

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

Carolina Thomas Lau
Igor Fabrizzio da Rosa
Lucas Dalmora Pelisser
Maiko Rodrigo Monteiro
Nicolas Cassânego da Rosa

**PRODUÇÃO DE LECITINA A PARTIR DA GOMA DO
PROCESSAMENTO DO ÓLEO DE SOJA**

Santa Maria, RS
2024

**Carolina Thomas Lau
Igor Fabrizzio da Rosa
Lucas Dalmora Pelisser
Maiko Rodrigo Monteiro
Nicolas Cassânego da Rosa**

**PRODUÇÃO DE LECITINA A PARTIR DA GOMA DO
PROCESSAMENTO DO ÓLEO SOJA**

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

Orientador: Prof. Dr. Sérgio Luiz Jahn

Santa Maria, RS
2024

**Carolina Thomas Lau
Igor Fabrizzio da Rosa
Lucas Dalmora Pelisser
Maiko Rodrigo Monteiro
Nicolas Cassanego da Rosa**

**PRODUÇÃO DE LECITINA A PARTIR DA GOMA DO
PROCESSAMENTO DO ÓLEO SOJA**

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

Aprovado em 12 de Julho de 2024

**Sérgio Luiz Jahn (UFSM)
(Presidente/Orientador)**

**Prof. Dr. Michel Brondani (UFSM)
Professor Convidado**

**Prof. Dr. Rodolfo Rodrigues (UFSM)
Professor Convidado**

Santa Maria, RS
2024

RESUMO

PRODUÇÃO DE LECITINA DE SOJA A PARTIR DA GOMA DO PROCESSAMENTO DO ÓLEO SOJA

AUTORES: Carolina Thomas Lau, Igor Fabrizzio da Rosa, Lucas Dalmora Pelisser, Maiko Rodrigo Monteiro, Nicolas Cassanego da Rosa

ORIENTADOR: Prof. Sérgio Luiz Jahn

O presente trabalho teve por objetivo a realização de projeto preliminar visando a produção de lecitina de soja, empregando como matéria prima a goma de degomagem do processamento do da produção de óleo de soja. A lecitina de soja é um emulsificante natural e, observa-se uma tendência de crescimento de seu uso pelas mudanças de preferências do consumidor, além de um mercado mundial importador de lecitina de soja brasileira em ascensão. A matéria-prima a ser processada contém cerca de 52,3% de umidade, 26,7% de teor de fosfolipídeos, os quais compõem a lecitina e ácidos graxos (óleo de soja). O processo de produção projetado e dimensionado envolve principalmente a purificação dos fosfolipídeos presentes na goma. Para tal, foram empregados evaporadores de filmes finos nas etapas de remoção inicial de água e de remoção de solvente e água na lecitina após a etapa de adsorção de prováveis agrotóxicos por carvão ativado. O grau de pureza da lecitina a ser produzida permitirá sua comercialização como emulsificante para a indústria de alimentos. A unidade industrial foi projetada para a produção diária de 6295,25 kg/dia e produção anual de 2.070.000 kg, em 330 dias de produção. Através de uma criteriosa análise de localização, optou-se pela implantação da unidade de produção no município de Três Lagoas, Mato Grosso do Sul. O empreendimento possui 5 principais áreas, sendo a Área 100 para recepção de goma, Área 200 para purificação, Área 300 destinada para remoção de hexano e água, Área 400 para recuperação do solvente hexano, e por fim, Área 500 para armazenamento e envase da lecitina em barris de 200L, produzindo um total de 21.450 barris por ano. Calculou-se um investimento total de R\$ 10.443.591,24 para criação da unidade industrial. Por fim, obteve-se uma produção anual de 1869,3 toneladas de lecitina de soja, sendo comercializada a R\$ 11.660/ton. A análise econômica demonstrou que a partir do terceiro ano teria um lucro líquido anual de R\$ 10.532.309,52, possibilitando um payback de aproximadamente 2,5 anos, um Valor Presente Líquido (VPL) de R\$ 5.962.292,76 e uma Taxa Interna de Retorno (TIR) de 36%. Por fim, o projeto foi capaz de demonstrar um estudo teórico da implementação de uma unidade fabril de lecitina de soja, com um estudo aprofundado das principais rotas tecnológicas existentes atualmente, o dimensionamento dos equipamentos e estimativa de custos da mesma

Palavras-chaves: Lecitina de soja, fosfolipídeos, goma, evaporador de filme fino.

ABSTRACT

SOYBEAN LECITHIN PRODUCTION FROM Gum Obtained in the Soybean Oil Processing

Abstract

AUTHORS: Carolina Thomas Lau, Igor Fabrizzio da Rosa, Lucas Dalmora Pelisser, Maiko Rodrigo Monteiro, Nicolas Cassanego da Rosa

ADVISOR: Prof. Dr. Sérgio Luiz Jahn

This work aims at the realization of a preliminary project aimed at the production of soybean lecithin, using as raw material the degumming gum from soybean oil processing. Soy lecithin is an emulsifier of natural origin, and there is a growing trend in its use due to changes in consumer preferences, in addition to a promising market for importing Brazilian soybean lecithin. The raw material to be processed contains approximately 52.3% oil, 26.7% phosphorus, which make up the lecithin and fatty acids (soybean oil). The designed process and dimensioned plant mainly involve the purification of phospholipids present in raw gum. For this, film evaporators were used in the initial stages of water and oil removal, followed by lecithin bleaching after adsorption of pre-bleached adsorbents, and then activated charcoal. The degree of lecithin purity to be produced would allow its commercialization as an emulsifier for the food industry. The industrial unit was designed for a daily production of 6,295.25 kg/day and an annual production of 2,070,000 kg, in 330 working days. Through a location analysis criterion, the implementation of the industrial plant in the municipality of Três Lagoas, Mato Grosso do Sul, was chosen. The project has five main areas, being Area 100 for raw material reception, Area 200 for purification, Area 300 for hexane and water removal, Area 400 for solvent hexane recovery, and finally, Area 500 for storage and lecithin dispatch in 200L drums, producing a total of 21,450 barrels per year. An investment of R\$ 10,443,591.24 was calculated for the creation of the industrial unit. In the end, an annual production of 1,869.3 tons of commercialized lecithin was obtained, totaling R\$ 11,660.00. The economic analysis demonstrated that from the third year, there would be an annual net profit of R\$ 10,532,309.52, making possible a payback of approximately 2.5 years, a Net Present Value (NPV) of R\$ 5,962,292.76, and an Internal Rate of Return (IRR) of 36%. Finally, the project was able to demonstrate a theoretical model of the implementation of a soybean lecithin manufacturing unit, with an in-depth study of the main technological routes currently existing, dimensioning of equipment, and cost estimation of the same.

Keywords: Soy lecithin, phospholipids, gum, thin film evaporator.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Estrutura da lecitina.....	16
Figura 2 - Distribuição dos segmentos da lecitina	18
Figura 3 - Pontos de geração da goma de soja.....	21
Figura 4 - Importação de lecitina de soja durante o ano de 2023 por país	25
Figura 5 - Localização de Três Lagos no estado do Mato Grosso do Sul.	28
Figura 6 - Diagrama de blocos do processo de produção da lecitina de soja.	35
Figura 7 - Fluxograma detalhado da produção de lecitina em soja	39
Figura 8 - Layout da unidade fabril de lecitina de soja.....	51
Figura 9 - Diagrama de controle da temperatura dos evaporadores de filme fino.....	59
Figura 10 - Processo de tancagem (TA-101)	75
Figura 11 - Processo do evaporador de filme fino (EV-201).....	77
Figura 12 - Processo de tancagem da água residual (TA-201)	81
Figura 13 - Processo de armazenamento de solvente hexano (TA-203)	83
Figura 14 - Processo de armazenamento de carvão ativado (TA-204).....	84
Figura 15 - Detalhamento das correntes de entrada e de saída do tanque de mistura (TM-201 e TM-202).....	85
Figura 16 - Detalhamento das correntes de entrada e de saída da centrífuga (C-301)	88
Figura 17 - Detalhamento do tanque de armazenamento (TA-301)	90
Figura 18 - Detalhamento do tanque de armazenamento (TA-303)	91
Figura 19 - Detalhamento do evaporador de filme fino (EV-301)	94
Figura 20 - Detalhamento do decantador (D-401).....	98
Figura 21- Detalhamento do tanque de armazenamento de hexano residual (TA-401)	100
Figura 22 - Detalhamento do tanque de armazenamento de lecitina (TA-501).....	101

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Composição (%) da lecitina de soja.....	17
Tabela 2 - Parâmetros físico-químicos para comercialização da lecitina de soja.....	20
Tabela 3 - Composição do óleo cru e do óleo degomado	22
Tabela 4 - Composição da Goma de Óleo de Soja	23
Tabela 5 - Importação e exportação de lecitina de soja entre 2018 e 2023.	25
Tabela 6 - Dados de Estados Brasileiros que exportam Lecitina e outros fosfoaminolipídios no ano de 2023	26
Tabela 7 - Área 100: equipamento e sua funcionalidade de processo.	40
Tabela 8 - Área 200: equipamentos e suas funcionalidades de processo.	42
Tabela 9 - Área 300: equipamentos e suas funcionalidades de processo.	43
Tabela 10 - Área 400: equipamentos e suas funcionalidades de processo.	44
Tabela 11 - Área 500: equipamentos e suas funcionalidades de processo.	45
Tabela 12 - Características das bombas dispostas no processo.	46
Tabela 13 - Demanda de vapor por equipamento no processo.	52
Tabela 14 - Demanda de água de resfriamento no processo.....	53
Tabela 15 - Demanda de água da CORSAN.....	54
Tabela 16 - Dimensionamento das tubulações do processo.....	54
Tabela 17 - Dimensionamento das tubulações de vapor.....	56
Tabela 18 - Dimensionamento das tubulações de condensado.....	57
Tabela 19 - Dimensionamento das tubulações de água de resfriamento.	57
Tabela 20 - Descrição dos investimentos necessários	62
Tabela 21 - Descrição dos custos totais	63
Tabela 22 - Descrição dos custos totais por ano de operação.....	64
Tabela 23 - Descrição dos custos com insumos.....	64
Tabela 24 - Descrição dos custos com embalagem	65
Tabela 25 - Demonstrativo de Resultados do Exercício (DRE)	66
Tabela 26 - Fluxo de caixa.....	66
Tabela 27 - Taxa interna de retorno e valor presente líquido	67
Tabela 28 - Payback descontado.....	67
Tabela 29 - Composição de entrada e saída do TA-101	75
Tabela 30 – Composição de entrada e saída do Evaporador	78
Tabela 31 – Composição de água no início e no fim da evaporação	81

Tabela 32 – Composição de entrada e de saída dos tanques misturadores TM-201.....	86
Tabela 33 – Composição de entrada e saída da centrífuga	89
Tabela 34 – Dimensionamento da centrífuga	90
Tabela 35 – Composição de entrada e saída do tanque pulmão	92
Tabela 36 - Composição de saída do evaporador de filme fino (EV-301)	95
Tabela 37 – Composição de entrada e saída do decantador.....	98
Tabela 38 – Dimensionamento do decantador	99
Tabela 39 – Composição do tanque de aquecimento (TA-501)	101
Tabela 40 – Dimensionamento das bombas do processo.....	103
Tabela 41 - Dimensionamento e perda de carga das tubulações do processo.	108

LISTA DE QUADROS

Quadro 1 - Balanço de massa do processo de 1 dia de produção da lecitina de soja.	48
Quadro 2 - Dimensionamento dos equipamentos	49
Quadro 3 - Custos de aquisição dos equipamentos.....	116
Quadro 4 - Custos de folha de pagamento	118
Quadro 5 - Custos com energia.....	120
Quadro 6 - Custos com água.....	120

