/product-detail/ge-steam-turbine_1209986682.html?spm=a2700.7724838.2017115.124.d231101bs79Y6u>. Acesso em 25 out. 2018.

ZHONGBAO. **Trocador de calor casco tubo de aço industrial.** 2018. Disponível em: < <https://m.portuguese.alibaba.com/p-detail/Global-Certificated-Industrial-Steel-Shell-Tube-60710754279.html?spm=a2700.7724838.2017115.165.778a18042BOzSx&subject=Global--Certificated--Industrial--Steel--Shell--Tube&detailId=60710754279&language=portuguese&redirect=1>> Acesso em: 25 out. 2018

ANEXO 1 – DIAGRAMA ENTALPIA-CONCENTRAÇÃO PARA HIDRÓXIDO DE SÓDIO AQUOSO A 1 ATM



Fonte: PERRY (2007).

ANEXO 2 – CARTA PSICOMÉTRICA.

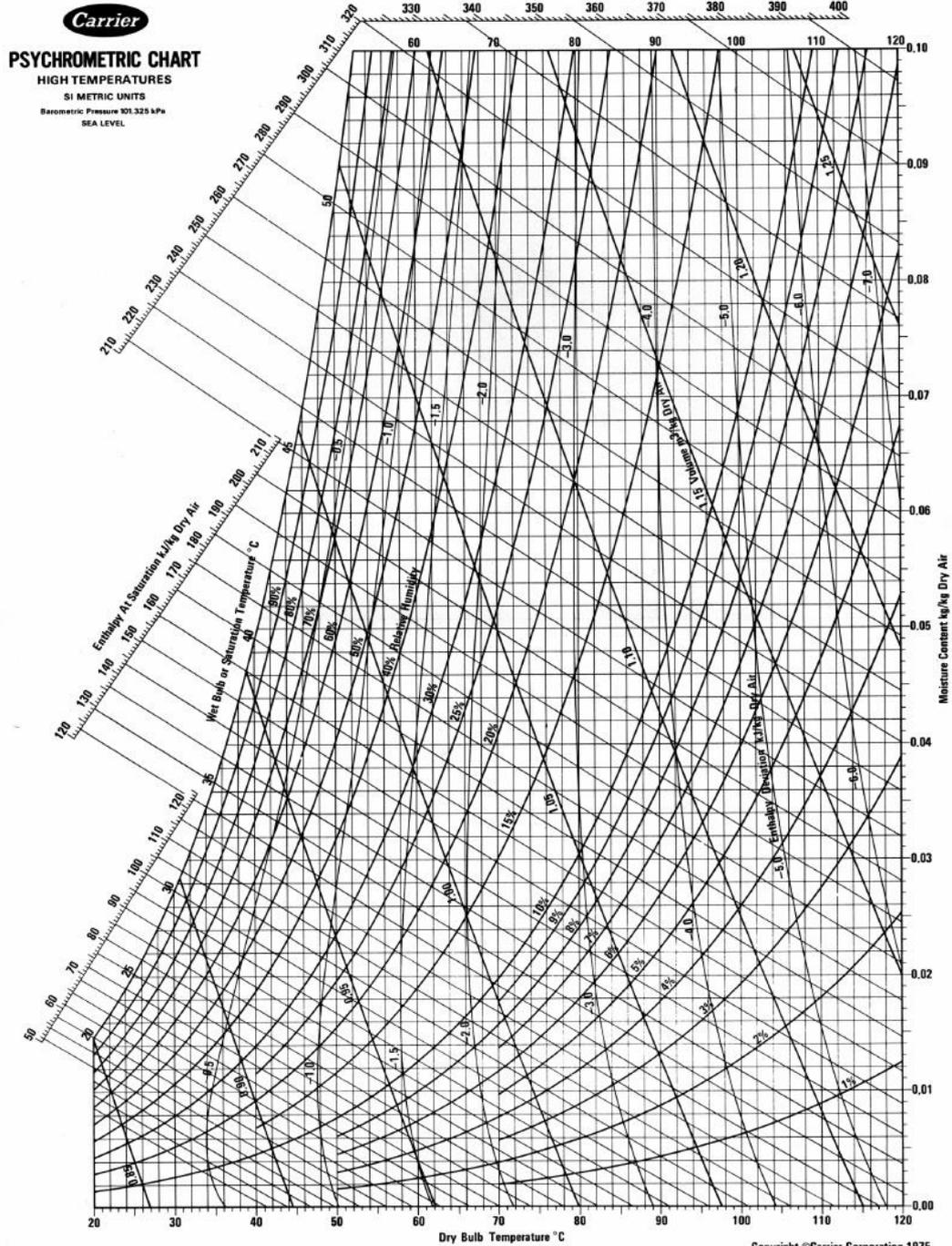


FIG. A.5. PSYCHROMETRIC CHART

Copyright ©Carrier Corporation 1975
Cat. No. 794-005 Printed in U.S.A.

Fonte: HIMMEBLAU (2014).

APÊNDICE A – RESULTADO DOS CÁLCULOS DO BALANÇO ENERGÉTICO PARA O SECADOR I (S-1001)

Secador I (S-1001)				
Considerações	Referências	Dados		Balanço de Energia
Regime permanente		Vazão sólido seco (kg/h)	40900	Temperatura saída ar secagem (°C)
Secador Adiabático		Vazão sólido total (kg/h)	47011	52,44
Trabalho desprezível		Umidade entrada	0,18	Vazão requerida de ar resfriamento (kg/h)
Variações de energia potenc. e cinét. Desprezíveis		Umidade saída	0,13	7,60E+04
		Temperatura entrada soja (°C)	28	Calor trocado no resfriamento (kJ/h)
		Temperatura saída soja secagem (°C)	58	1,706E+06
	DESPANDE; BAL (1999)	Cpsoja (kJ/kg.K) 18%	1,455	
	DESPANDE; BAL (1999)	Cpsoja (kJ/kg.K) 13%	1,452	
	MALLET (2009)	Temperatura saída soja (°C)	33	
	SALVADORI <i>et al.</i> (2010)	Temperatura entrada ar secagem (°C)	70	
		Umidade absoluta ar (kg água/kg ar seco)	0,01	
		Temperatura entrada ar resfriamento (°C)	28	
		Temperatura saída ar resfriamento (°C)	50	
	SMITH <i>et al.</i> (2007)	Cpágua (kJ/kg.K)	4,177	
	INCROPERA <i>et al.</i> (2008)	Cpar (kJ/kg.K) a 70 °C	1,009	
	INCROPERA <i>et al.</i> (2008)	Cpar (kJ/kg.K) a 50 °C	1,008	
	INCROPERA <i>et al.</i> (2008)	Cpar (kJ/kg.K) a 28 °C	1,032	
	MORAN; SHAPIRO (2009)	λ (kJ/kg) a 0 °C	2501	
	GEANKOPLIS (1998)	hent (kJ/kg)	61,792	
	GEANKOPLIS (1998)	hsai (kJ/kg)	115,711	
	GEANKOPLIS (1998)	Hent (kJ/kg)	96,676	
		Vazão de ar secagem (m³/h)	170000	
		Vazão de ar secagem (kg/h)	173060	

APÊNDICE B – RESULTADO DOS CÁLCULOS DO BALANÇO ENERGÉTICO PARA O SECADOR II (S-2001)

Secador II (S-2001)			
Considerações	Referências	Dados	Balanço de Energia
Regime permanente		Vazão sólido seco (kg/h)	40447
Secador Adiabático		Vazão sólido total (kg/h)	45192
Sem trabalho		Umidade entrada	0,131
Variações de energia potenc. e cinét. Desprezíveis		Umidade saída	0,105
		Temperatura entrada soja (°C)	28
		Temperatura saída soja secagem (°C)	58
	DESHPANDE; BAL (1999)	Cpsoja (kJ/kg K) 13%	1,452
	DESHPANDE; BAL (1999)	Cpsoja (kJ/kg K) 10,5%	1,450
	MALLET (2009)	Temperatura saída soja (°C)	33
	SALVADORI <i>et al.</i> (2010)	Temperatura entrada ar secagem (°C)	70
		Umidade absoluta ar (kg água/kg ar seco)	0,01
		Temperatura entrada ar resfriamento (°C)	28
		Temperatura saída ar resfriamento (°C)	55
	SMITH <i>et al.</i> (2007)	Cpágua (kJ/kg K)	4,177
	INCROPERA <i>et al.</i> (2008)	Cpar (kJ/kg K) a 70 °C	1,009
	INCROPERA <i>et al.</i> (2008)	Cpar (kJ/kg K) a 55 °C	1,008
	INCROPERA <i>et al.</i> (2008)	Cpar (kJ/kg K) a 28 °C	1,032
	MORAN; SHAPIRO (2009)	λ (kJ/kg) a 0 °C	2501
	GEANKOPLIS (1998)	hent (kJ/kg)	55,977
	GEANKOPLIS (1998)	hsai (kJ/kg)	109,538
	GEANKOPLIS (1998)	Hent (kJ/kg)	96,676
		Vazão de ar secagem (m³/h) a 70°C	110000
		Vazão de ar secagem (kg/h)	111980
			Temperatura saída ar secagem (°C)
			64,84
			Vazão requerida de ar resfriamento (kg/h)
			5,95E+04
			Calor trocado no resfriamento (kJ/h)
			1,64E+06

APÊNDICE C – RESULTADO DOS CÁLCULOS DO BALANÇO ENERGÉTICO PARA O CONDICIONADOR (CD-2001)