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	14
1.1 OBJETIVOS	14
1.2 JUSTIFICATIVA	15
2 DEFINIÇÃO DO PRODUTO	16
2.1 LECITINA	16
2.2 COMPOSIÇÃO DA LECITINA	16
2.3 APLICAÇÕES DA LECITINA.....	17
2.4 PARÂMETROS DE QUALIDADE DA LECITINA.....	18
2.4.1 Insolúvel em Acetona.....	18
2.4.2 Insolúvel em Hexano.....	19
2.4.3 Valor de Acidez	19
2.4.4 Umidade.....	19
2.4.5 Cor.....	19
2.5 PROPRIEDADES FÍSICO-QUÍMICAS DA LECITINA DE SOJA DESEJADA.....	20
3. FONTE DA MATÉRIA PRIMA	20
3.1 REFINO DO ÓLEO DE SOJA BRUTO	21
3.1.1 Degomagem	21
3.1.2 Neutralização.....	22
3.1.3 Branqueamento.....	23
3.2 PROPRIEDADES FÍSICO-QUÍMICAS DA GOMA DE ÓLEO DE SOJA	23
4 ANÁLISE DE MERCADO	24
4.1 DESCRIÇÃO DO MERCADO	24
4.2 TAMANHO DO MERCADO CONSUMIDOR	24
4.3 AVALIAÇÃO DOS COMPETIDORES	26
4.3.1 CJ Selecta.....	26
4.3.2 Quimidrol.....	27
4.3.3 Cargill.....	27
4.4 TAMANHO DA UNIDADE INDUSTRIAL	27
5 LOCALIZAÇÃO DA EMPRESA	27
6 MODELO DE NEGÓCIOS	28
6.1 PROPOSTA DE VALOR.....	29
6.2 SEGMENTO DE CLIENTES.....	29

6.3 RELACIONAMENTO COM CLIENTES	29
6.4 CANAIS.....	30
6.5 ATIVIDADES PRINCIPAIS.....	30
6.6 RECURSOS PRINCIPAIS	30
6.7 PARCERIAS PRINCIPAIS.....	31
6.8 ESTRUTURA DE CUSTOS	31
6.9 FONTE DE RECEITA	31
7 ANÁLISE DE TECNOLOGIAS	31
7.1 TECNOLOGIAS E ROTAS DE PRODUÇÃO.....	32
8 PROJETO DO PROCESSO	35
8.1 DIAGRAMA DE BLOCOS DO PROCESSO DE PRODUÇÃO	35
8.2 DESCRIÇÃO DO PROCESSO.....	36
8.3 FLUXOGRAMA DETALHADO DO PROCESSO.....	38
8.3.1 Área 100: Recepção da matéria-prima	40
8.3.2 Área 200: Purificação da matéria-prima.....	40
8.3.3 Área 300: Remoção de hexano e água.....	42
8.3.4 Área 400: Recuperação de solvente.....	44
8.3.5 Área 500: Armazenamento e envase	45
8.3.6 Bombas.....	46
8.4 BALANÇOS DE MASSA E DIMENSIONAMENTO	47
8.5 LAYOUT DA EMPRESA	51
8.6 UTILIDADES.....	52
8.6.1 Demanda de Vapor Saturado	52
8.6.2 Demanda de Água de Resfriamento.....	52
8.7 TUBULAÇÕES	54
8.7.1 Processo.....	54
8.7.2 Vapor e Condensado.....	56
8.7.3 Água de Resfriamento	57
9 CONTROLE E INSTRUMENTAÇÃO DO PROCESSO	58
9.1 CONTROLE DOS EVAPORADORES	59
9.2 DIAGRAMA DE INSTRUMENTAÇÃO E TUBULAÇÃO DO EVAPORADOR.....	59
10 ANÁLISE ECONÔMICA	61
10.1 ESTIMATIVAS	61
10.1.1 Investimento	61

10.1.2 Custos totais	62
10.1.3 Financiamento	65
10.2 VIABILIDADE ECONÔMICA	65
10.2.1 Demonstrativo de Resultados do Exercício (DRE)	65
10.2.2 Fluxo de caixa	66
10.2.3 Taxa Interna de Retorno (TIR) e Valor Presente Líquido (VPL)	66
10.2.4 Payback	67
10.3 ANÁLISE DA VIABILIDADE ECONÔMICA	68
11 CONCLUSÃO	69
REFERENCIAL BIBLIOGRÁFICO	70
APÊNDICE A - MEMORIAL DE CÁLCULO	75
APÊNDICE A.1 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE GOMA (TA-101).....	75
APÊNDICE A.2 - EVAPORADOR DE FILME FINO (EV-201)	77
APÊNDICE A.3 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE ÁGUA RESIDUAL (TA-201)	80
APÊNDICE A.4 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO (TA-202)	83
APÊNDICE A.5 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE HEXANO (TA-203)	83
APÊNDICE A.6 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE CARVÃO ATIVADO (TA- 204)	84
APÊNDICE A.7 - TANQUE DE MISTURA (TM-201 e TM-202).....	85
APÊNDICE A.8 - CENTRÍFUGA (C-301).....	88
APÊNDICE A.9 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE RESÍDUO DE CARVÃO ATIVADO (TA-301).....	90
APÊNDICE A.10 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO (TA-302)	91
APÊNDICE A.11 - TANQUE DE AQUECIMENTO (TA-303)	91
APÊNDICE A.12 - EVAPORADOR DE FILME FINO (EV-301)	93
APÊNDICE A.13 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO (TA-304)	97
APÊNDICE A.14 - DECANTADOR (D-401)	97
APÊNDICE A.15 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE HEXANO RESIDUAL (TA- 401)	99
APÊNDICE A.16 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE LECITINA (TA-501).....	100
APÊNDICE A.17 - ENVASADORA	102
APÊNDICE A.18 - CALDEIRA	102
APÊNDICE A.19 - TORRE DE RESFRIAMENTO	102
APÊNDICE A.20 - DIMENSIONAMENTO DE BOMBAS.....	103

APÊNDICE A.21 - DIMENSIONAMENTO DE TUBULAÇÕES	104
APÊNDICE A.22 - PERDA DE CARGA	105
A.22.1 Perda de carga na tubulação do processo.....	105
A.22.2 Perda de carga na tubulação de água e retorno de condensado	106
A.22.3 Perda de carga na tubulação de vapor.....	106
APÊNDICE A.23 - DEMANDA DE ÁGUA DE RESFRIAMENTO CONDENSADORES (CO-201 E CO-401).....	110
APÊNDICE B - LAYOUT.....	112
APÊNDICE B.1 - LAYOUT DOS EQUIPAMENTOS DO PROCESSO	112
APÊNDICE B.2 - LAYOUT DAS TUBULAÇÕES DO PROCESSO.....	113
APÊNDICE B.3 - LAYOUT DAS TUBULAÇÕES DE ÁGUA DO PROCESSO.....	114
APÊNDICE B.4 - LAYOUT DAS TUBULAÇÕES DE VAPOR DO PROCESSO	115
APÊNDICE C - ANÁLISE ECONÔMICA.....	116
APÊNDICE C.1 - CUSTO DE EQUIPAMENTOS	116
APÊNDICE C.2 - CUSTO COM MÃO-DE-OBRA	118
APÊNDICE C.3 - CUSTO COM ENERGIA	120
APÊNDICE C.4 - CUSTO COM ÁGUA	120
ANEXOS.....	121
ANEXO A - EQUIPAMENTO DO PROCESSO DA ÁREA 100.....	121
ANEXO A.1 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO (TA-101)	121
ANEXO B - EQUIPAMENTOS DO PROCESSO DA ÁREA 200.....	122
ANEXO B.1 - TANQUES DE ARMAZENAMENTO.....	122
ANEXO B.2 - EVAPORADOR DE FILME FINO (EV-201)	122
ANEXO B.3 - TANQUES MISTURADORES (TM-201 e TM-202).....	123
ANEXO C - EQUIPAMENTOS DO PROCESSO DA ÁREA 300.....	123
ANEXO C.1 - CENTRÍFUGA (C-301).....	123
ANEXO C.2 - TANQUES DE ARMAZENAMENTO.....	124
ANEXO C.3 - EVAPORADOR DE FILME FINO (EV-301)	124
ANEXO D - EQUIPAMENTOS DO PROCESSO DA ÁREA 400.....	125
ANEXO D.1 - DECANTADOR (D-401).....	125
ANEXO D.2 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO (TA-401)	125
ANEXO E - EQUIPAMENTOS DO PROCESSO DA ÁREA 500	126
ANEXO E.1 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO (TA-501).....	126
ANEXO E.2 - ENVASADORA (E-501).....	127

ANEXO F - BOMBAS	127
ANEXO G - EQUIPAMENTOS DO PROCESSO DA ÁREA EXTERNA.....	129
ANEXO G.1 - CALDEIRA LHC - 4.0.....	129
ANEXO G.2 - TORRE DE RESFRIAMENTO 200T.....	129
ANEXO H – SCHEDULE 40 - NORMA NBR 5590	132
ANEXO I - MODELO CANVAS	133
ANEXO J – DIAGRAMA DE MOODY.....	135

1 INTRODUÇÃO

A lecitina é amplamente utilizada nas indústrias farmacêutica e de alimentos por possuir propriedades emulsificantes. É definida como uma mistura de fosfatídeos e, apresenta-se em geral, sob o estado pastoso e de cor castanha. Sua estrutura é formada por ácidos fosfóricos ligados a bases nitrogenadas e a álcool cíclico, produzindo estruturas como a fosfatidilcolina (SOUZA, 2017). A produção de lecitina é realizada, geralmente, em conjunto com o processamento do óleo de soja e esse produto possui um alto valor agregado.

O mercado de emulsificantes naturais é dominado pela lecitina, que representa uma variedade de fontes, formatos e funcionalidades. Estima-se que 95% da lecitina produzida comercialmente seja a partir da soja, que possui em base mássica de 2 a 3% de lecitina. No Brasil e no mundo, observa-se uma tendência de crescimento do uso da lecitina, principalmente por uma crescente demanda por alimentos provenientes de fontes naturais. Isso se dá pelas mudanças nas preferências do consumidor e nas tendências de mercado que impulsionam o aumento da demanda por lecitina para suprir, por exemplo, a demanda por produtos veganos e sem glúten, a qual tem levado os fabricantes a buscar alternativas naturais e seguras, como a lecitina, em vez de aditivos artificiais.

Assim, neste trabalho foi analisada a viabilidade técnica e econômica da implantação de uma unidade industrial para a produção de lecitina a partir da goma do processamento desse óleo a fim de suprir parte da demanda nacional e agregar valor a um subproduto do processo. O projeto foi realizado com base na quantidade de soja processada em unidade industrial de processamento de soja já existente. Desta forma, todos os dimensionamentos realizados no projeto foram realizados para atingir uma produção anual de lecitina na ordem de 2070 toneladas.

1.1 OBJETIVOS

O presente trabalho visa a análise técnico-econômica da implementação de uma unidade fabril para a produção de lecitina a partir da goma retirada do óleo bruto de soja. Dessa forma, objetiva-se:

- Realizar a análise de mercado, determinando público consumidor e seus requerimentos, assim como possíveis competidores;
- Apresentar o processo de produção da lecitina;

- Projetar e dimensionar os equipamentos que compõe a planta industrial;
- Realizar a análise da viabilidade econômica da produção de lecitina;

1.2 JUSTIFICATIVA

A partir dos objetivos propostos e com base na produção e demanda atual de lecitina de soja no Brasil, esse projeto se justificativa:

- Produção nacional: o Brasil é um dos maiores produtores mundiais de soja, leguminosa utilizada principalmente para a produção de proteína e óleo vegetal. Desse processamento também são geradas quantidades consideráveis de goma, rica em fosfatídeos que purificados permitem a produção de Lecitina, um emulsificante natural, cuja demanda é crescente em termos mundiais. Esse projeto se justifica pois diversas plantas industriais ainda não aproveitam a goma provenientes do processamento de soja.
- Potencial de exportação: A lecitina de soja é um produto globalmente demandado. Uma planta industrial bem estabelecida pode explorar oportunidades de exportação para mercados internacionais, aumentando as receitas da unidade industrial de processamento de soja, contribuindo para a balança comercial brasileira.
- Empregabilidade e renda: a ampliação de unidade industrial já existente irá proporcionar oportunidade de renda a famílias da região onde será implantada;
- Impostos: o aumento no faturamento da unidade industrial proporcionará elevação na contribuição tributária.

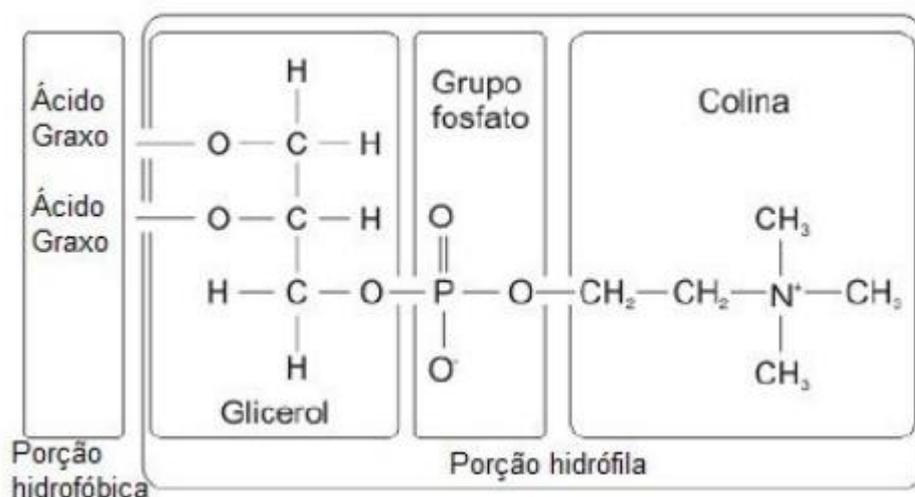
2 DEFINIÇÃO DO PRODUTO

2.1 LECITINA

A lecitina comercial corresponde a um conjunto de fosfatídeos ou fosfolipídios que, normalmente, são extraídos de fontes oleaginosas como a soja. A lecitina é utilizada para aplicações industriais ou para fins nutricionais, apresentando-se em modo geral, sob o estado pastoso e de cor acastanhada.

A lecitina é constituída por triglicerídeos, açúcares, glicolipídios, além dos fosfolipídios, sendo um produto natural, estável a temperatura ambiente e biodegradável. Além disso, possui uma estrutura molecular ambifílica, onde o ácido fosfórico é a parte hidrofílica e a cadeia de ácidos graxos a parte hidrofóbica, e é o tamanho dessa cadeia que concede uma característica mais hidrofóbica ou não à lecitina (SCHUCK, 2004). A característica hidrofílica/hidrofóbica presente nas estruturas da lecitina comercial a caracteriza como emulsificante natural com grande número de aplicações nas indústrias alimentícias e farmacêuticas. A estrutura da lecitina pode ser visualizada na Figura 1.

Figura 1 - Estrutura da lecitina



Fonte: (Furtado, 2012).

2.2 COMPOSIÇÃO DA LECITINA

A composição média da lecitina é apresentada na Tabela 1. Os parâmetros normalmente encontrados para a lecitina da soja são: uma composição de cerca de 60% de uma mistura de

fosfatídeos (lecitina, cefalina e fosfatidilinositol), 38% de óleo de soja e 2% de umidade. (MANDARINO, HIRAKURI e ROESSING, 2015). Tanto os ácidos graxos e o óleo de soja são ambos relacionados à composição lipídica da lecitina de soja, mas apresentam diferenças significativas em termos de composição, estrutura e uso.

Tabela 1 - Composição (%) da lecitina de soja

Composição	% presente na Lecitina
Água	< 2
Ácidos graxos livres	21 - 23
Óleo de soja	35 - 45
Fosfolipídeos	50 - 60

Fonte: Adaptado de CJ Selecta (2016).

2.3 APLICAÇÕES DA LECITINA

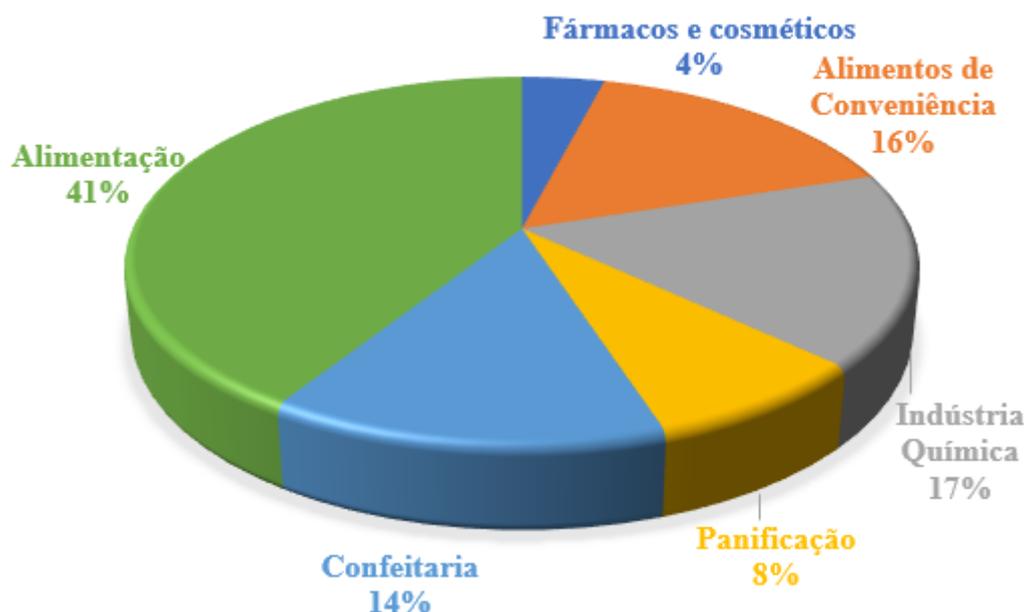
A lecitina de soja tem propriedade emoliente, emulsificante e solubilizante. Sendo assim, ela é muito utilizada nas indústrias farmacêutica e de alimentos (BATISTUZZO, 2011). Ela é um agente que ajuda a misturar ingredientes que normalmente não se combinam bem, como água e óleo. Isso é essencial em produtos como molhos, margarinas, chocolates e sorvetes, onde ajuda a manter a textura e a consistência desejadas (WARD, 2013). Além disso, ela é um ingrediente comum em produtos de panificação, onde melhora a retenção de água e ajuda na formação de uma estrutura de massa mais estável.

Na indústria farmacêutica é usada como agente de liberação controlada em medicamentos orais, parenterais e tópicos, o que significa que pode ser usada para garantir que os ingredientes ativos sejam liberados de forma gradual no corpo, proporcionando assim uma absorção mais eficaz e uma ação prolongada do medicamento. Além disso, a lecitina de soja pode ser usada na formulação de cápsulas e comprimidos para melhorar a biodisponibilidade de certos medicamentos, facilitando sua absorção pelo organismo. Além disso, atua como suplemento de colina para distúrbios de memória e Alzheimer, auxilia na redução de colesterol e triglicerídeos, melhora a circulação sanguínea, beneficia atletas ao reduzir a fadiga, auxilia em regimes de emagrecimento devido à sua ação lipotrópica e é indicada para alívio dos

sintomas da menopausa. Sua ação emulsificante ajuda a prevenir o acúmulo de gordura nos vasos sanguíneos, reduzindo o risco de doenças cardiovasculares (BATISTUZZO, 2011).

Quando analisado o mercado internacional, a Europa não consegue suprir sua necessidade de lecitina e desde 2002 importa de outros países, como o Brasil (CASTEJON, 2015). Na Figura 2, observa-se a distribuição dos segmentos em que a lecitina pode ser comercializada e utilizada.

Figura 2 - Distribuição dos segmentos da lecitina



Fonte: Adaptado de Norm (2015).

2.4 PARÂMETROS DE QUALIDADE DA LECITINA

Diversos métodos aprovados pela American Oil Chemistry Society (AOCS) são rotineiramente utilizados para determinar as especificações e controle de qualidade da lecitina.

2.4.1 Insolúvel em Acetona

A quantidade de matéria insolúvel em acetona (%AI) é uma indicação aproximada da quantidade de fosfolípidios, glicolípidios e carboidratos, pois o óleo e os ácidos graxos se dissolvem em acetona.

2.4.2 Insolúvel em Hexano

O nível de matéria insolúvel em hexano (HI) é uma medida da pureza dos produtos de lecitina. A matéria HI geralmente consiste em fibras residuais, mas às vezes contaminantes particulados podem ser introduzidos durante o processamento (por exemplo, auxiliares de filtração). O nível de matéria HI na lecitina bruta não deve exceder 0,3% e, hoje, raramente excede 0,1%.

2.4.3 Valor de Acidez

O valor de acidez (Ac) expressa a acidez na lecitina em mg KOH/g de amostra. O Ac representa a acidez contribuída por fosfolipídios (na lecitina de soja, muitas vezes 18-24 mg KOH/g) e ácidos graxos livres. Normalmente, o conteúdo de ácidos graxos livres do óleo bruto é baixo, de modo que um Ac alto em lecitinas líquidas é geralmente causado pela adição de ácidos graxos livres destilados por razões de viscosidade do produto. A lecitina hidrolisada frequentemente conterá ácidos graxos livres do processo de hidrólise.

2.4.4 Umidade

O conteúdo de água dos produtos de lecitina geralmente é inferior a 1,0%. Níveis mais altos de umidade geralmente indicam um maior potencial para deterioração ou degradação química. A umidade é determinada pelo método Karl Fischer. Um nível de umidade menos preciso também pode ser determinado por destilação azeotrópica com tolueno ou secagem em forno a 105°C.

2.4.5 Cor

Por convenção, os tons de cor âmbar da lecitina são medidos na escala de cores Gardner. A faixa de cor da lecitina clara geralmente está na faixa de Gardner 9-17 nos produtos não diluídos. Se a lecitina estiver turva, a cor pode ser medida em uma diluição filtrada em hexano ou tolueno, geralmente em uma proporção de 1:10; essa condição deve ser relatada no certificado de análise.

Em resumo, os parâmetros mencionados acima desempenham um papel crucial na avaliação e no controle da qualidade da lecitina de soja, tornando-a um ingrediente versátil e valioso em muitos produtos, desde alimentos até produtos farmacêuticos.

2.5 PROPRIEDADES FÍSICO-QUÍMICAS DA LECITINA DE SOJA DESEJADA

Para o presente projeto, os parâmetros físico-químicos a serem atingidos no produto final respeitam os padrões apresentados na Tabela 2. Esses parâmetros foram estipulados por metodologias da American Oil Chemistry Society (AOCS), e são legitimadas por órgãos como Food and Drug Administration (FDA), União Europeia e Codex Alimentarius. Os parâmetros são baseados nos teores de fosfatídeos, teores de ácidos graxos livres e teores de óleo de soja, dispostos na tabela 4.

O produto final desejado respeitará os padrões estabelecidos pela empresa Cargill, que também consta na tabela abaixo.

Tabela 2 - Parâmetros físico-químicos para comercialização da lecitina de soja.

Análises	FDA/WHO Código Alimentar	União Europeia E 322	Código de Química Alimentar	Cargill (unidade industrial projeto)
Insolúveis em acetona (%)	>60	>60 Hidrolisada>56	>50	>62
Insolúvel em hexano (%)	-	-	<0,3	<0,1
Umidade (%)	-	-	<1,5	<0,7
Índice de peróxidos (meq/kg)	<10	<10	<100	<3,0
Índice de Acidez (mg KOH/g)	<36	<35	<36	<30

Fonte: Adaptado de AOCS - *American Oil Chemistry Society* e de empresa Cargill.

3. FONTE DA MATÉRIA PRIMA

Os fornecedores da matéria-prima são indústrias produtoras de óleo de soja que não realizam o processo de refino da goma.

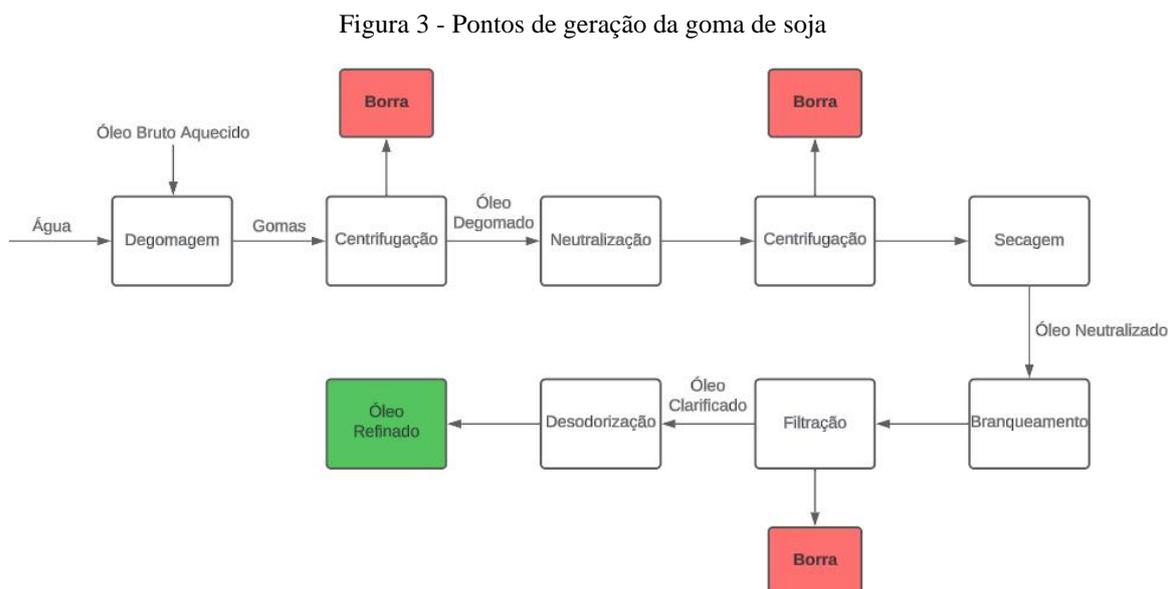
Visto isso, faz-se necessário entender o processo de refino do óleo de soja bruto e os pontos de geração de matéria prima para processamento da lecitina.