Condicionador (CD-2001)				
Considerações	Referências	Dados		Balanco de Energia
Regime permanente		Vazão de soja (kg/h)	41657	Calor requerido (kJ/h) 3,15E+06
Condicionador Adiabático	DESHPANDE; BAL (1999)	Cpsoja (kJ/kg K) 10,5% de umidade	1,450	
Sem trabalho	GEANKOPLIS (1998)	hent (kJ/kg)	56,658	Vazão requerida de vapor (kg/h) 1413,39
Pressão 1,5 bar	GEANKOPLIS (1998)	hsai (kJ/kg)	132,201	
Variações de energia potenc. e cinét. Desprezíveis		Temperatura entrada soja (°C)	30,0	
		Temperatura saída soja (°C)	70,0	
		Temperatura vapor (°C)	111,4	
	MORAN; SHAPIRO (2009)	hfg vapor (kJ/kg) á 111,4 °C 1,5bar	2226,5	

APÊNDICE D – RESULTADO DOS CÁLCULOS DO BALANÇO ENERGÉTICO PARA O SECADOR-RESFRIADOR (SR-2001)

Secador-Resfriador (SR-2001)				
Considerações	Referências	Dados		Balanco de Energia
Regime permanente		Vazão de soja (kg/h)	41657	Calor para resfriar a soja (kJ/h)
Secador Adiabático	DESHPANDE; BAL (1999)	Cpsoja (kJ/kg K)	1,450	1,21E+06
Sem trabalho	INCROPERA <i>et al.</i> (2008)	Cpar (kJ/Kg K) a 55°C	1,008	Vazão requerida de ar (kg/h)
Variações de energia potenc. e cinét. Desprezíveis	INCROPERA <i>et al.</i> (2008)	Cpar (kJ/kg K) a 28 °C	1,032	4,39E+04
		Temperatura entrada soja (°C)	70,0	
		Temperatura saída soja (°C)	50,0	
		Temperatura entrada ar (°C)	28,0	
		Temperatura saída ar (°C)	55,0	

APÊNDICE E – RESULTADO DOS CÁLCULOS DO BALANÇO ENERGÉTICO PARA O DTS (DT-3101)

Dessolventizador Tostador e Secador (DT-3101)						
Considerações	Referências	Dados			Balanço de Energia	
Regime permanente	FASINA <i>et al</i> (2018)	Capacidade calorífica do óleo (kJ/(ton.°C))			Pressão de Saturação do Hexano (kPa)	
Variações de energia potenc. e cinét. Desprezíveis		2260			80,790	
Trabalho desprezível (Ws=0)	PERRY (2008)	Capacidade calorífica da massa de soja (kJ/(ton.°C))			Pressão de Saturação da água (kPa)	
Escoamento em contracorrente		1960			20,53	
Calor da solução é desprezível	ÇENGEL (2012)	Capacidade calorífica da água líquida (kJ/(ton.°C))			Temperatura de Saturação (°C)	
Processo ocorre adiabaticamente		4180			Hexano	61,7
	MORAN; SHAPIRO (2009)	Entalpia de vaporização da água (kJ/kg) à 127°C e 2,5 bar			Água	60,6
		2182,72			Entalpia do Óleo (kJ/ton)	
		Pressão do sistema (kPa)			135600	
		101,32			Entalpia da Massa de Soja (kJ/ton)	
		Constantes de Antoine			117600	
	SMITH (2007)		A	B	C	Entalpia da água (kJ/ton)
		Hexano	13,8193	2696,04	224,317	250800
		Água	16,3872	3885,7	230,17	
						Calor para Tostagem da torta (kJ/h)
						4,39E+06
						Vazão de vapor indireto saturado necessário (kg/h)
						2009,67

APÊNDICE F – RESULTADO DOS CÁLCULOS DO BALANÇO ENERGÉTICO PARA O EVAPORADOR I (E-3201)

Evaporador I (E-3201)			
Considerações	Referências	Dados	Balanço de Energia
Regime permanente	FASINA et al (2018)	Capacidade calorífica do óleo (kJ/(ton.°C))	Entalpia do Óleo (kJ/ton)
Variações de energia potenc. e cinét. Desprezíveis		2260	13560
Trabalho desprezível (Ws=0)	NIST (2018)	Entalpia de vaporização do Hexano (kJ/ton) à 55°C	Entalpia do aquecimento do hexano líquido (kJ/ton)
Processo ocorre adiabaticamente		345350	14178
Desconsiderar elevação do ponto de ebulição	NIST (2018)	Capacidade calorífica do hexano líquido (kJ/(t.°C))	Calor Requerido (kJ/h)
Não ocorre arraste de óleo na corrente de vapor		2363	5,72E+06
	ÇENGEL (2012)	Entalpia de vaporização da água (kJ/kg) à 61,7°C	Entalpia de vaporização da mistura (kJ/kg) à 61,7°C
		2354,72	748,51
	NIST (2018)	Entalpia de vaporização do Hexano (kJ/kg) à 61,7°C	Vazão de Vapores do DTS necessária (kg/h)
		340,34	7640,767

APÊNDICE G – RESULTADO DOS CÁLCULOS DO BALANÇO ENERGÉTICO PARA O EVAPORADOR II (E-3202)

Evaporador II (E-3202)			
Considerações	Referências	Dados	Balanço de Energia
Regime permanente	FASINA et al (2018)	Capacidade calorífica do óleo (kJ/(t.°C))	Entalpia do Óleo (kJ/t)
Variações de energia potenc. e cinét. Desprezíveis		2260	146900
Trabalho desprezível (Ws=0)	NIST (2018)	Entalpia de vaporização do hexano (kJ/t) à 120°C	Entalpia do aquecimento do hexano líquido (kJ/t)
Processo ocorre adiabaticamente		345350	153595
Desconsiderar elevação do ponto de ebulição	NIST (2018)	Capacidade calorífica do hexano líquido (kJ/(t.°C))	Calor Requerido (kJ/h)
Não ocorre arraste de óleo na corrente de vapor		2363	3,01E+06
	NIST (2018)	Entalpia de vaporização do Hexano (kJ/t) à 120°C	Massa de Vapor necessário (kg/h)
		290303,9	1380,88
	MORAN; SHAPIRO (2009)	Entalpia de vaporização da água (kJ/kg) à 127°C e 2,5 bar	
		2182,72	

APÊNDICE H – RESULTADO DOS CÁLCULOS DO BALANÇO ENERGÉTICO PARA A COLUNA DE *STRIPPING* (SP-3201)

Stripper (SP-3201)					
Considerações	Referências	Dados			Cálculos
Regime permanente	Autoria própria (2018)	Pressão do Primeiro estágio (kPa)			Temperatura de Saturação (°C)
Variações de energia potenc. e cinét. Desprezíveis		60			Água 81,305
Trabalho desprezível (Ws=0)	Autoria própria (2018)	Pressão de Saturação da água (kPa)			Hexano 9,781
Processo ocorre adiabaticamente		50			
Desconsiderar elevação do ponto de ebulição	Autoria própria (2018)	Pressão de Saturação do hexano (kPa)			Temperatura de Saída dos Vapores (°C)
Não ocorre arraste de óleo na corrente de vapor		10			86
Contato da fase líquida e vapor é perfeito		Constantes de Antoine			Composição do Hexano
O vapor vivo usado na coluna não se condensa	SMITH (2007)	A	B	C	0,17
		Hexano	13,8193	2696,04	224,317
		Água	16,3872	3885,7	230,17
					Composição da Água
					0,83
					Vazão de vapor na Saída (t/h)
					1,026
					Vazão de Vapor Direto necessário (t/h)
					0,855

APÊNDICE I – RESULTADO DOS CÁLCULOS DO BALANÇO ENERGÉTICO PARA O CONDENSADOR I (C-3301)

Condensador I (C-3301)			
Considerações	Referências	Dados	Balanço de Energia
Escoamento contracorrente	NIST (2018)	Entalpia de vaporização do Hexano (kJ/t) à 61,7°C	Calor (kJ/h)
Regime permanente		340342,8	1,11E+07
Trabalho desprezível (Ws=0)	ÇENGEL (2012)	Entalpia de vaporização da água (kJ/t) à 61,7°C	Vazão de água de resfriamento necessário (kg/h)
Variações de energia potenc. e cinét. Desprezíveis		2354840	98225,081
Condensador adiabático	Autoria própria (2018)	Temperatura da água de resfriamento (WR1) (°C)	
		28	
	Autoria própria (2018)	Temperatura da água de resfriamento (WR2) (°C)	
		55	
	ÇENGEL (2012)	Capacidade calorífica da água líquida (kJ/(t.°C))	
		4180	

APÊNDICE J – RESULTADO DOS CÁLCULOS DO BALANÇO ENERGÉTICO PARA O CONDENSADOR II (C-3302)

Condensador II (C-3302)			
Considerações	Referências	Dados	Balanco de Energia
Escoamento contracorrente	NIST (2018)	Entalpia de vaporização do Hexano (kJ/t) à 70,31 °C	Calor (kJ/h)
Regime permanente		333723,3	8,09E+06
Trabalho desprezível (Ws=0)	ÇENGEL (2012)	Entalpia de vaporização da água (kJ/t) à 70,31°C	Vazão de Água de resfriamento necessário (kg/h)
Variações de energia potenc. e cinét. Desprezíveis		2334000	71718,72
Condensador adiabático	NIST (2018)	Capacidade calorífica do hexano líquido (kJ/(t.°C))	
		2363	
	ÇENGEL (2012)	Capacidade calorífica da água líquido (kJ/(t.°C))	
		4180	
	Autoria própria (2018)	Temperatura da água de resfriamento (WR3) (°C)	
		28	
	Autoria própria (2018)	Temperatura da água de resfriamento (WR4) (°C)	
		55	