3.1 REFINO DO ÓLEO DE SOJA BRUTO

Segundo Da Fré (2009), a produção do óleo de soja na industrialização das sementes oleaginosas divide-se em duas partes, sendo a primeira parte a produção de óleo bruto e a segunda parte o refino do óleo bruto produzido. Onde a maior parte deste refino esta direcionada para a produção de biodiesel.

Dentre esses processos, encontram-se a degomagem, neutralização, branqueamento e desodorização do óleo bruto, sendo a goma do óleo de soja um resíduo gerado a partir da etapa de centrifugação do óleo bruto aquecido e misturado com água.

Durante as etapas de refino do óleo de soja, os resíduos gerados são centrifugados após cada operação e destinados a um tanque misturador, de modo a formar a borra de óleo de soja, composta pelas gomas, solução alcalina, branqueador e fluidificador, dentre outros subprodutos do processo, conforme mostra a Figura 3. Para simplificação, considerou-se a análise apenas da borra originada da centrifugação das gomas, visto que é a etapa que gera a maior quantidade de goma.



Fonte: Autores (2024).

3.1.1 Degomagem

A etapa de degomagem possui o intuito de remover fosfatídeos, proteínas, substâncias coloidais presentes no óleo bruto (DA FRÉ, 2009, p.16). Segundo o autor, essa redução de fosfatídeos e outros compostas está ligada à solubilidade dos mesmos na água e o efeito de hidratação que sofrem os fosfolipídios, os quais absorvem outros compostos ao hidratarem-se,

como, por exemplo: açúcares, proteínas, sais de ferro, entre outros. Porém não são todos os fosfolipídios que são solúveis em água. Dessa forma, os fosfolipídios não hidratáveis estão presentes, principalmente, no óleo como sais de cálcio e/ou magnésio do ácido fosfatídico e da fosfatidiletanolamina.

A quantidade de fosfatídeos no óleo bruto pode alcançar teores em torno de 3%. Os fosfatídeos e substância coloidais, as chamadas “gomos”, são facilmente hidratáveis em sua maioria e tornam-se insolúveis no óleo, o que possibilita sua remoção (MANDARINO; HIRAKURI; ROESSING, 2015). Na Tabela 3, visualiza-se a composição do óleo cru e do óleo degomado.

Tabela 3 - Composição do óleo cru e do óleo degomado

Componentes	Óleo cru	Óleo degomado com água
Fosfolipídeos (%)	2,00 - 3,00	0,30 - 0,80
Glicolipídeos (%)	0,15 - 0,30	0,02 - 0,03
Açúcares livres (%)	0,10 - 0,15	0,02 - 0,03
Ca (mg/kg)	70 - 200	50 - 120
Mg (mg/kg)	50 - 150	20 - 100
Fe (mg/kg)	1 - 5	0,5 - 3

Fonte: Adaptado de Da Fré, 2009.

3.1.2 Neutralização

A etapa de neutralização pode ser dividida em duas etapas, onde na primeira irá ocorrer a eliminação dos ácidos graxos livres (AGL) presentes no óleo, a eliminação dos fosfatídeos não hidratáveis (NHP) e assim como a remoção de produtos resultantes da decomposição de glicerídeos, proteínas e ácidos graxos oxidados (MANDARINO; HIRAKURI; ROESSING, 2015). A eliminação dos AGL's ocorre por meio da utilização de soluções alcalinas de soda cáustica, porém também sendo possível a utilização de uma solução de carbonato de sódio, a eliminação dos mesmos é de extrema importância pois a sua presença no produto provoca mau cheiro e desprendimento de gases. Já para a eliminação dos fosfatídeos não hidratáveis é utilizado um tratamento com ácido concentrado para o mesmo se tornar insolúvel no óleo e assim evitando ocorra um escurecimento irreversível do produto final.

Já a segunda etapa do processo de neutralização envolve a remoção de impurezas residuais e a melhora da estabilidade e claridade do óleo por meio de processos de lavagem do óleo com água quente visando remover excessos de sabões formados durante a neutralização dos AGL seguidos por posterior secagem e filtração garantindo o padrão desejado.

3.1.3 Branqueamento

O branqueamento tem como objetivo a diminuição de pigmentos que fornecem cor ao óleo, onde a clorofila é o principal responsável pela coloração. O processo de branqueamento pode ser dividido em duas partes, sendo a primeira em um tanque com agitação constante, no qual o óleo é misturado com o agente branqueador, sendo na maioria das vezes utilizado a terra ativada, a qual, por meio da adsorção, remove as impurezas e diminui os pigmentos do óleo. Após essa etapa o óleo é direcionado para um filtro prensa onde o óleo é separado, resultando no óleo clarificado.

3.2 PROPRIEDADES FÍSICO-QUÍMICAS DA GOMA DE ÓLEO DE SOJA

A borra resultante do processo de refino do óleo bruto de soja apresenta características físico-químicas interessantes como um alto teor de fosfolipídios os quais possuem extrema importância para a obtenção da lecitina de soja. É possível identificar as características físico-químicas da goma de soja e suas respectivas faixas de possíveis resultados na Tabela 4.

Tabela 4 - Composição da Goma de Óleo de Soja

(continua)

Análises	Resultados (%)
Ácidos graxos livres em ácido oléico (%)	11 - 13
Ácidos graxos totais (%)	25 - 30
Ácidos graxos oxidados (%)	0,3 - 0,5
Cinzas (%)	3 - 5
Matéria Insaponificável (%)	0,5 - 2
Solúveis em álcool (%)	27 - 33
Insolúveis em álcool (%)	0,8 - 1,2

(continuação)

Óleo neutro (%)	6 - 9
pH a 25°C	3,5 - 4,5
Umidade e voláteis (%)	63 - 67

Fonte: Araújo, 2016.

4 ANÁLISE DE MERCADO

4.1 DESCRIÇÃO DO MERCADO

Visto a ampla aplicabilidade da lecitina e a demanda por práticas para agregar valor a subprodutos de processo industriais, seu mercado encontra-se em uma crescente, possuindo um tamanho estimado em US\$ 1,02 bilhão em 2024, e deverá atingir US\$ 1,38 bilhão até 2029, correspondendo a um aumento de 35%, segundo projeções da Mordor Intelligence (2023).

Além disso, segundo o IEA (Instituto de Economia Agrícola) e a Embrapa (2024), o Brasil ocupa o terceiro lugar mundial na produção de óleo de soja e o maior produtor do grão, com 147,35 milhões de toneladas de grãos produzidos na safra de 2023/24.

Considerando os cenários atual e futuro, nota-se a oportunidade de investimento no mercado da lecitina, visto a maior geração de valor na cadeia produtiva da soja e consequente aumento no retorno financeiro.

4.2 TAMANHO DO MERCADO CONSUMIDOR

De acordo com dados do Comex Stat, o mercado de importação de lecitinas e outros fosfolipídios movimentou nos últimos 5 anos uma receita de, aproximadamente, US\$47 milhões por meio de uma quantidade de 17.189 toneladas. Em relação ao mercado de exportação de lecitinas e outros fosfolipídios movimentou nos últimos 5 anos uma receita de aproximadamente US\$354,17 milhões por meio de uma quantidade de 296.034 toneladas, como apresentado na Tabela 5.

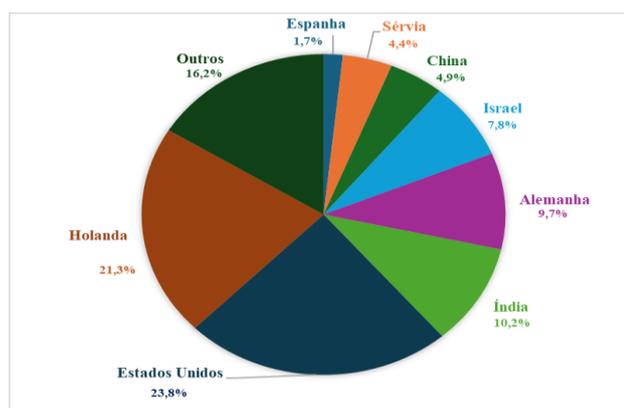
Tabela 5 - Importação e exportação de lecitina de soja entre 2018 e 2023.

Fluxo	Ano	Código NCM	Valor US\$ FOB	Toneladas Líquidas
Exportação	2018	29232000	43.062.204	39.796
Exportação	2019	29232000	37.287.818	44.020
Exportação	2020	29232000	46.663.230	59.703
Exportação	2021	29232000	47.486.343	48.780
Exportação	2022	29232000	86.808.072	54.622
Exportação	2023	9232000	106.992.167	59.276
Importação	2018	29232000	6.746.785	3.111
Importação	2019	29232000	5.947.729	1.976
Importação	2020	29232000	4.860.229	2.094
Importação	2021	29232000	7.676.900	3.297
Importação	2022	29232000	10.553.529	4.226
Importação	2023	29232000	11.835.033	2.559

Fonte: Autores (2024).

A partir disso, nota-se que a movimentação desse produto no Brasil é majoritariamente exportadora e os países que se destacam na aquisição de lecitinas e outros fosfolipídios são os Estados Unidos com aproximadamente 24%, a Holanda com aproximadamente 21,3% e Índia com aproximadamente 10,2%, como consta na Figura 4.

Figura 4 - Importação de lecitina de soja durante o ano de 2023 por país



Fonte: Autores (2024).

Portanto, a partir dos dados dispostos na Figura 4, nota-se que há uma grande parcela de mercado para comercialização deste tipo de produto frente à crescente demanda ao longo dos últimos anos, sendo possível concluir essa análise devido a identificação de mercados compradores.

4.3 AVALIAÇÃO DOS COMPETIDORES

A Tabela 6 apresenta uma nominata dos principais Estados brasileiros, com os respectivos valores e quantidades mássicas de Lecitinas e outros fosfoaminolipídios exportados no ano de 2023. É possível verificar que o Estado do Paraná é responsável por 42,2% das exportações, seguido dos estados de Goiás e Mato Grosso, com 19,92% e 18,22% respectivamente. Complementado a análise de mercado, verificou-se a relação da produção de lecitina de soja entre os possíveis competidores desta categoria, como por exemplo a CJ Selecta e Quimidrol.

Tabela 6 - Dados de Estados Brasileiros que exportam Lecitina e outros fosfoaminolipídios no ano de 2023

UF do Produto	Valor US\$ FOB	Quilograma Líquido	% em massa	US\$/kg
Paraná	36261634	11808022	42,208%	1,449343
Goiás	26230035	4676069	19,920%	2,221374
Minas Gerais	13154457	10801117	7,889%	2,813144
Mato Grosso	11742762	5325183	18,222%	1,08718
Rio Grande do Sul	10372668	554062	8,984%	1,947852
Bahia	6925575	1045976	0,935%	12,49964
São Paulo	2197287	43216	1,765%	2,100705
Santa Catarina	94699	3534	0,073%	2,191295
Rio de Janeiro	13007	59276541	0,006%	3,680532

Fonte: Autores (2024).

4.3.1 CJ Selecta

A CJ Selecta é um concorrente forte e bem estabelecido no mercado de lecitina de soja, já que a empresa tem uma liderança de mercado significativa, uma presença global e

investimentos em inovação. Sendo assim, uma oportunidade frente a este cenário é focar em uma determinada parcela do nicho de mercado onde a empresa não possui presença tão forte, ou também, apresentar um modelo de negócio com negociações de quantidades distintas do produto por valores mais atrativos financeiramente.

4.3.2 Quimidrol

A Quimidrol possui capacidade de produção de porte médio em relação a outra citada anteriormente, comercializando seu produto para fins alimentícios além de diversos produtos químicos presentes em seu catálogo. Apesar da empresa possuir um tempo relativamente longo de atuação no mercado e experiência, sua capacidade de produção não é tão grande e possui visibilidade limitada no mercado.