APÊNDICE K – RESULTADO DOS CÁLCULOS DO BALANÇO ENERGÉTICO PARA O DECANTADOR (DC-3301)

Decantador (DC-3301)			
Considerações	Referências	Dados	Balanco de Energia
Regime permanente	NIST (2018)	Capacidade calorífica do hexano líquido (kJ/(t.°C))	Calor dissipado (kJ/h)
Variações de energia potenc. e cinét. Desprezíveis		2363	-1,30E+06
Sem trabalho $W_s=0$	ÇENGEL (2012)	Capacidade calorífica da água líquido (kJ/(t.°C))	
		4180	

APÊNDICE L – RESULTADO DOS CÁLCULOS DO BALANÇO ENERGÉTICO PARA MISTURADOR IV (M-4201)

Misturador IV (M-4201)				
Considerações	Referências	Dados	Referências	Cálculos
Tanque Adiabático	Autoria própria (2018)	T40(°C)		Entalpia da solução NaOH 16°Be (kJ/kg)
Trabalho desprezível (Ws=0)		28		158,35
Regime permanente	Autoria própria (2018)	T46(°C)		Entalpia da solução NaOH 16°Be (Btu/lb)
Variações de energia potencial nula		28		68,08
Variações de energia cinética nula	PERRY (2008)	Entalpia de solução 50% (Btu/lb) - Corrente 40	PERRY (2008)	T53(°C)
		297,22		43,3
	MORAN; SHAPIRO (2009)	Entalpia da água (kJ/kg) à 28 °C e 1 bar - Corrente 46		
		117,43		

APÊNDICE M – RESULTADO DOS CÁLCULOS DO BALANÇO ENERGÉTICO PARA BRANQUEADOR (B-4301)

Branqueador (B-4301)			
Considerações	Referências	Dados	Balanço de energia
Tanque de mistura Adiabático	FASINA et al (2018)	Capacidade calorífica do óleo (kJ/kg°C)	Temperatura de troca térmica óleo-terra clarificante (°C)
Trabalho desprezível (Ws=0)		2,26	68,57
Regime permanente	LOPES (2008)	Temperatura de saída do branqueador (°C)	Calor (kJ/h)
Variações de energia potencial nula		90	3,90E+05
Variações de energia cinética nula	MORAN; SHAPIRO (2009)	Entalpia de vaporização da água (kJ/kg) à 111,4°C e 1,5 bar	consumo de vapor saturado (kg/h)
		2226,85	175,07

APÊNDICE N – RESULTADO DOS CÁLCULOS DO BALANÇO ENERGÉTICO PARA DESODORIZADOR (DR-4401)

Desodorizador (DR-4401)			
ESTÁGIOS 1 e 2			
Considerações	Referências	Dados	Balanço de energia
Volume de controle no primeiro estágio	LOPES (2008)	Temperatura de entrada do óleo (°C)	Calor (kJ/h)
Perda de carga desprezível		90	1,39E+06
Regime permanente	LOPES (2008)	Temperatura de saída do óleo (°C)	Consumo de vapor superaquecido (kg/h) indireto
Variações de energia potencial nula		180	198,45
Variações de energia cinética nula	Autoria própria (2018)	entalpia de entrada do vapor (kJ/kg) à 350 °C e 10 bar	Entalpia de saída do vapor (kJ/kg)
Trabalho desprezível (Ws=0)		3157,7	3856,09
			Temperatura de saída do vapor (°C)
			251,2
ESTÁGIOS 3, 4 e 5			
Considerações	Referências	Dados	Balanço de energia
Volume de controle nos estágios 3, 4 e 5	LOPES (2008)	Temperatura de entrada do óleo (°C)	Calor (kJ/h)
Perda de carga desprezível		180	9,32E+05
Regime permanente	Autoria própria (2018)	Temperatura de saída do óleo (°C)	Consumo de vapor superaquecido (kg/h)
Variações de energia potencial nula		240	133,44
Variações de energia cinética nula	Autoria própria (2018)	entalpia de entrada do vapor (kJ/kg) à 350 °C e 10 bar	Entalpia de saída do vapor (kJ/kg)
Trabalho desprezível (Ws=0)		3157,7	2675,74
Não ocorre arraste do óleo contrafluxo	FASINA et alI (2018)	Capacidade calorífica do óleo (kJ/kg°C)	Temperatura de saída do vapor (°C)
		2,26	99,78°C

APÊNDICE O – RESULTADO DOS CÁLCULOS DO BALANÇO ENERGÉTICO PARA CONDENSADOR III (C-4401)

Condensador III (C-4401)			
Considerações	Referências	Dados	Balanço de energia
Escoamento contracorrente	Autoria própria (2018)	Temperatura de entrada no condensador	Calor (kJ/h)
Regime permanente		228,4	4,01E+05
Trabalho desprezível ($W_s=0$)	Autoria própria (2018)	Temperatura de saída do condensador	Consumo de água (kg/h)
Variações de energia potenc. e cinét. Desprezíveis		100	3554,15
Trocador adiabático	ÇENGEL (2012)	Capacidade calorífica do vapor ($T=228,4\text{ °C}$) (kJ/kg°C)	
		3,2822	
	ÇENGEL (2012)	Capacidade calorífica do vapor ($T=100\text{ °C}$) (kJ/kg°C)	
		2,029	
	SILVA <i>et. al</i> (2008)	Entalpia de vaporização da água (kJ/kg°C)	
		2264,4	
	Autoria própria (2018)	Temperatura da água de resfriamento de saída	
		55	
	Autoria própria (2018)	Temperatura da água de resfriamento de entrada	
		28	
	ÇENGEL (2012)	Capacidade calorífica da água líquida (kJ/(kg.°C))	
		4,18	

APÊNDICE P – RESULTADO DOS CÁLCULOS DO BALANÇO ENERGÉTICO PARA OS TROCADORES DE CALOR.

Trocador de calor (TC-4101)			
Considerações	Referências	Dados	Balanco de energia
Escoamento contracorrente	Autoria própria (2018)	Temperatura de entrada do óleo (°C)	Calor (kJ/h)
Regime permanente		114	8,33E+05
Trabalho desprezível (Ws=0)	Autoria própria (2018)	Temperatura de saída do óleo (°C)	Vazão de água de resfriamento necessário (kg/h)
Variações de energia potenc. e cinét. Desprezíveis		70	7377,79
Trocador adiabático	Autoria própria (2018)	Temperatura de entrada da água de resfriamento (°C)	
		28	
	Autoria própria (2018)	Temperatura de saída da água de resfriamento (°C)	
		55	
	FASINA et all (2018)	Capacidade calorífica do óleo (kJ/kg°C)	
		2,26	
	ÇENGEL (2012)	Capacidade calorífica da água (kJ/kg°C)	
		4,184	

Trocador de calor (TC-4102)			
Considerações	Referências	Dados	Balanco de energia
Escoamento contracorrente	MORAN; SHAPIRO (2009)	Entalpia de vaporização da água (kJ/kg) à 111,4°C e 1,5 bar	Calor (kJ/h)
Regime permanente		2226,85	3,55E+05
Trabalho desprezível (Ws=0)	Autoria própria (2018)	Temperatura entrada da água (°C)	Vazão de vapor (kg/h)
Variações de energia potenc. e cinét. Desprezíveis		28	159,62
Trocador adiabático	MANDARINO; ROESSING (2001)	Temperatura de saída da água (°C)	
		70	
	ÇENGEL (2012)	Capacidade calorífica da água líquida (kJ/kg°C)	
		4,184	

Trocador de calor (TC-4401)			
Considerações	Referências	Dados	Balanco de energia
Escoamento contracorrente	Autoria própria (2018)	Temperatura de entrada do óleo (°C)	Calor (kJ/h)
Regime permanente		240	-3,01E+06
Trabalho desprezível (Ws=0)	Autoria própria (2018)	Temperatura de saída do óleo (°C)	Consumo de água (kg/h)
Variações de energia potenc. e cinét. Desprezíveis		45	26634,51
Trocador adiabático	ÇENGEL (2012)	Capacidade calorífica da água líquida (kJ/(kg.°C))	
		4,18	
	Autoria própria (2018)	Temperatura água que entra (°C)	
		28	
	Autoria própria (2018)	Temperatura água que sai (°C)	
		55	

APÊNDICE Q – RESULTADO DOS CÁLCULOS DO BALANÇO ENERGÉTICO PARA A CALDEIRA (CR-5101).

Caldeira (CR-5101)				
Considerações	Referências	Dados		Balanço de Energia
Regime Permanente	Autoria própria (2018)	Quantidade de vapor necessário (kg/h)	10433,77	Calor Sensível (kJ/h) 1,08E+07
Trabalho desprezível		Pressão da caldeira (bar)	10,1	Calor latente (kJ/h) 2,10E+07
Caldeira flamotubular	Autoria própria (2018)	Temperatura do vapor superaquecido de saída (°C)	360	Calor Total (kJ/h) 3,19E+07
Variações de energia potenc. e cinét. Desprezíveis	Autoria própria (2018)	Temperatura do vapor saturado (°C)	179,91	Consumo de Cavaco (kg/h) 2660,82
Caldeira adiabática	Autoria própria (2018)	Temperatura de entrada da água (°C)	28	Geração de vapor (kg/h) 10433,77
	ÇENGEL (2012)	Capacidade calorífica da água líquida (KJ/kg°C)	4,19	
	MORAN; SHAPIRO (2009)	Entalpia do vapor superaquecido (KJ/kg) à 360°C e 10 bar	3178,9	
	MORAN; SHAPIRO (2009)	Entalpia do vapor saturado (KJ/kg) à 179,91°C	2778,1	
	MORAN; SHAPIRO (2009)	Entalpia de vaporização (KJ/kg) à 179,91°C	2015,31	
	AALBORG (2018)	Eficiência da Caldeira	0,9	
	NOGUEIRA (2005)	PCI - Eucalipto (KJ/kg)	13300,0992	
	NOGUEIRA (2005)	umidade no cavaco	0,25	

APÊNDICE R – RESULTADO DOS CÁLCULOS DO BALANÇO ENERGÉTICO PARA AS TURBINAS.