4.3.3 Cargill

A Cargill é uma líder global no agronegócio, com forte presença nos mercados de soja e lecitina. No mercado de soja, destaca-se pela produção em larga escala e uma eficiente cadeia de suprimentos. Na lecitina, foca em nichos e oferece negociações flexíveis e preços competitivos (Cargill, 2024). Comparada a empresas como a Quimidrol, de porte médio e menor visibilidade, a Cargill se diferencia por sua capacidade robusta e inovação contínua.

4.4 TAMANHO DA UNIDADE INDUSTRIAL

Para determinação da quantidade de goma a ser processada na unidade industrial foi tomada como base a produção de goma da unidade industrial a qual a planta está anexa. A partir disso, projeta-se que a quantidade de lecitina a ser produzida seria de 0,7% da massa exportada. Considerando que a quantidade exportada no ano de 2023 foi de 17.189 toneladas, a quantidade de lecitina a ser produzida será de 2077350 Kg ou 2.077,35 toneladas/ano.

5 LOCALIZAÇÃO DA EMPRESA

A unidade de produção de lecitina de soja está localizada em Três Lagoas, Mato Grosso do Sul. Esta unidade, dedicada à produção de lecitina a partir da borra de óleo de soja, está estrategicamente anexa a uma planta industrial que produz o óleo de soja, localizada em um trecho da BR-262 há aproximadamente 43 quilômetros do centro da cidade. A unidade produtora de óleo de soja é responsável pelo processamento de 500 mil toneladas anualmente

6.1 PROPOSTA DE VALOR

A proposta de valor, no quadro de modelo de negócios, é uma promessa de valor a ser entregue aos clientes. Representa o posicionamento de mercado da empresa, desde que crie valor ao cliente. As duas principais propostas de valor desse empreendimento estão discutidas a seguir.

1) *“Oferecer Lecitina de Soja líquida com qualidade e dentro dos padrões regulamentados”*

Um dos principais valores que o projeto tem é gerar um produto de qualidade e dentro dos padrões pré-estabelecidos no mercado atual, sempre buscando melhoria e agregando valor ao produto final.

2) *“Fornecer uma solução que agregue valor ao resíduo gerado pelas indústrias de produção de óleo de soja”*

Sabe-se que, durante o processamento do óleo de soja, há a geração de um resíduo, denominado goma do óleo de soja. Devido isso, esse projeto visa tornar esse resíduo sem uma destinação estabelecida em um produto de valor agregado e de muita importância no ramo alimentício e farmacêutico.

6.2 SEGMENTO DE CLIENTES

O segmento de clientes compreende a quem o produto final será destinado, entendendo suas necessidades e características. O produto comercializado será a lecitina de soja e o segmento principal abordado será a indústria alimentícia, mas podendo ser comercializado para a indústria farmacêutica e mercado B2B.

6.3 RELACIONAMENTO COM CLIENTES

O quadro relacionamento com clientes visa o estabelecimento e o fortalecimento das interações com os clientes, definindo como esse relacionamento será desenvolvido e mantido. Com relação ao modelo de negócios da empresa, estabeleceu-se algumas formas de relacionamento com clientes, tais como:

- 1) *Parcerias ao longo prazo, como descontos e fidelização, com o cliente;*
- 2) *Atendimento ao cliente para consultoria sobre aplicabilidade e utilização do produto.*

6.4 CANAIS

O tópico canais, do modelo de negócios da empresa, é referente às principais formas de comunicação e contato com os clientes para a venda de seus produtos, criando laços e cumprindo as suas propostas de valores. Visto isso, pode-se citar quatro principais formas de canais de comunicação com os clientes.

- 1) *Site;*
- 2) *E-mail;*
- 3) *Telefone;*
- 4) *Feiras de Agronegócio.*

6.5 ATIVIDADES PRINCIPAIS

As atividades-chaves estão relacionadas com as principais atividades da empresa que geram valor aos clientes, estando ligadas ao processo produtivo ou de pesquisa e desenvolvimento. Para esse projeto, lista-se três atividades principais.

- 1) *Produção da lecitina de soja a partir da goma do óleo de soja;*
- 2) *Pesquisa para melhoria contínua, qualidade do produto e processo;*
- 3) *Gestão de parcerias e fornecedores.*

6.6 RECURSOS PRINCIPAIS

Os recursos chaves estão relacionados aos principais meios utilizados para a concretização da proposta de valor aos clientes, estando relacionados também ao processo produtivo e ao desenvolvimento de novos produtos. Pode-se citar quatro principais recursos.

- 1) *Mão-de-obra especializada e qualificada;*
- 2) *Subproduto de produção do óleo de soja: goma de óleo de soja;*
- 3) *Equipe de pesquisa e desenvolvimento para otimizar o processo;*
- 4) *Equipamentos industriais.*

6.7 PARCERIAS PRINCIPAIS

As parcerias estratégicas são aquelas que podem ajudar a reduzir os riscos, melhorar a proposta de valor do empreendimento e otimizar os recursos. Dentre as possíveis parcerias, destacam-se três.

- 1) *Empresas do ramo alimentício;*
- 2) *Empresa no ramo de logística;*
- 3) *Empresa que possui o degomado do óleo de soja como subproduto do processo.*

6.8 ESTRUTURA DE CUSTOS

A estrutura dos custos compreende os principais custos envolvidos na operação do modelo de negócios da empresa, levando em consideração os recursos e as atividades necessárias. Os principais tópicos da estrutura de custos do empreendimento estão listados a seguir.

- 1) *Custos operacionais;*
- 2) *Pesquisa e desenvolvimento;*
- 3) *Marketing e venda;*
- 4) *Empresa de logística de distribuição;*
- 5) *Manutenção de equipamentos.*

6.9 FONTE DE RECEITA

As fontes de receita consideram as principais formas de monetização da empresa e geração de valor financeiro para as mesmas. Para isso, a principal fonte de receita desse projeto é a venda da lecitina de soja.

7 ANÁLISE DE TECNOLOGIAS

Nesta seção, serão apresentadas as rotas tecnológicas mais utilizadas para a obtenção da lecitina de soja, assim como as principais características, vantagens e desvantagens. As tecnologias disponíveis serão avaliadas em função dos custos de produção e viabilidade no processo.

7.1 TECNOLOGIAS E ROTAS DE PRODUÇÃO

A produção da lecitina de soja segue uma linha de processamento muito semelhante quando se compara um empreendimento ao outro. Dessa forma, visualiza-se a presença de tanques de armazenamento, de tanque de mistura e do processo de centrifugação como equipamentos similares dentro dos processos de produção. Por isso, a análise disposta nessa seção será baseada nos equipamentos mais críticos do processo produtivo, sendo eles a separação de determinados componentes da goma do óleo de soja e a reciclagem do solvente hexano.

7.1.1 Separação de água e hexano da lecitina

Ao longo do processamento da lecitina de soja são adicionados alguns componentes no processo, dentre eles, o hexano e a água, que atuam como solvente e/ou agente regulador de viscosidade, e sua retirada em níveis adequados do processo é um fator crítico do mesmo. Do ponto de vista econômico, é fundamental retirar esses compostos da corrente principal para que seja possível o seu reuso no processo em um sistema fechado, caso isso não acontecesse, não haveria viabilidade econômica para o processo. Além disso, do ponto de vista ambiental, operar esses compostos em um sistema fechado permite um menor impacto ambiental ligado ao descarte e, até mesmo, tratamento dos mesmos.

Por isso, faz-se necessário utilizar uma tecnologia que permita atender às demandas acima, além de permitir um controle preciso das características físico-químicas do produto final. Dentre as tecnologias possíveis estudadas indicadas abaixo, escolheu-se o evaporador de filme fino de fluxo descendente, uma vez que atende melhor às exigências citadas.

7.1.1.1 Tambor rotativo

O tambor rotativo é um equipamento que pode ser utilizado para separar a água da goma de soja, aproveitando as diferenças de densidade entre as fases e a força centrífuga. No caso da separação somente entra a água e a goma de soja, que ocorre logo após o recebimento da goma no início do processo, a água, devido à sua menor densidade, é separada da goma, a qual seguirá no processo. O processo começa com a corrente contendo goma de soja com água sendo introduzida no tambor rotativo, o qual é um cilindro perfurado revestido com uma tela de malha fina. À medida que o cilindro gira, a força centrífuga faz com que a água passe através da tela perfurada e seja coletada na parte externa do tambor, enquanto a goma é retida no interior e direcionada para a saída. A água coletada pode ser descartada ou tratada conforme necessário.

A goma, agora com uma menor umidade por ter separado parte da água presente em sua composição, seguirá no processo

Apesar das suas vantagens, o uso do tambor rotativo para a separação de água da goma de soja apresenta algumas desvantagens. Uma limitação significativa é a quantidade de água que pode ser retirada em um único ciclo, exigindo múltiplos ciclos de separação para alcançar níveis de pureza desejados quando o teor de água residual na goma é alto. Além disso, o tambor rotativo pode ter dificuldades em lidar com misturas altamente viscosas ou com altos teores de sólidos, o que pode obstruir a tela de malha fina e reduzir a eficiência do equipamento.

7.1.1.2 Filme Fino de Fluxo Descendente

O evaporador de filme fino de fluxo descendente é um equipamento amplamente utilizado para a separação de água e hexano da lecitina de soja, aproveitando as diferenças nas temperaturas de ebulição dos componentes. No caso da separação de hexano e água, tanto o hexano quanto a água têm temperaturas de ebulição mais baixas em comparação com a lecitina, enquanto o hexano ainda é mais volátil do que a água. O processo começa com a corrente contendo lecitina, hexano e água sendo alimentada na parte superior do evaporador. À medida que a mistura desce ao longo da superfície dos tubos trocadores de calor do evaporador, um filme fino é formado e se forma uma alta superfície de troca térmica. Devido às baixas temperaturas de ebulição do hexano e da água, ambos evaporam rapidamente, enquanto a lecitina permanece líquida.

O vapor de água e o hexano formados durante a descida da mistura, são coletados no topo do evaporador e direcionados para um condensador, no qual a corrente é resfriada e convertida de volta ao estado líquido. Enquanto isso, a lecitina segue no processo como produto final.

A principal vantagem deste processo é a alta eficiência na separação devido à grande área de troca térmica, que faz com que o evaporador de filme fino seja altamente recomendado para misturas viscosas como a da lecitina. Além disso, o evaporador também possui uma maior capacidade de remoção de água e hexano se comparado ao tambor rotativo, permitindo maior controle nos parâmetros do produto final.

7.1.2 Separação do solvente hexano da água

A separação do solvente hexano e da água, após a remoção dessas substâncias da lecitina de soja, é uma parte crítica do processo. Do ponto de vista econômico, há uma grande quantidade de hexano que será adicionada ao processo para que facilite a diminuição da

viscosidade da goma de lecitina de soja, sendo assim utilizado grandes volumes em massa de solvente. Além disso, a recuperação do hexano reduz a quantidade de resíduos gerados pelo processo industrial, sendo importante para minimizar o impacto ambiental. Por fim, a recuperação do solvente pode melhorar a eficiência dos processos industriais, garantindo que o solvente seja reutilizado na mesma aplicação.

Nesse sentido, a separação da água e do hexano contribui para que haja o reciclo do solvente de modo mais puro possível. Esse processo pode ser realizado a partir de algumas tecnologias existentes como citado a seguir. Dentre as tecnologias possíveis de serem utilizadas, escolheu-se a separação por decantação, uma vez que é um processo mais simples e economicamente mais barato.

7.1.2.1 Tanque flash

O tanque flash é um equipamento usado para separar uma mistura líquida em seus componentes individuais, aproveitando as diferenças nas temperaturas de ebulição dos componentes. No caso da separação de hexano e água, o hexano é um hidrocarboneto que tem uma temperatura de ebulição muito mais baixa do que a água. O processo funciona, inicialmente, com a mistura de hexano e água sendo aquecida dentro do tanque flash, visto que o hexano tem uma temperatura de ebulição significativamente mais baixa do que a água, ele começa a vaporizar mais rapidamente. O vapor formado, que contém principalmente hexano, é direcionado para o topo do tanque flash, enquanto a água líquida ainda está presente na parte inferior. O vapor de hexano é coletado no topo do tanque e pode ser condensado de volta para o estado líquido em um condensador. A água restante, agora separada do hexano, é retirada do fundo do tanque. Após a condensação do vapor de hexano, ele pode ser coletado como produto separado. A água, agora livre do hexano, também pode ser usada como produto ou descartada adequadamente. A desvantagem desse processo é a necessidade de energia para aquecimento da mistura de hexano e água, além da operação do tanque flash requerer cuidados especiais de segurança para evitar riscos de incêndio ou explosão durante o aquecimento e manuseio do hexano vaporizado. Por fim, um tanque flash pode exigir equipamentos especializados, como condensadores e sistemas de controle de temperatura.