Turbina - Vapor direto (T-5001)				
Considerações	Referências	Dados		Balanço de Energia
Regime Permanente	Autoria própria (2018)	Vazão mássica de vapor direto (kg/h)	4108,00	Trabalho gerado pela turbina (kW) 5,33E+02
Variações de energia potenc. E cinét. Desprezíveis	MORAN; SHAPIRO (2009)	Entalpia do vapor superaquecido (kJ/kg) a 360°C e 1010 kPa	3178,9	
Sistema adiabático	MORAN; SHAPIRO (2009)	Entalpia do vapor superaquecido (kJ/kg) a 120°C e 150 kPa	2711,4	
Processo isentrópico				
Turbina - Vapor direto (T-5002)				
Considerações	Referências	Dados		Balanço de Energia
Regime Permanente	Autoria própria (2018)	Vazão mássica de vapor direto (kg/h)	855,25	Trabalho gerado pela turbina (kW) 8,73E+01
Variações de energia potenc. E cinét. Desprezíveis	MORAN; SHAPIRO (2009)	Entalpia do vapor superaquecido (kJ/kg) a 360°C e 1010 kPa	3178,9	
Sistema adiabático	MORAN; SHAPIRO (2009)	Entalpia do vapor superaquecido (kJ/kg) a 177°C e 400 kPa	2811,5	
Processo isentrópico				
Turbina - Vapor indireto (T-5003)				
Considerações	Referências	Dados		Balanço de Energia
Regime Permanente	Autoria própria (2018)	Vazão mássica de vapor indireto (kg/h)	1748,08	Trabalho gerado pela turbina (kW) 2,36E+02
Variações de energia potenc. E cinét. Desprezíveis	MORAN; SHAPIRO (2009)	Entalpia do vapor superaquecido (kJ/kg) a 360°C e 1010 kPa	3178,9	
Sistema adiabático	MORAN; SHAPIRO (2009)	Entalpia do vapor saturado (kJ/kg) 111,4°C e 150 kPa	2693,6	
Processo isentrópico				
Turbina - Vapor indireto (T-5004)				
Considerações	Referências	Dados		Balanço de Energia
Regime Permanente	Autoria própria (2018)	Vazão mássica de vapor indireto (kg/h)	3390,55	Trabalho gerado pela turbina (kW) 4,35E+02
Variações de energia potenc. E cinét. Desprezíveis	MORAN; SHAPIRO (2009)	Entalpia do vapor superaquecido (kJ/kg) a 360°C e 1010 kPa	3178,9	
Sistema adiabático	MORAN; SHAPIRO (2009)	Entalpia do vapor saturado (kJ/kg) a 127,4°C e 250 kPa	2716,9	
Processo isentrópico				GERAÇÃO TOTAL DE ENERGIA (kWh) 1,29E+03

APÊNDICE S – ORGANOGRAMA MARASUL - INDÚSTRIA DE ÓLEOS VEGETAIS.

A hierarquia da MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais está representada pelo organograma em sequência, sendo dividido basicamente em níveis: estratégicos, táticos e operacionais. O primeiro refere-se as políticas e diretrizes da empresa por meio de planejamento estratégico. O nível tático é o responsável pela comunicação entre o nível estratégico e operacional e por executar as deliberações do planejamento estratégico. Por fim, o nível operacional é que implementa as ações de produção.



A MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais conta com uma equipe de colaboradores especializados para garantir o funcionamento adequado das atividades executadas pela indústria. Em sequência, são descritos os cargos de caráter fundamental para produção. Para facilitar o entendimento dividiu-se os colaboradores em setor administrativo e setor de operação.

Administrativo

A MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais possui um Diretor Geral que é o profissional encarregado por planejar, organizar e controlar as atividades da empresa, encontrando soluções para problemas de cunho administrativo de modo objetivo e responsável utilizando os recursos financeiros e humanos da melhor forma.

Os profissionais incumbidos da parte comercial (Gerente Comercial, Supervisor de Vendas, Supervisor de Suprimentos e Supervisor de Logística) são responsáveis por garantir os insumos para a empresa por meio do contato com os fornecedores, papel esse executado pelo Supervisor de Suprimentos que também é encarregado por toda a parte de manufatura, por efetuar as vendas do óleo de soja e assegurar a entrega dos produtos vendidos, funções do Supervisor de Vendas e Logística, respectivamente. O Gerente Comercial tem como atividade coordenar os trabalhos dessas três grandes áreas.

Com relação à parte administrativa e financeira, o encarregado por gerir é o Gerente Administrativo e Financeiro, que é um profissional com graduação em contabilidade. Sob a responsabilidade desse estão o Supervisor de Recursos Humanos e o Supervisor de Finanças, sendo o primeiro encarregado pelo departamento responsável pelas contratações, treinamentos e remuneração, enquanto o segundo responsabiliza-se pela tesouraria, contas a pagar e a receber, caixa da empresa e controle bancário (MARQUEZ, 2018). Para o departamento pessoal, a MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais conta com um assistente de departamento pessoal para realizar os processos de admissão e demissão de colaboradores.

Operadores

A MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais possui uma equipe de operadores que fazem o acompanhamento industrial em três turnos diferentes para garantir o controle contínuo do processo. Os setores 1000 a 4000 que rege a cadeia produtiva da indústria necessita de operadores de produção.

Os operadores do setor 1000 e 2000 são responsáveis pelo controle dos equipamentos, preparo da matéria prima para alimentação das linhas de produção e

controle das válvulas para regulação da vazão de utilidades, a fim de manter as melhores condições. Esses colaboradores são responsáveis por garantir que o processo não sofra falhas até a chegada da soja laminada no setor da extração (INFOJOBS, 2018).

Os operadores de produção do setor 3000 são fundamentais para assegurar a eficiência de extração com o intuito de manter um nível considerável de óleo extraído. Esses funcionários devem realizar a limpeza correta dos equipamentos evitando-se o custo de compra excessiva com equipamentos e paradas na produção.

No setor 4000, os operadores são cruciais para manter boas condições de operação a fim de obter óleo refinado com alta qualidade. Estes colaboradores são responsáveis por operar as válvulas de injeção de utilidades nos equipamentos, as bombas envolvidas no setor para evitar efeitos indesejados como a cavitação e demais equipamentos que necessitam de cuidados técnicos.

No setor da caldeiraria há um profissional que realiza reparos nos equipamentos envolvidos (caldeira e turbinas). Os operadores de caldeira são responsáveis por controlar toda geração de vapor necessário para aquecer ou resfriar diversos equipamentos na MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais. Dessa forma, este colaborador deve se atentar a qualquer tipo de problema operacional visto que pode afetar toda cadeia produtiva.

A estação de tratamento de efluentes (ETE) deve ser acompanhada por um operador que visa beneficiar a água e efluentes providos do processo produtivo. Esse colaborador é responsável por monitorar painéis de controle para verificar se há ou não a necessidade da adição de produtos químicos em quantidades diferentes do comum caso tenha variações no processo industrial.

Todos estes operadores são supervisionados pelo gerente de produção que realiza a comunicação com todos os colaboradores para assegurar o cumprimento de todas as metas de produção, dentro dos padrões qualitativos e quantitativos da MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais (INFOJOBS, 2018).

APÊNDICE T – CUSTOS DE PRODUÇÃO - COLABORADORES.

Cargo	Quantidade	Turnos	Horários	Salários mínimos	Salário base	Adicional noturno	Taxa INSS	INSS
Advogado empresarial	1	comercial	8h às 18h	4,8	R\$ 4.623,61	-	11%	R\$ 508,60
Almoxarife	1	comercial	8h às 18h	1,0	R\$ 960,52	-	8%	R\$ 76,84
Analista de controle de qualidade	2	matutino/vespertino	6h às 14h	2,1	R\$ 1.967,38	-	9%	R\$ 177,06
Analista de controle de qualidade	2	vespertino/noturno	14h às 22h	2,1	R\$ 1.967,38	-	9%	R\$ 177,06
Analista de controle de qualidade	2	noturno/matutino	22h às 6h	2,1	R\$ 1.967,38	R\$ 393,48	9%	R\$ 177,06
Analista de PCP	2	matutino/vespertino	6h às 14h	1,1	R\$ 1.090,00	-	8%	R\$ 87,20
Analista de PCP	2	vespertino/noturno	14h às 22h	1,1	R\$ 1.090,00	-	8%	R\$ 87,20
Analista de PCP	2	noturno/matutino	22h às 6h	1,1	R\$ 1.090,00	R\$ 218,00	8%	R\$ 87,20
Assistente de cozinha	2	comercial	8h às 18h	1,0	R\$ 954,00	-	8%	R\$ 76,32
Assistente de departamento pessoal	1	comercial	8h às 18h	2,1	R\$ 2.017,00	-	9%	R\$ 181,53
Assistente de recursos humanos	1	comercial	8h às 18h	2,3	R\$ 2.208,15	-	9%	R\$ 198,73
Assistente de suprimentos	2	matutino/vespertino	6h às 14h	3,3	R\$ 3.111,00	-	11%	R\$ 342,21
Assistente de suprimentos	2	vespertino/noturno	14h às 22h	3,3	R\$ 3.111,00	-	11%	R\$ 342,21
Assistente de suprimentos	2	noturno/matutino	22h às 6h	3,3	R\$ 3.111,00	R\$ 622,20	11%	R\$ 342,21
Assistente de vendas	1	comercial	8h às 18h	1,1	R\$ 1.056,09	-	8%	R\$ 84,49
Auxiliar de logística	1	matutino/vespertino	6h às 14h	1,6	R\$ 1.524,09	-	8%	R\$ 121,93
Auxiliar de logística	1	vespertino/noturno	14h às 22h	1,6	R\$ 1.524,09	-	8%	R\$ 121,93
Auxiliar de manutenção	2	matutino/vespertino	6h às 14h	1,0	R\$ 954,00	-	8%	R\$ 76,32
Auxiliar de manutenção	2	vespertino/noturno	14h às 22h	1,0	R\$ 954,00	-	8%	R\$ 76,32
Auxiliar de manutenção	2	noturno/matutino	22h às 6h	1,0	R\$ 954,00	R\$ 190,80	8%	R\$ 76,32
Auxiliar de serviços gerais	3	matutino/vespertino	6h às 14h	1,0	R\$ 954,00	-	8%	R\$ 76,32
Cozinheira	1	comercial	8h às 18h	1,0	R\$ 954,00	-	8%	R\$ 76,32
Diretor geral	1	comercial	8h às 18h	9,7	R\$ 9.242,00	-	11%	R\$ 1.016,62
Engenheiro de controle e automação	1	matutino/vespertino	6h às 14h	5,2	R\$ 4.932,26	-	11%	R\$ 542,55
Engenheiro de controle e automação	1	vespertino/noturno	14h às 22h	5,2	R\$ 4.932,26	-	11%	R\$ 542,55
Engenheiro de controle e automação	1	noturno/matutino	22h às 6h	5,2	R\$ 4.932,26	R\$ 986,45	11%	R\$ 542,55
Engenheiro de segurança no trabalho	1	comercial	8h às 18h	5,0	R\$ 4.751,94	-	11%	R\$ 522,71
Gerente administrativo financeiro	1	comercial	8h às 18h	2,7	R\$ 2.533,70	-	9%	R\$ 228,03
Gerente comercial	1	comercial	8h às 18h	2,7	R\$ 2.599,32	-	9%	R\$ 233,94
Gerente de produção	1	comercial	8h às 18h	3,5	R\$ 3.300,89	-	11%	R\$ 363,10
Médico clínico geral	1	vespertino	12h às 16h	5,5	R\$ 5.248,10	-	11%	R\$ 577,29
Operador de caldeira	2	matutino/vespertino	6h às 14h	1,2	R\$ 1.149,15	-	8%	R\$ 91,93
Operador de caldeira	2	vespertino/noturno	14h às 22h	1,2	R\$ 1.149,15	-	8%	R\$ 91,93
Operador de caldeira	2	noturno/matutino	22h às 6h	1,2	R\$ 1.149,15	R\$ 229,83	8%	R\$ 91,93
Operador de empilhadeira	4	matutino/vespertino	6h às 14h	1,2	R\$ 1.168,25	-	8%	R\$ 93,46
Operador de empilhadeira	4	vespertino/noturno	14h às 22h	1,2	R\$ 1.168,25	-	8%	R\$ 93,46
Operador de empilhadeira	4	noturno/matutino	22h às 6h	1,2	R\$ 1.168,25	R\$ 233,65	8%	R\$ 93,46
Operador de ETE	1	matutino/vespertino	6h às 14h	1,1	R\$ 1.054,03	-	8%	R\$ 84,32
Operador de ETE	1	vespertino/noturno	14h às 22h	1,1	R\$ 1.054,03	-	8%	R\$ 84,32
Operador de ETE	1	noturno/matutino	22h às 6h	1,1	R\$ 1.054,03	R\$ 210,81	8%	R\$ 84,32
Operador de produção (extração e recuperação)	3	matutino/vespertino	6h às 14h	1,2	R\$ 1.113,31	-	8%	R\$ 89,06
Operador de produção (extração e recuperação)	3	vespertino/noturno	14h às 22h	1,2	R\$ 1.113,31	-	8%	R\$ 89,06
Operador de produção (extração e recuperação)	3	noturno/matutino	22h às 6h	1,2	R\$ 1.113,31	R\$ 222,66	8%	R\$ 89,06
Operador de produção (preparo e recebimento)	3	matutino/vespertino	6h às 14h	1,2	R\$ 1.113,31	-	8%	R\$ 89,06
Operador de produção (preparo e recebimento)	3	vespertino/noturno	14h às 22h	1,2	R\$ 1.113,31	-	8%	R\$ 89,06
Operador de produção (preparo e recebimento)	3	noturno/matutino	22h às 6h	1,2	R\$ 1.113,31	R\$ 222,66	8%	R\$ 89,06
Operador de produção (refino)	3	matutino/vespertino	6h às 14h	1,2	R\$ 1.113,31	-	8%	R\$ 89,06
Operador de produção (refino)	3	vespertino/noturno	14h às 22h	1,2	R\$ 1.113,31	-	8%	R\$ 89,06
Operador de produção (refino)	3	noturno/matutino	22h às 6h	1,2	R\$ 1.113,31	R\$ 222,66	8%	R\$ 89,06
Porteiro	4	matutino/vespertino	7h às 19h	1,0	R\$ 954,00	-	8%	R\$ 76,32
Porteiro	4	vespertino/noturno	19h às 7h	1,0	R\$ 954,00	R\$ 190,80	8%	R\$ 76,32
Secretário bilingue	2	comercial	8h às 18h	1,9	R\$ 1.771,54	-	9%	R\$ 159,44
Supervisor de extração	1	matutino/vespertino	6h às 14h	2,3	R\$ 2.206,18	-	9%	R\$ 198,56
Supervisor de extração	1	vespertino/noturno	14h às 22h	2,3	R\$ 2.206,18	-	9%	R\$ 198,56
Supervisor de extração	1	noturno/matutino	22 às 6h	2,3	R\$ 2.206,18	R\$ 441,24	9%	R\$ 198,56
Supervisor de finanças	1	comercial	8h às 18h	2,9	R\$ 2.782,37	-	9%	R\$ 250,41
Supervisor de logística	1	comercial	8h às 18h	2,7	R\$ 2.612,00	-	9%	R\$ 235,08
Supervisor de recebimento e preparo	1	matutino/vespertino	6h às 14h	2,3	R\$ 2.206,18	-	9%	R\$ 198,56
Supervisor de recebimento e preparo	1	vespertino/noturno	14h às 22h	2,3	R\$ 2.206,18	-	9%	R\$ 198,56
Supervisor de recursos humanos	1	comercial	8h às 18h	3,1	R\$ 2.939,00	-	11%	R\$ 323,29
Supervisor de refino	1	matutino/vespertino	6h às 14h	2,3	R\$ 2.206,18	-	9%	R\$ 198,56
Supervisor de refino	1	vespertino/noturno	14h às 22h	2,3	R\$ 2.206,18	-	9%	R\$ 198,56
Supervisor de suprimentos	1	comercial	8h às 18h	3,4	R\$ 3.237,00	-	11%	R\$ 356,07
Supervisor de vendas	1	comercial	8h às 18h	2,1	R\$ 1.980,67	-	9%	R\$ 178,26
Técnico de enfermagem	1	matutino/vespertino	6h às 14h	1,2	R\$ 1.135,74	-	8%	R\$ 90,86
Técnico de enfermagem	1	vespertino/noturno	14h às 22h	1,2	R\$ 1.135,74	-	8%	R\$ 90,86
Técnico de enfermagem	1	noturno/matutino	22h às 6h	1,2	R\$ 1.135,74	R\$ 227,15	8%	R\$ 90,86
Telefonista/SAC	2	matutino	6h às 12h	1,0	R\$ 954,00	-	8%	R\$ 76,32
Telefonista/SAC	2	vespertino	12h às 18h	1,0	R\$ 954,00	-	8%	R\$ 76,32
Telefonista/SAC	2	noturno	18h às 0h	1,0	R\$ 954,00	-	8%	R\$ 76,32
Telefonista/SAC	1	noturno	0h às 6h	1,0	R\$ 954,00	R\$ 190,80	8%	R\$ 76,32
Zeladores	6	matutino/vespertino	6h às 14h	1,0	R\$ 954,00	-	8%	R\$ 76,32
Zeladores	2	vespertino/noturno	14h às 22h	1,0	R\$ 954,00	-	8%	R\$ 76,32
TOTAL	134	-	-	149,4	R\$ 142.554,56	R\$ 4.803,18		R\$ 13.527,04