7.1.2.2 Decantação

Utilizar o processo de decantação para separar hexano e água é uma abordagem bastante simples e muitas vezes eficaz, especialmente se a diferença de densidade entre os dois líquidos for grande o suficiente para permitir uma separação clara. É um método simples e direto de

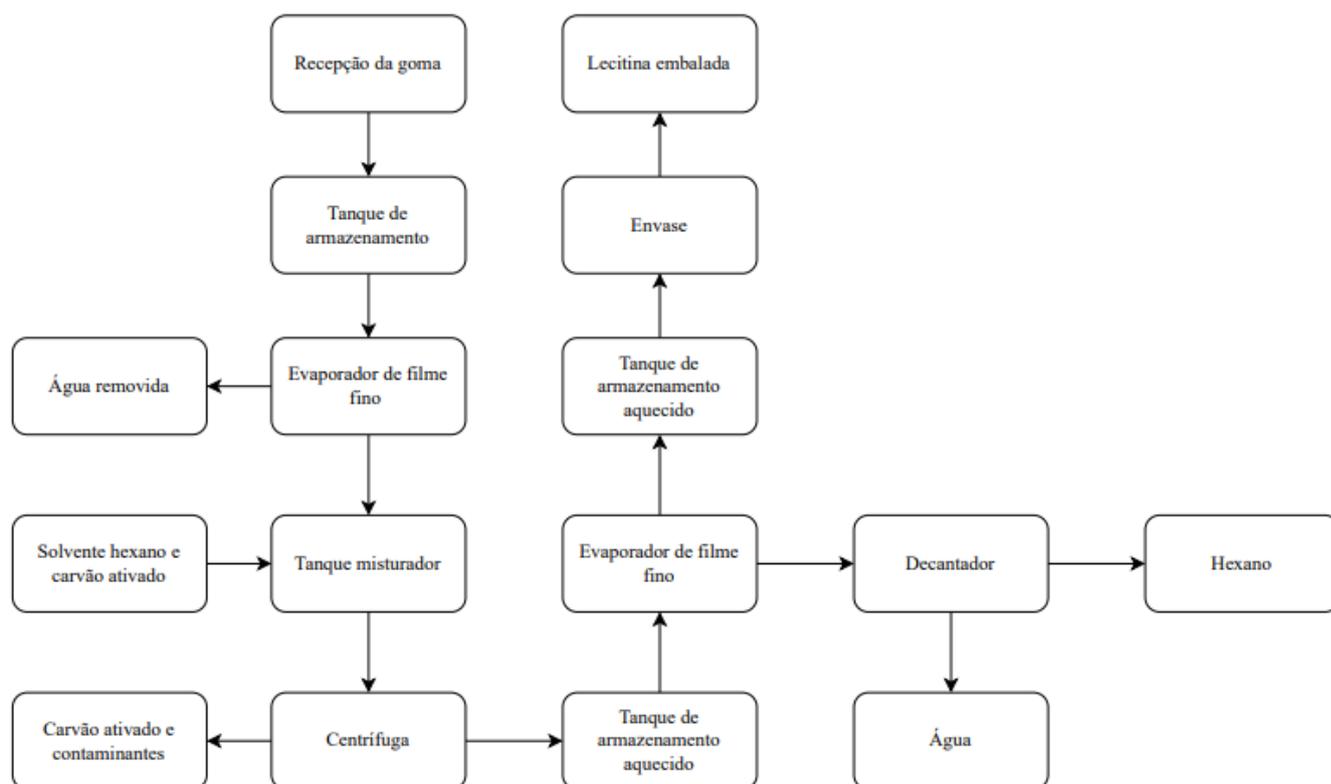
separar dois líquidos imiscíveis, como o hexano e a água. Não requer equipamentos especializados ou complexos, o que pode reduzir os custos e a complexidade do processo. A decantação não requer o uso de produtos químicos adicionais para facilitar a separação, reduzindo os custos e minimizando o impacto ambiental. Em comparação com processos que envolvem altas temperaturas, como a destilação, a decantação é geralmente considerada mais segura, pois não envolve riscos associados ao manuseio de vapor ou substâncias inflamáveis em temperaturas elevadas.

8 PROJETO DO PROCESSO

8.1 DIAGRAMA DE BLOCOS DO PROCESSO DE PRODUÇÃO

A Figura 6 ilustra o diagrama de blocos para a produção de lecitina de soja, onde são apresentadas as principais operações/etapas envolvidas no processo de produção.

Figura 6 - Diagrama de blocos do processo de produção da lecitina de soja.



Fonte: Autores (2024).

8.2 DESCRIÇÃO DO PROCESSO

Na figura 7 está representado um fluxograma detalhado de processo que será tomado como base para sua descrição.

A seguir será apresentada uma descrição do processo de produção de lecitina de soja, que deverá empregar como matéria prima a goma do óleo de soja, obtida no processo de degomagem do óleo de soja realizado por centrifugação. A goma, provinda do processo de produção do óleo de soja, será transferida, com o auxílio de uma bomba do tipo parafuso, denominada B-101, para um tanque de aço inoxidável com capacidade de 60 m³, denominado de TA-101. Esse tanque deverá possuir sistema de aquecimento para evitar que a viscosidade de goma fique muito elevada, de forma a dificultar seu deslocamento no processo. A goma, como recebida, apresenta um elevado teor de umidade (aproximadamente 55%), que deverá ser reduzida para aproximadamente 12% após a passagem em um evaporador de filme fino. Assim, a primeira etapa do processo consistirá na redução da umidade da goma, pela passagem em um evaporador de filme fino, denominado de EV-201, onde a umidade será reduzida de 55% para 12%. A goma, presente no tanque de armazenagem (TA-101), deverá ser deslocada até evaporador de filme fino (EV-201) por tubulação de aço inoxidável (corrente 01) com auxílio de bomba tipo parafuso (B-201). Após passagem pelo evaporador de filme fino serão geradas duas correntes. A primeira (corrente 02) será constituída de água e a segunda corrente (corrente 03) consistirá em goma com teor de umidade de 12%. A corrente 02, que consiste em vapor de água, será deslocado pela própria pressão do fluido até um condensador (CO-201) onde irá condensar e ser deslocado por gravidade, por tubulação apropriada, para o tanque de armazenagem TA-201. O líquido presente no tanque TA-201 será encaminhado, por gravidade, até o sistema de efluentes para tratamento. A lecitina com 12% de umidade será transferida, por gravidade, até um pequeno tanque TA-202, onde será acoplada a uma bomba tipo parafuso B-202 que proporcionará o deslocamento da corrente 3 até um dos dois tanques de mistura, TM-201 e TM-202. A finalidade desses tanques será o de remoção de contaminantes, por adsorção, que possam estar presentes inicialmente na goma. A remoção dos contaminantes será realizada pela adição de carvão ativado à goma. O carvão, armazenado no tanque TA-204, será adicionado (1,25% em peso), por meio da pesagem em uma balança e destinação manual ao tanque de mistura (TM-201 ou TM-202) por meio de abertura superior (corrente 5). Para acelerar o processo de remoção dos contaminantes, a viscosidade do sistema deverá ser reduzida por meio da adição de solvente (Hexano). A alimentação do hexano (corrente 4), armazenado no TA-203 que se encontra área externa à produção, será alimentado ao tanque de

mistura (TM-201 ou TM-202) com auxílio de bomba tipo parafuso (B-203), sendo a massa de hexano determinada pela razão mássica de 3:1 de hexano em relação à goma, sendo quantificada através do controle de nível do tanque em que está disposto e da vazão da corrente de entrada do tanque de mistura (corrente 3). Os tanques não serão utilizados concomitantemente, visto que um estará sendo preenchido enquanto o outro está finalizando o processo de mistura. Após decorrido o tempo necessário para remoção dos contaminantes por adsorção, que deverá ser de no mínimo 24 horas, deverá ser realizada a separação do sólido (carvão ativado) presente no tanque de mistura (TM-201 ou TM-202). Essa separação deverá ser feita por meio de uma centrífuga decantadora (C-301) tipo DHZ 230, que receberá a corrente 6 com o auxílio de uma bomba tipo parafuso (B-204) A centrífuga operará por 2 horas, permitindo uma separação com eficiência de 100%. Da centrífuga, serão geradas duas correntes. A primeira (corrente 7) será constituída pelo carvão ativado, contendo os contaminantes, juntamente com o sabão contido na mistura. A corrente 7 será encaminhada, por gravidade, até o tanque de armazenagem de carvão usado (TA-301) que posteriormente será descartado. A segunda corrente (corrente 8), contendo a mistura de goma, hexano e água, será enviada a um pequeno tanque onde ficará acoplada a bomba tipo parafuso B-301, que levará essa corrente até o do tanque de armazenagem (TA-302), com capacidade para 45 m³ e sistema de aquecimento, para aguardo de sua destinação para tratamento final.

Após, a mistura de goma e hexano armazenado no TA-301 será enviado, com o auxílio da bomba tipo parafuso B-302 até o evaporador de filme fino (EV-301), onde irá ocorrer a remoção do solvente presente na lecitina com eficiência de 99%, gera as correntes 10 e 13. A corrente 10 será composta por uma mistura de hexano e água que será encaminhada até o condensador (CO-401) para reduzir sua temperatura, e após isso irá em direção ao decantador (D-301) para separação da água e hexano por diferença de densidade. A corrente 12 é composta de solvente recuperado e será armazenada em um tanque denominado TA-401, e seguirá através de uma tubulação com auxílio de bomba tipo armadura blindada (B-402), até o tanque de armazenamento de solvente TA-203 para ser reutilizado no processo. Já a corrente 11 será composta de água residual recuperada, será bombeada com o auxílio de uma bomba do tipo centrífuga monoestágio (B-401) será armazenada em um tanque denominado TA-201, para posteriormente ser destinada ao sistema de tratamento de água por meio da gravidade. Por fim, obtém-se a corrente 13, composta pela lecitina de soja, a qual tem como destino, por meio de gravidade, os tanques de armazenamento com sistema de homogeneização TA-501 com capacidades de 10 mil litros cada. Estes tanques têm por finalidade o armazenamento e a homogeneização da lecitina para que se torne possível o envase dentro dos parâmetros

comerciais. O envase do produto deverá ocorrer utilizando uma envasadora pneumática (E-501) com capacidade de envase de 75 tambores de 200 litros por hora, a qual separará o produto a cada 3 dias, dessa forma pode-se definir os lotes e análises de padrão por dia de envase.