Cargo	Taxa FGTS	FGTS	13º salário	Férias	Taxa de insalubridade	Insalubridade	IRPF	Periculosidade	Salário individual	Costo mensal
Advogado empresarial	0,08	R\$ 369,89	R\$ 385,30	R\$ 513,73	-	-	R\$ 1.040,31	-	R\$ 7.441,44	R\$ 7.441,44
Almoxarife	0,08	R\$ 76,84	R\$ 80,04	R\$ 106,72	-	-	-	-	R\$ 1.300,97	R\$ 1.300,97
Analista de controle de qualidade	0,08	R\$ 157,39	R\$ 163,95	R\$ 218,60	0,4	R\$ 786,95	R\$ 147,55	-	R\$ 3.618,89	R\$ 7.237,77
Analista de controle de qualidade	0,08	R\$ 157,39	R\$ 163,95	R\$ 218,60	0,4	R\$ 786,95	R\$ 147,55	-	R\$ 3.618,89	R\$ 7.237,77
Analista de controle de qualidade	0,08	R\$ 157,39	R\$ 163,95	R\$ 218,60	0,4	R\$ 786,95	R\$ 147,55	-	R\$ 4.012,36	R\$ 8.024,72
Analista de PCP	0,08	R\$ 87,20	R\$ 90,83	R\$ 121,11	-	-	-	-	R\$ 1.476,34	R\$ 2.952,69
Analista de PCP	0,08	R\$ 87,20	R\$ 90,83	R\$ 121,11	-	-	-	-	R\$ 1.476,34	R\$ 2.952,69
Analista de PCP	0,08	R\$ 87,20	R\$ 90,83	R\$ 121,11	-	-	-	-	R\$ 1.694,34	R\$ 3.388,69
Assistente de cozinha	0,08	R\$ 76,32	R\$ 79,50	R\$ 106,00	-	-	-	-	R\$ 1.292,14	R\$ 2.584,28
Assistente de departamento pessoal	0,08	R\$ 161,36	R\$ 168,08	R\$ 224,11	-	-	R\$ 151,28	-	R\$ 2.903,36	R\$ 2.903,36
Assistente de recursos humanos	0,08	R\$ 176,65	R\$ 184,01	R\$ 245,35	-	-	R\$ 165,61	-	R\$ 3.178,51	R\$ 3.178,51
Assistente de suprimentos	0,08	R\$ 248,88	R\$ 259,25	R\$ 345,67	0,4	R\$ 1.244,40	R\$ 466,65	R\$ 933,30	R\$ 6.951,36	R\$ 13.902,71
Assistente de suprimentos	0,08	R\$ 248,88	R\$ 259,25	R\$ 345,67	0,4	R\$ 1.244,40	R\$ 466,65	R\$ 933,30	R\$ 6.951,36	R\$ 13.902,71
Assistente de suprimentos	0,08	R\$ 248,88	R\$ 259,25	R\$ 345,67	0,4	R\$ 1.244,40	R\$ 466,65	R\$ 933,30	R\$ 7.573,56	R\$ 15.147,11
Assistente de vendas	0,08	R\$ 84,49	R\$ 88,01	R\$ 117,34	-	-	-	-	R\$ 1.430,42	R\$ 1.430,42
Auxiliar de logística	0,08	R\$ 121,93	R\$ 127,01	R\$ 169,34	-	-	-	-	R\$ 2.064,30	R\$ 2.064,30
Auxiliar de logística	0,08	R\$ 121,93	R\$ 127,01	R\$ 169,34	-	-	-	-	R\$ 2.064,30	R\$ 2.064,30
Auxiliar de manutenção	0,08	R\$ 76,32	R\$ 79,50	R\$ 106,00	0,2	R\$ 190,80	-	-	R\$ 1.482,94	R\$ 2.965,88
Auxiliar de manutenção	0,08	R\$ 76,32	R\$ 79,50	R\$ 106,00	0,2	R\$ 190,80	-	-	R\$ 1.482,94	R\$ 2.965,88
Auxiliar de manutenção	0,08	R\$ 76,32	R\$ 79,50	R\$ 106,00	0,2	R\$ 190,80	-	-	R\$ 1.673,74	R\$ 3.347,48
Auxiliar de serviços gerais	0,08	R\$ 76,32	R\$ 79,50	R\$ 106,00	-	-	-	-	R\$ 1.482,94	R\$ 4.448,82
Cozinheira	0,08	R\$ 76,32	R\$ 79,50	R\$ 106,00	-	-	-	-	R\$ 1.482,94	R\$ 1.482,94
Diretor geral	0,08	R\$ 739,36	R\$ 770,17	R\$ 1.026,89	-	-	R\$ 2.541,55	-	R\$ 15.336,59	R\$ 15.336,59
Engenheiro de controle e automação	0,08	R\$ 394,58	R\$ 411,02	R\$ 548,03	-	-	R\$ 1.356,37	-	R\$ 8.184,81	R\$ 8.184,81
Engenheiro de controle e automação	0,08	R\$ 394,58	R\$ 411,02	R\$ 548,03	-	-	R\$ 1.356,37	-	R\$ 8.184,81	R\$ 8.184,81
Engenheiro de controle e automação	0,08	R\$ 394,58	R\$ 411,02	R\$ 548,03	-	-	R\$ 1.356,37	-	R\$ 9.171,26	R\$ 9.171,26
Engenheiro de segurança no trabalho	0,08	R\$ 380,16	R\$ 396,00	R\$ 527,99	0,2	R\$ 950,39	R\$ 1.306,78	-	R\$ 8.835,97	R\$ 8.835,97
Gerente administrativo financeiro	0,08	R\$ 202,70	R\$ 211,14	R\$ 281,52	-	-	R\$ 190,03	-	R\$ 3.647,12	R\$ 3.647,12
Gerente comercial	0,08	R\$ 207,95	R\$ 216,61	R\$ 288,81	-	-	R\$ 194,95	-	R\$ 3.741,58	R\$ 3.741,58
Gerente de produção	0,08	R\$ 264,07	R\$ 275,07	R\$ 366,77	-	-	R\$ 495,13	-	R\$ 5.065,03	R\$ 5.065,03
Médico clínico geral	0,08	R\$ 419,85	R\$ 437,34	R\$ 583,12	-	-	R\$ 1.443,23	-	R\$ 8.708,93	R\$ 8.708,93
Operador de caldeira	0,08	R\$ 91,93	R\$ 95,76	R\$ 127,68	0,2	R\$ 229,83	-	R\$ 344,75	R\$ 2.131,03	R\$ 4.262,07
Operador de caldeira	0,08	R\$ 91,93	R\$ 95,76	R\$ 127,68	0,2	R\$ 229,83	-	R\$ 344,75	R\$ 2.131,03	R\$ 4.262,07
Operador de caldeira	0,08	R\$ 91,93	R\$ 95,76	R\$ 127,68	0,2	R\$ 229,83	-	R\$ 344,75	R\$ 2.360,86	R\$ 4.721,73
Operador de empilhadeira	0,08	R\$ 93,46	R\$ 97,35	R\$ 129,81	0,2	R\$ 233,65	-	-	R\$ 1.815,98	R\$ 7.263,92
Operador de empilhadeira	0,08	R\$ 93,46	R\$ 97,35	R\$ 129,81	0,2	R\$ 233,65	-	-	R\$ 1.815,98	R\$ 7.263,92
Operador de empilhadeira	0,08	R\$ 93,46	R\$ 97,35	R\$ 129,81	0,2	R\$ 233,65	-	-	R\$ 2.049,63	R\$ 8.198,52
Operador de ETE	0,08	R\$ 84,32	R\$ 87,84	R\$ 117,11	0,2	R\$ 210,81	-	-	R\$ 1.638,43	R\$ 1.638,43
Operador de ETE	0,08	R\$ 84,32	R\$ 87,84	R\$ 117,11	0,2	R\$ 210,81	-	-	R\$ 1.638,43	R\$ 1.638,43
Operador de ETE	0,08	R\$ 84,32	R\$ 87,84	R\$ 117,11	0,2	R\$ 210,81	-	-	R\$ 1.849,24	R\$ 1.849,24
Operador de produção (extração e recuperação)	0,08	R\$ 89,06	R\$ 92,78	R\$ 123,70	0,2	R\$ 222,66	-	R\$ 333,99	R\$ 2.064,57	R\$ 6.193,71
Operador de produção (extração e recuperação)	0,08	R\$ 89,06	R\$ 92,78	R\$ 123,70	0,2	R\$ 222,66	-	R\$ 333,99	R\$ 2.064,57	R\$ 6.193,71
Operador de produção (extração e recuperação)	0,08	R\$ 89,06	R\$ 92,78	R\$ 123,70	0,2	R\$ 222,66	-	R\$ 333,99	R\$ 2.287,23	R\$ 6.861,70
Operador de produção (preparo e recebimento)	0,08	R\$ 89,06	R\$ 92,78	R\$ 123,70	0,2	R\$ 222,66	-	-	R\$ 1.730,58	R\$ 5.191,74
Operador de produção (preparo e recebimento)	0,08	R\$ 89,06	R\$ 92,78	R\$ 123,70	0,2	R\$ 222,66	-	-	R\$ 1.730,58	R\$ 5.191,74
Operador de produção (preparo e recebimento)	0,08	R\$ 89,06	R\$ 92,78	R\$ 123,70	0,2	R\$ 222,66	-	-	R\$ 1.953,24	R\$ 5.859,72
Operador de produção (refino)	0,08	R\$ 89,06	R\$ 92,78	R\$ 123,70	0,2	R\$ 222,66	-	R\$ 333,99	R\$ 2.064,57	R\$ 6.193,71
Operador de produção (refino)	0,08	R\$ 89,06	R\$ 92,78	R\$ 123,70	0,2	R\$ 222,66	-	R\$ 333,99	R\$ 2.064,57	R\$ 6.193,71
Operador de produção (refino)	0,08	R\$ 89,06	R\$ 92,78	R\$ 123,70	0,2	R\$ 222,66	-	R\$ 333,99	R\$ 2.287,23	R\$ 6.861,70
Porteiro	0,08	R\$ 76,32	R\$ 79,50	R\$ 106,00	-	-	-	R\$ 286,20	R\$ 1.292,14	R\$ 5.168,56
Porteiro	0,08	R\$ 76,32	R\$ 79,50	R\$ 106,00	-	-	-	R\$ 286,20	R\$ 1.482,94	R\$ 5.931,76
Secretário bilíngue	0,08	R\$ 141,72	R\$ 147,63	R\$ 196,84	-	-	-	-	R\$ 2.417,17	R\$ 4.834,34
Supervisor de extração	0,08	R\$ 176,49	R\$ 183,85	R\$ 245,13	0,4	R\$ 882,47	R\$ 165,46	-	R\$ 4.058,15	R\$ 4.058,15
Supervisor de extração	0,08	R\$ 176,49	R\$ 183,85	R\$ 245,13	0,4	R\$ 882,47	R\$ 165,46	-	R\$ 4.058,15	R\$ 4.058,15
Supervisor de extração	0,08	R\$ 176,49	R\$ 183,85	R\$ 245,13	0,4	R\$ 882,47	R\$ 165,46	-	R\$ 4.499,38	R\$ 4.499,38
Supervisor de finanças	0,08	R\$ 222,59	R\$ 231,86	R\$ 309,15	-	-	R\$ 208,68	-	R\$ 4.005,07	R\$ 4.005,07
Supervisor de logística	0,08	R\$ 208,96	R\$ 217,67	R\$ 290,22	-	-	R\$ 195,90	-	R\$ 3.759,83	R\$ 3.759,83
Supervisor de recebimento e preparo	0,08	R\$ 176,49	R\$ 183,85	R\$ 245,13	0,4	R\$ 882,47	R\$ 165,46	-	R\$ 4.058,15	R\$ 4.058,15
Supervisor de recebimento e preparo	0,08	R\$ 176,49	R\$ 183,85	R\$ 245,13	0,4	R\$ 882,47	R\$ 165,46	-	R\$ 4.058,15	R\$ 4.058,15
Supervisor de recursos humanos	0,08	R\$ 235,12	R\$ 244,92	R\$ 326,56	-	-	R\$ 440,85	-	R\$ 4.509,73	R\$ 4.509,73
Supervisor de refino	0,08	R\$ 176,49	R\$ 183,85	R\$ 245,13	0,4	R\$ 882,47	R\$ 165,46	-	R\$ 4.058,15	R\$ 4.058,15
Supervisor de refino	0,08	R\$ 176,49	R\$ 183,85	R\$ 245,13	0,4	R\$ 882,47	R\$ 165,46	-	R\$ 4.058,15	R\$ 4.058,15
Supervisor de suprimentos	0,08	R\$ 258,96	R\$ 269,75	R\$ 359,67	0,4	R\$ 1.294,80	R\$ 485,55	-	R\$ 6.261,80	R\$ 6.261,80
Supervisor de vendas	0,08	R\$ 158,45	R\$ 165,06	R\$ 220,07	-	-	R\$ 148,55	-	R\$ 2.851,06	R\$ 2.851,06
Técnico de enfermagem	0,08	R\$ 90,86	R\$ 94,65	R\$ 126,19	-	-	-	-	R\$ 1.538,30	R\$ 1.538,30
Técnico de enfermagem	0,08	R\$ 90,86	R\$ 94,65	R\$ 126,19	-	-	-	-	R\$ 1.538,30	R\$ 1.538,30
Técnico de enfermagem	0,08	R\$ 90,86	R\$ 94,65	R\$ 126,19	-	-	-	-	R\$ 1.765,44	R\$ 1.765,44
Telefonista/SAC	0,08	R\$ 76,32	R\$ 79,50	R\$ 106,00	-	-	-	-	R\$ 1.292,14	R\$ 2.584,28
Telefonista/SAC	0,08	R\$ 76,32	R\$ 79,50	R\$ 106,00	-	-	-	-	R\$ 1.292,14	R\$ 2.584,28
Telefonista/SAC	0,08	R\$ 76,32	R\$ 79,50	R\$ 106,00	-	-	-	-	R\$ 1.292,14	R\$ 2.584,28
Telefonista/SAC	0,08	R\$ 76,32	R\$ 79,50	R\$ 106,00	-	-	-	-	R\$ 1.482,94	R\$ 1.482,94
Zeladores	0,08	R\$ 76,32	R\$ 79,50	R\$ 106,00	-	-	-	-	R\$ 1.292,14	R\$ 7.752,84
Zeladores	0,08	R\$ 76,32	R\$ 79,50	R\$ 106,00	-	-	-	-	R\$ 1.292,14	R\$ 2.584,28
TOTAL		R\$ 11.404,36	R\$ 11.879,55	R\$ 15.839,40		R\$ 19.115,76	R\$ 16.078,37	R\$ 6.410,49	R\$ 241.421,91	R\$ 370.226,66

APÊNDICE U – TRATAMENTO DE EFLUENTES.

Com intuito de obter o tempo de retenção (τ) partiu-se da Equação 137.

$$\frac{1}{\tau} = \frac{\mu_m \cdot S_e}{K_s + S_e} - b \quad (137)$$

em que, S_e corresponde a 40% da DBO inicial (remoção de 60%), os demais parâmetros (μ_m – taxa de crescimento específico, K_s – coeficiente de meia saturação e b – taxa de decaimento) foram assumidos de acordo com Jeppsson (1996).

$$\frac{1}{\tau} = \frac{6,9 \text{ d}^{-1} \cdot 2,95 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}}{60 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1} + 2,95 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}} - 0,06 \text{ d}^{-1}$$

$$\tau = 3,8 \text{ d}$$

De modo a determinar a concentração de biomassa (X_e) empregou-se Equação 138:

$$\tau = \frac{(S_a - S_e) \cdot Y \cdot (K_s + S_e)}{\mu_m \cdot X_e \cdot S_e} \quad (138)$$

em que S_a , correspondente a quantidade inicial de DBO ($7,38 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$) e Y (fator de rendimento) foram considerados segundo Jeppsson (1996).

$$3,8 \text{ d} = \frac{(7,38 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1} - 2,95 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}) \cdot 0,565 \cdot (60 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1} + 2,95 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1})}{6,9 \text{ d}^{-1} \cdot X_e \cdot 2,95 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}}$$

$$X_e = 2,04 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$$

Somando-se as três vazões volumétricas das águas residuais, $7,542 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, calculou-se o volume da lagoa.

$$V = 7,542 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 3,8 \text{ d} \cdot \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ d}}$$

$$V = 687,8 \text{ m}^3$$

Para dimensionar o decantador da unidade de tratamento de efluentes utilizou-se a NBR 12209 (2011), que trata sobre o projeto de estações de tratamento de esgoto sanitário, por falta de uma norma específica para efluentes industriais. Primeiramente, determinou-se a área do decantador conforme Equação 139.

$$A = \frac{\dot{V}}{TAS} \quad (139)$$

em que \dot{V} é a vazão volumétrica do efluente a ser tratado e TAS é a taxa de aplicação superficial, que de acordo com a NBR 12209 (2011) para o caso em questão, que precede lodos ativados, deve ser menor ou igual a $120 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$, considerou-se essa taxa como $100 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$ e vazão advinda da lagoa de $7,542 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, a área foi de $1,81 \text{ m}^2$.

O próximo cálculo consiste em computar o diâmetro do decantador, sendo que esse deve ter um valor máximo de 7 m (NBR 12209, 2011), para a unidade de tratamento de efluentes da MaraSul – Indústria de Óleos Vegetais o diâmetro do decantador é de 1,52 m. A norma estabelece também a profundidade máxima da água ($H_{\text{água}}$), 0,5 m, com isso determinou-se o volume de decantação (Equação 140).

$$V_{\text{decantação}} = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot H_{\text{água}} \quad (140)$$

O volume encontrado de decantação foi de $0,905 \text{ m}^3$. Uma vez que, o decantador possui um corpo cônico abaixo da área de decantação, para encontrar o volume útil do decantador é necessário obter o volume do cone sabendo que a inclinação mínima do poço é 1,5 metros na vertical e 1 metro na horizontal (NBR 12209, 2011). Com isso, determinou-se a altura do poço e então o volume do poço, sendo esse último igual a $0,31 \text{ m}^3$.

O volume útil é a soma do volume do poço e do volume de decantação, por meio da Equação 141 pode-se, então, calcular o tempo de detenção hidráulica (TDH).

$$TDH = \frac{V_{\text{útil}}}{\dot{V}} \quad (141)$$

O tempo encontrado foi de 0,16 horas para o volume útil de $1,215 \text{ m}^3$. Com TDH e o volume do poço determina-se a vazão de lodo, sendo essa igual a $1,9375 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$.

APÊNDICE V – LEGENDA DE IDENTIFICAÇÃO DOS EQUIPAMENTOS NO PFD DA MARASUL – INDÚSTRIA DE ÓLEOS VEGETAIS.

Formato geral: WW-XYZZ A/B/C	Significado
WW	Carta de identificação para a classificação do equipamento
X	Designação do setor da planta industrial
Y	Designação da área da planta industrial
ZZ	Número designado para quantificar os equipamentos
A/B/C	Identificação das unidades paralelas

APÊNDICE W- ESPECIFICAÇÕES DOS EQUIPAMENTOS NO PFD DA MARASUL – INDÚSTRIA DE ÓLEOS VEGETAIS.