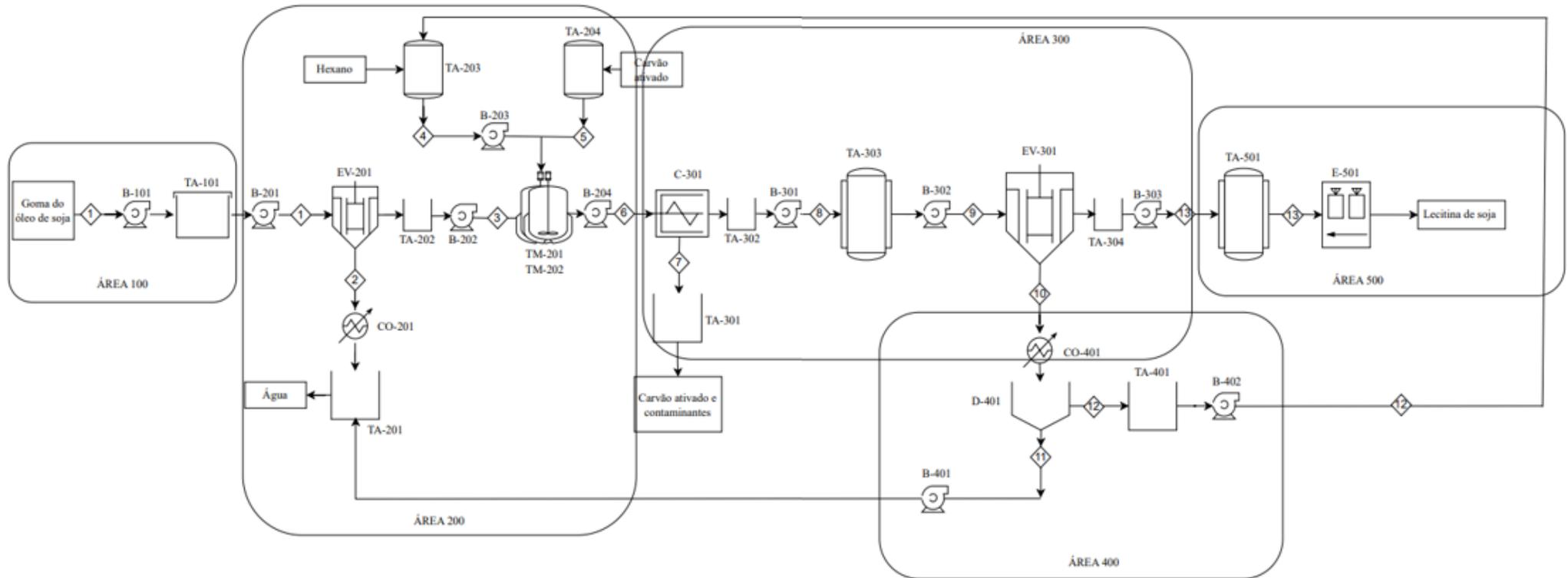
8.3 FLUXOGRAMA DETALHADO DO PROCESSO

Neste item será abordada a descrição do projeto de processos da planta de produção de lecitina de soja. O fluxograma do processo referente à produção de lecitina de soja a partir da goma do óleo de soja e as respectivas áreas industriais está representado na figura 7. Os valores dos balanços de massa, presentes no detalhamento do processo, são especificados no Apêndice A. O fluxograma do processo está apresentado através da Figura 7.

O processo foi dividido em cinco áreas, sendo elas:

- Área 100: Recepção da matéria-prima
- Área 200: Purificação da matéria-prima
- Área 300: Remoção de hexano e água
- Área 400: Recuperação de solvente
- Área 500: Armazenamento e envase

Figura 7 - Fluxograma detalhado da produção de lecitina em soja



Fonte: Autores (2024).

8.3.1 Área 100: Recepção da matéria-prima

A área 100 será destinada à recepção da matéria-prima. De forma geral, o presente estudo considera a inserção de um projeto de produção de lecitina de soja dentro de uma planta já operante de produção de óleo de soja, fazendo assim com que a etapa de recebimento da goma de óleo de soja se dê na mesma unidade industrial. Assim, o processo inicia-se com a recepção da goma de óleo de soja proveniente da degomagem do óleo de soja, sendo está armazenada em tanque apropriado, denominado TA-101, provido de um sistema de aquecimento.

Na área 100 tem-se a entrada, de goma de óleo de soja, identificada pela corrente 1, em um tanque com aquecimento, com uma entrada 13.312,8 kg de goma de óleo de soja, contendo 6.958,60 kg de água, 2.568,04 kg de óleo de soja, 145,11 kg de ácido oleico, 3.559,84 kg de fosfolipídios e 81,21 kg de contaminantes e impurezas. A tabela 7 resume a funcionalidade e identificação do equipamento da área 100 no processo de produção da lecitina de soja. Nesse primeiro setor, há uma bomba de parafuso identificada como B-101, que irá transportar a matéria-prima da unidade industrial de fabricação de óleo de soja até a unidade industrial de produção de lecitina. O aquecimento do TA-101 será realizado com 530 kg/h de vapor d'água a 175°C.

Tabela 7 - Área 100: equipamento e sua funcionalidade de processo.

Tag	Nome do equipamento	Funcionalidade
TA-101	Tanque de armazenagem	Tanque de armazenamento de goma
B-101	Bomba parafuso	Bombear goma para tanque de armazenamento

Fonte: Autores (2024).

8.3.2 Área 200: Purificação da matéria-prima

A área 200 será destinada à recepção a purificação da matéria prima e consiste, inicialmente, na remoção de água presente na goma do óleo de soja, através da passagem dessa goma do óleo de soja (corrente 1) em um evaporador de filme fino (EV-201), onde há entrada de 13.212,8 kg de matéria-prima (goma do óleo de soja) e saída de 6.158,36 kg de água, através da corrente 2, e 7.154,44 kg de goma desumidificada, através da corrente 3, que contém a seguinte composição: 800,24 kg de água, 2.568,04 kg de óleo de soja, 145,11 kg de ácido oleico, 3.559,84 kg de fosfolípideos, 81,21 kg de contaminantes e impurezas. A corrente 3 será

armazenada em um tanque TA-202. O aquecimento do evaporador EV-201 será realizado com 1372,51 kg/h de vapor d'água a 175 °C.

A corrente 2, contendo água, passará por um condensador (CO-201) para que reduza sua temperatura de 100 °C para 70°C e será, posteriormente, destinada a um tanque de armazenagem (TA-201) para, posteriormente, ser encaminhada para o sistema de tratamento de efluentes presentes na unidade industrial. A quantidade de água de resfriamento necessária para baixar a temperatura de 100 a 70 °C é de 97,33 m³/h. Essa água entra a 35°C e sai a 25°C de uma torre de resfriamento em um sistema fechado.

A corrente 3, contendo a goma desumidificada, será enviada a em um tanque de mistura (TM-201 ou TM-202). Nesse tanque, também será inserido uma corrente 4 e uma corrente 5 contendo, respectivamente, hexano e carvão ativado. A quantidade de hexano inserida será na razão de 3:1 em relação a goma desumidificada que entrará no tanque, resultando em uma entrada de 21.463,32 kg de hexano. Já a quantidade de carvão ativado será de 1,25% em peso com relação à quantidade de goma desumidificada, resultando em uma entrada de 89,43 kg de carvão ativado. O armazenamento de hexano e de carvão ativado serão em tanques de armazenagem, identificados respectivamente por TA-203 e TA-204, cujos volumes são, respectivamente, de 122 m³ e de 1,45 m³. A inserção de hexano no tanque (TM-201) será feito através de uma bomba do tipo centrífuga de armadura blindada (B-203). Em relação ao carvão ativado, este será inserido manualmente ao tanque (TM-201 ou TM-202), após pesagem em uma balança. A mistura de líquidos e sólidos presentes no tanque de mistura (TM-201 ou TM-202) será retirada pela parte inferior do tanque com o auxílio de uma bomba do tipo parafuso (B-204), originando a corrente 6 que, na sequência, passará por uma centrífuga (C-301), presente na área 300, para separação do sólido presente na corrente líquida.

Em função do longo período para realização da adsorção dos contaminantes será necessário que o processo tenha dois tanques de mistura, de forma que enquanto um dos tanques está realizando o processo de adsorção o outro está sendo carregado com a lecitina contaminada. Esses tanques serão denominados de TM-201 e TM-202, os quais possuem um sistema de aquecimento que demanda 124,03 kg/h de vapor d'água a 175°C, tendo as mesmas dimensões e características.

A tabela 8 resume a funcionalidade e identificação do equipamento da área 200 no processo de produção da lecitina de soja.

Tabela 8 - Área 200: equipamentos e suas funcionalidades de processo.

Tag	Nome do equipamento	Funcionalidade
B-201	Bomba parafuso	Bombear goma do óleo de soja até evaporador de filme fino
EV-201	Evaporador de filme fino	Retirar água presente na goma do óleo de soja
CO-201	Condensador	Diminuir a temperatura da corrente de água residual
TA-201	Tanque de armazenamento	Armazenar água residual
TA-202	Tanque de armazenamento	Armazenar goma desumidificada da saída do evaporador
B-202	Bomba parafuso	Bombear goma desumidificada até tanque de mistura
TA-203	Tanque de armazenamento	Armazenar solvente hexano
TA-204	Tanque de armazenamento	Armazenar carvão ativado
B-203	Bomba centrífuga blindada	Bombear hexano até o tanque de mistura
TM-201	Tanque de mistura	Misturar goma desumidificada, hexano e carvão ativado
TM-202	Tanque de mistura	Misturar goma desumidificada, hexano e carvão ativado
B-204	Bomba parafuso	Bombear corrente do tanque de mistura até centrífuga

Fonte: Autores (2024).

8.3.3 Área 300: Remoção de hexano e água

A área 300 será destinada à produção da lecitina de soja. Inicialmente, a corrente 6 proveniente do tanque de mistura (TM-201 ou TM-202), com a composição descrita na tabela A.6.1, alimenta a centrífuga (C-301) para a separação do carvão ativado (sólido) da corrente líquida. Dessa etapa de centrifugação são geradas duas correntes, respectivamente numeradas de 7 e 8. A corrente 7 será composta de carvão ativado e contaminantes que foram removidos da goma de óleo de soja e serão armazenados no tanque TA-301 para serem posteriormente destinados ao tratamento de sólidos. Essa corrente terá 170,64 kg, sendo 81,21 kg de

contaminantes/impurezas e 89,43 kg de carvão ativado. Por questões de cálculo, as quantidades de lecitina adsorvidas no carvão foram desconsideradas. Em relação à corrente 8, ela será armazenada em um tanque TA-302 e, será composta de lecitina de soja e hexano, sendo que a composição dessa corrente será de 800,24 kg de água, 2568,04 kg de óleo de soja, 145,11 kg de ácidos graxos, 3559,84 kg de fosfolipídios e 21463,32 kg de hexano. Essa corrente 8 será bombeada, com auxílio de uma bomba do tipo parafuso, até um tanque de armazenamento aquecido (TA-303), o qual demanda 240,67 kg/h de vapor d'água a 175°C para seu aquecimento, para acúmulo de material para, posteriormente, ser encaminhado para o evaporador de filme fino (EV-301).

Após a armazenagem dessa lecitina de soja e hexano no TA-302, a corrente que sairá desse tanque será bombeada por uma bomba do tipo parafuso até o evaporador de filme fino (EV-301) para que haja a separação da lecitina de soja e do hexano. O EV-301 gerará duas correntes, as correntes 10 e 13 que, respectivamente, contém hexano e lecitina de soja. A corrente 10 será composta de 799,44 kg de água e 21.461,17 kg de hexano. Já a corrente 13 será composta de 0,80 kg de água, 2568,04 kg de óleo de soja, 145,11 kg de ácidos graxos, 3559,84 kg de fosfolipídios e 2,15 kg de hexano e será armazenada em um tanque denominado TA-304, aguardando o envase.

A tabela 9 resume a funcionalidade e identificação do equipamento da área 300 no processo de produção da lecitina de soja.

Tabela 9 - Área 300: equipamentos e suas funcionalidades de processo.

(continua)

Tag	Nome do equipamento	Funcionalidade
C-301	Centrífuga	Separar o carvão ativado e contaminantes da mistura de lecitina, hexano e água
TA-301	Tanque de armazenagem	Armazenar o carvão ativado e contaminantes para posterior destinação desse material
B-301	Bomba parafuso	Bombear a mistura de lecitina, hexano e água até o tanque de armazenagem
TA-302	Tanque de armazenagem	Armazenar a mistura de lecitina, hexano e água proveniente da centrífuga
B-302	Bomba parafuso	Bombear a mistura de lecitina, hexano e água do TA-302 até o EV-301

(continuação)

TA-303	Tanque de armazenagem	Armazenar e manter aquecido a mistura de lecitina, hexano e água
EV-301	Evaporador de filme fino	Separar a água e hexano da lecitina
TA-304	Tanque de armazenagem	Armazenar lecitina de soja
B-303	Bomba parafuso	Bombear a lecitina de soja para tanque de armazenamento aquecido.

Fonte: Autores (2024).

8.3.4 Área 400: Recuperação de solvente

A área 400 será destinada à recuperação do solvente hexano. A corrente 10 proveniente do evaporador de filme fino (EV-301), composta de 799,44 kg de água e 21441,85 kg de hexano, passará por um condensador (CO-401), que demanda 44,28 m³/h de água entrando a 35°C e saindo a 25°C para condensar essa corrente, a qual, posteriormente, será encaminhada a um decantador (D-401), que irá separar as fases por ação da gravidade, onde . será separada a água e o hexano por diferenças de densidade. Como a mistura é insolúvel, a separação ocorrerá de forma efetiva, gerando duas correntes, respectivamente nomeadas de corrente 11 e de corrente 12. A corrente 11 será composta de água residual e possuirá uma quantidade de 799,44 kg e será encaminhada para o TA-201, com auxílio de uma bomba do tipo centrífuga (B-401) para armazenamento e posterior tratamento dessa água. Já a corrente 12 será composta de 21441,85 kg de hexano que serão armazenados no tanque TA-401 para, posteriormente, essa corrente ser bombeada com auxílio de uma bomba do tipo centrífuga blindada (B-402) até o TA-203 para ser reutilizado no processo. O aquecimento do evaporador EV-301 será realizado com 745,66 kg/h de vapor d'água a 175 °C.