Equipamentos do processo	Sigla	Identificação do Equipamento	Material de construção	Dimensionamento
Silo de armazenamento	SA	SA-1001	Aço Z450	21,83x27,50m (D ¹ xH ²)
Balança	BL	BL-1001, BL-2001, BL-2002	Aço inox 314	10,0-3300,0 ton/h (C ³)
Bomba Centrífuga	BC	BC-3101, BC-3102, BC-3202, BC-4101, BC-4201, BC-4202, BC-4203	Ferro fundido	5,5 kW (P ⁴)
Bomba de deslocamento positivo	BP	BP-3201, BP-3202, BP-3203, BP-3301, BP-3302, BP-4101, BP-4201, BP-4202, BP-4203, BP-4204, BP-4205, BP-4302, BP-4301	Ferro fundido	37 kW (P)
Branqueador	B	B-3301	Aço inox 314	420 kW (P)
Centrífuga	CG	CG-4101	Aço inox 314	22 kW (P)
		CG-4201, CG-4202	Epóxi	22 kW (P)
Condensador	C	C-3301	Aço inox 314	77,68 m ² (AT ⁵)
		C-3302	Aço inox 314	134,31 m ² (AT)
		C-4401	Aço carbono	0,60 m ² (AT)
Condicionador	CD	CD-2001	Aço carbono	44,1 kW (P)
Decantador	DC	DC-3301	Aço carbono	4,2x2,5x8,5m (HxLxC)
Desodorizador	DR	DR-4401	Aço carbono	10x5m (DxH)
Dessolventizador - Tostador - Secador	D	D-3101	Aço inox AISI	1,2x15,5m (DxH)
Difusor	DF	DF-3301	Aço inox 314	49,01 kPa (P2-P1) ⁶
		DF-3302	Aço inox 314	39,7 kPa (P2-P1)
Evaporador	E	E-3201	Aço inox 314	1190,9m ² (AT)
		E-3202	Aço inox 314	102m ² (AT)

**APÊNDICE X- ESPECIFICAÇÕES DOS EQUIPAMENTOS NO PFD DA MARASUL – INDÚSTRIA DE ÓLEOS VEGETAIS
(CONTINUAÇÃO).**

Equipamentos do processo	Sigla	Identificação do Equipamento	Material de construção	Dimensionamento
Extrator	EX	EX-3101	Aço carbono	16 (n ⁷)
Filtro prensa	FP	FP-4301	Aço inox 314	2,5m ² (AF ⁸)
Laminador	L	L-2001 A/B/C	Aço carbono	1x110 kW (P)
Misturador	M	M-3301, M-3302	Aço carbono	0,3x1,0m (DxC)
		M-4101	Aço carbono	0,325m (C)
		M-4201	Polipropileno	0,6x0,85m (DxH)
		M-4202	Aço carbono	2,75x2m (DxH)
Peneira	P	P-1001	Aço inox 304	5,35x3,7x4,8m (HxLxC)
		P-2001	Aço inox 304/Aço carbono	14 (m ⁹)
Quebrador	Q	Q-2001 A/B	Aço carbono	1x30 kW (P)
Secador	S	S-1001	Aço revestido de zinco	1x100 kW (P)
		S-2001	Aço revestido de zinco	1x80 kW (P)
Secador - Resfriador	SR	SR-2001	Aço carbono	1x75 kW (P)
Separador de cascas	SC	SC-2001 A/B	Aço carbono	1x18 kW (P)
Separador de fase	SF	SF-3301	Aço carbono	0,25 m (DB ¹⁰)
Silo elevado	SE	SE-1001	Aço Z450	22,09x9,09m (HxC)
Stripper	SP	SP-3201	Aço carbono	2x10 (DxC)
Tanque Ácido-Base	TAB	TAB-4201	Aço carbono	2,75x2m (DxH)
Tanque Pulmão	TP	TP-3201	Aço carbono	31,8x10,6m (DxH)
Turbina	T	T-5001, T-5002, T-5003, T-5004	Ferro e Aço	3000 rpm (f ¹¹)
¹ Diâmetro; ² Altura; ³ Vazão mássica; ⁴ Potência; ⁵ Área de Troca Térmica; ⁶ Queda de pressão; ⁷ Número de estágios; ⁸ Área do filtro; ⁹ Mesh; ¹⁰ Diâmetro do bocal; ¹¹ Frequência de rotação.				

APÊNDICE Y– LEGENDA DAS UTILIDADES NO PFD DA MARASUL – INDÚSTRIA DE ÓLEOS VEGETAIS.

Legenda das correntes de utilidades		
Equipamentos	Siglas	Condições
S-1001	AR1	Ar de secagem: 85,7°C e 1,0 bar
	AR2	Ar de resfriamento: 28°C e 1,0 bar
	AR3	Ar úmido: 52,4°C e 1,0 bar
S-2001	AR4	Ar de secagem: 87°C e 1,0 bar
	AR5	Ar de resfriamento: 28°C e 1,0 bar
	AR6	Ar de úmido: 64,84°C e 1,0 bar
SR-2001	AR7	Ar de resfriamento: 28 °C e 1,0 bar
CD-2001	VS1	Vapor saturado: 111,4 °C e 1,5 bar
	LS1	Líquido saturado: 111,4 °C e 1,5 bar
D-3101	VS2	Vapor saturado: 127 °C e 2,5 bar
	LS2	Líquido saturado: 127 °C e 2,5 bar
E-3202	VS3	Vapor saturado: 127 °C e 2,5 bar
	LS3	Líquido saturado: 127 °C e 2,5 bar
B-4301	VS4	Vapor saturado: 111,4 °C e 1,5 bar
	LS4	Líquido saturado: 111,4 °C e 1,5 bar
C-3301	WR1	Água de resfriamento: 28°C e 1,0 bar
	WR2	Água de resfriamento: 55°C e 1,0 bar
C-3302	WR3	Água de resfriamento: 28°C e 1,0 bar
	WR4	Água de resfriamento: 55°C e 1,0 bar
C-4401	WR5	Água de resfriamento: 28°C e 1,0 bar
	WR6	Água de resfriamento: 55°C e 1,0 bar
DR-4401	SS1	Vapor superaquecido: 350°C e 10,0 bar
	SS2	Vapor superaquecido: 251,2°C e 10 bar

**APÊNDICE Z– INFORMAÇÕES COMPLEMENTARES DAS CORRENTES APRESENTADAS NO PFD DA MARASUL –
INDÚSTRIA DE ÓLEOS VEGETAIS (CONTINUAÇÃO).**

Número de correntes	61	62	63	64	65	66	67	68	69	70
Temperatura (°C)	30,0	90,0	90,0	90,0	56,0	350,0	240,0	228,4	45,0	100,0
Pressão (kPa)	151,988	151,988	151,988	151,988	101,325	1000,000	100,060	100,060	100,060	100,060
Taxa mássica (ton/dia)	5,80	199,01	34,78	164,23	178,20	3,20	163,70	3,70	163,70	3,70
Taxa mássica por componente										
Ácidos Graxos (ton/dia)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Água (ton/dia)	-	0,04	-	0,04	47,95	-	-	-	-	3,20
Avariados (ton/dia)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cascas (ton/dia)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Compostos voláteis (ton/dia)	-	-	-	-	-	-	-	0,49	-	0,49
Goma (ton/dia)	-	0,04	-	0,03	-	-	0,03	-	0,03	-
Hidróxido de Sódio (ton/dia)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Impurezas (ton/dia)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Massa de soja (ton/dia)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Óleo (ton/dia)	-	193,13	28,97	164,16	-	-	163,67	-	163,67	-
Sabão (ton/dia)	-	-	-	-	0,11	-	-	-	-	-
Soja (ton/dia)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Solvente (ton/dia)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Terra Clarificante (ton/dia)	5,80	5,80	5,80	-	-	-	-	-	-	-
Umidade (ton/dia)	-	-	-	-	129,65	-	-	-	-	-
Vapor (ton/dia)	-	-	-	-	-	-	-	3,20	-	-

**APÊNDICE Z– INFORMAÇÕES COMPLEMENTARES DAS CORRENTES APRESENTADAS NO PFD DA MARASUL –
INDÚSTRIA DE ÓLEOS VEGETAIS (CONTINUAÇÃO).**

Número de correntes	71	72	73	74	75
Temperatura (°C)	360,0	360,0	360,0	360,0	360,0
Pressão (kPa)	1000,000	1000,000	1000,000	1000,000	1000,000
Taxa mássica (ton/dia)	245,56	98,59	20,53	41,95	80,35
Taxa mássica por componente					
Ácidos Graxos (ton/dia)	-	-	-	-	-
Água (ton/dia)	-	-	-	-	-
Avariados (ton/dia)	-	-	-	-	-
Cascas (ton/dia)	-	-	-	-	-
Compostos voláteis (ton/dia)	-	-	-	-	-
Goma (ton/dia)	-	-	-	-	-
Hidróxido de Sódio (ton/dia)	-	-	-	-	-
Impurezas (ton/dia)	-	-	-	-	-
Massa de soja (ton/dia)	-	-	-	-	-
Óleo (ton/dia)	-	-	-	-	-
Sabão (ton/dia)	-	-	-	-	-
Soja (ton/dia)	-	-	-	-	-
Solvente (ton/dia)	-	-	-	-	-
Terra Clarificante (ton/dia)	-	-	-	-	-
Umidade (ton/dia)	-	-	-	-	-
Vapor (ton/dia)	245,56	98,59	20,53	41,95	80,35