A tabela 10 resume a funcionalidade e identificação do equipamento da área 400 no processo de produção da lecitina de soja.

Tabela 10 - Área 400: equipamentos e suas funcionalidades de processo.

(continua)

Tag	Nome do equipamento	Funcionalidade
CO-401	Condensador	Condensar a corrente com hexano e água

(continuação)

D-401	Decantador	Separar por diferença de densidade o hexano e a água
TA-401	Tanque de armazenamento	Armazenar o solvente hexano separado da água
B-401	Bomba centrífuga	Bombear a água residual do decantador para o TA-201
B-402	Bomba centrífuga blindada	Bombear o hexano do TA-401 para o TA-202

Fonte: Autores (2024).

8.3.5 Área 500: Armazenamento e envase

A área 500 será destinada ao armazenamento e envase da lecitina como produto final. Inicialmente, com a presença de uma bomba do tipo parafuso, a corrente 13 proveniente do evaporador de filme fino (EV-301), será destinada a um tanque de armazenamento (TA-501) o qual possui um sistema de isolamento para manter sua temperatura e propriedades até o envase. Esse tanque foi dimensionado para o armazenamento de lecitina produzida em 3 dias de produção. Posteriormente, a corrente 13 será destinada a uma envasadora pneumática (E-501) e, por fim, será envasada em tambores de 200L a cada 3 dias.

A tabela 11 resume a funcionalidade e identificação dos equipamentos da área 500 no processo de produção da lecitina de soja. Após o envase, a lecitina é armazenada previamente a sua distribuição, enquanto aguarda que os testes de qualidade que foram mencionados no tópico 2.4 sejam realizados, a fim de assegurar a qualidade do produto para então posterior entrega ao consumidor.

Tabela 11 - Área 500: equipamentos e suas funcionalidades de processo.

Tag	Nome do equipamento	Funcionalidade
TA-501	Tanque de armazenamento	Armazenar a lecitina de soja para posterior envase
E-501	Envasadora	Envasar produto em tambores de 200L

Fonte: Autores (2024).

8.3.6 Bombas

Por meio dos cálculos apresentados no Apêndice A.16 - Dimensionamento de Bombas, pode-se fazer a estimativa da quantidade de bombas e suas respectivas potências requeridas, a fim possibilitar o escoamento dos fluidos pelas tubulações do processo. Utilizou-se também o catálogo comercial da Schneider Motobombas, Helibombas e BTS Engineering (2024), a fim de escolher o modelo de bomba mais adequado ao processo, que está apresentado no Anexo F.

Na Tabela 12, são apresentadas as potências requeridas para cada trecho do processo apresentados no Apêndice B.2 - Layout Das Tubulações Do Processo em que envolve o transporte de um fluido com a utilização de uma bomba.

Tabela 12 - Características das bombas dispostas no processo.

(continua)

Trecho	Q (m ³ /h)	Bomba (HP)	Modelo Bomba	Potência (HP)
1 - 2	3,4386	-	H 24 (Parafuso)	-
6 - 7				
7 - 8				
8 - 10	1,8954	-	H 24 (Parafuso)	-
7 - 9				
9 - 11				
12 - 15				
13 - 14				
14 - 16	10,224	-	H 40 (Parafuso)	-
15 - 16				
16 - 17				
20 - 21	10,089	-	H 40 (Parafuso)	-
22 - 23	10,089	-	H 40 (Parafuso)	-
31 - 32	2,1315	0,5	BVS 4 - 2 (Centrífuga Blindada)	0,014

(continuação)

33 - 34				
	8,11075	1,0	BVS 8 - 2 (Centrífuga Blindada)	0,712
34 - 35				
35 - 36				
37 - 38				
	8,328	1,0	BVS 8 - 2 (Centrífuga Blindada)	0,317
38 - 40				
38 - 39				
39 - 41				
47 - 48	0,8029	0,16	BC 91 - S/T (Centrífuga)	0,039
48 - 49				

Fonte: Autores (2024).

8.4 BALANÇOS DE MASSA E DIMENSIONAMENTO

Os valores referentes ao balanço de massa e ao dimensionamento dos equipamentos são descritos, respectivamente, pelo Quadro 1 e pelo Quadro 2. As análises detalhadas dos valores dispostos nos quadros, são descritas no Apêndice A. Os valores que compõem o Quadro 1 estão dispostos em quilograma por dia.

Quadro 1 - Balanço de massa do processo de 1 dia de produção da lecitina de soja.

Corrente	Pressão (bar)	Temperatura (°C)	Água (kg)	Óleo de Soja (kg)	Ácidos Graxos (kg)	Fosfolipídeos (kg)	Contaminantes / Impurezas (kg)	Hexano (kg)	Carvão ativado (kg)	Total (kg)
1	1,013	70	6958,60	2568,04	145,11	3559,84	81,21	0	0	13312,8
2	1,013	100	6158,36	0	0	0	0	0	0	6158,36
3	1,013	100	800,24	2568,04	145,11	3559,84	81,21	0	0	7154,44
4	1,013	25	0	0	0	0	0	21463,32	0	21463,32
5	-	-	0	0	0	0	0	0	89,43	89,43
6	1,013	60	800,24	2568,04	145,11	3559,84	81,21	21463,32	89,43	28707,18
7	-	-	0	0	0	0	81,21	0	89,43	170,64
8	1,013	54	800,24	2568,04	145,11	3559,84	0	21463,32	0	28536,55
9	1,013	62	800,24	2568,04	145,11	3559,84	0	21463,32	0	28536,55
10	1,013	75	799,44	0	0	0	0	21461,17	0	22260,61
11	1,013	30	799,44	0	0	0	0	0	0	799,44
12	1,013	30	0	0	0	0	0	21461,17	0	21461,17
13	1,013	75	0,80	2568,04	145,11	3559,84	0	2,15	0	6275,94

Fonte: Autores (2024).

Quadro 2 - Dimensionamento dos equipamentos

(continua)

Código	Equipamento	Dimensão (m)	Volume (m³)	Potência (HP)	Material / Modelo
B-101	Bomba tipo parafuso	-	-	-	H 24
TA-101	Tanque de armazenamento	Diâmetro= 3,91 Altura= 5	45		Aço inox
B-201	Bomba tipo parafuso	-	-	-	H 24
EV-201	Evaporador de filme fino	Área= 14,22 Nº tubos= 133	-		Aço inox
CO-201	Condensador	-	-	-	Aço inox
TA-201	Tanque de armazenamento de resíduo	Diâmetro= 3,51 Altura= 5 Volume=	8,83	-	Aço inox
TA-202	Tanque de armazenamento	Diâmetro= 0,50 Altura= 1	0,2	-	Aço inox
B-202	Bomba tipo parafuso	-	-	-	H 24
TM-201	Tanque de mistura	Diâmetro= 3,02 Altura= 5	36	-	Aço inox
TM-202	Tanque de mistura	Diâmetro= 3,02 Altura= 5	36	-	Aço inox
TA-203	Tanque de armazenamento	Diâmetro= 5,59 Altura= 5	123	-	Aço inox
TA-204	Tanque de armazenamento	Diâmetro= 1,35 Altura= 1	1,5		Aço inox
B-203	Bomba tipo centrífuga blindada	-	-	1	BVS 8 - 2
B-204	Bomba tipo parafuso	-	-	-	H 40
C-301	Centrífuga	Diâmetro= 0,625 Altura= 0,925	-	-	Aço inox

(continuação)

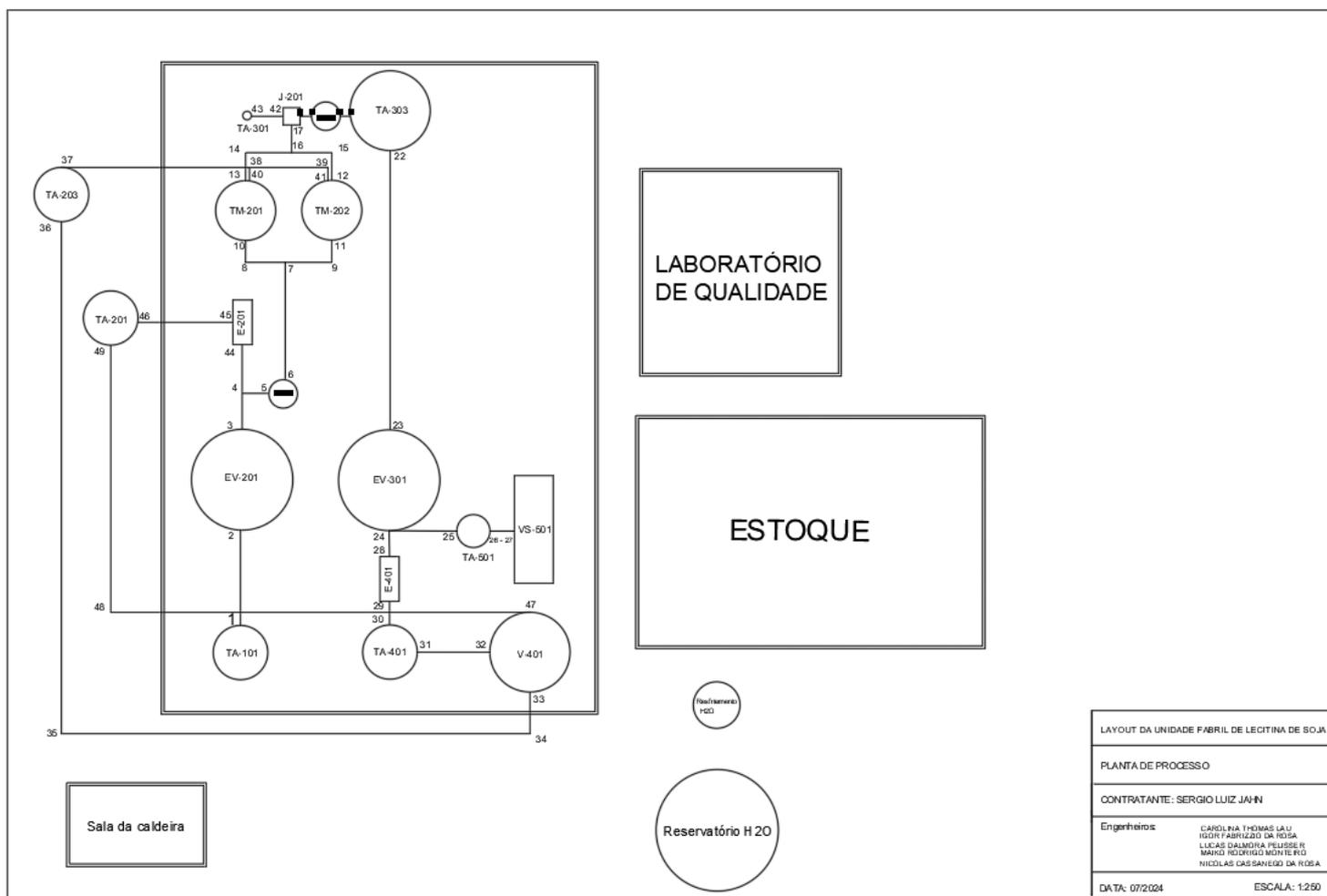
TA-301	Tanque de armazenamento de resíduo	Diâmetro= 5,59 Altura= 5	1	-	Aço inox
TA-302	Tanque de armazenamento	Diâmetro= 1,08 Altura= 1	0,2	-	Aço inox
B-301	Bomba tipo parafuso	-	-	-	H 40
TA-303	Tanque de aquecimento	Diâmetro= 3,91 Altura= 5	60	-	Aço inox
B-302	Bomba tipo parafuso	-	-	-	H 40
EV-301	Evaporador de filme fino	Área= 11,35 Nº tubos= 105	-	-	Aço inox
TA-304	Tanque de armazenamento	Diâmetro= 0,50 Altura= 1	0,2	-	Aço inox
B-303	Bomba tipo parafuso	-	-	-	H 40
CO-401	Condensador	-	-	-	Aço inox
D-401	Decantador	Diâmetro= 2,5 Altura= 2	8,65	-	Aço inox
B-401	Bomba tipo centrífuga	-	-	0,16	BC - 91 S/T
B-402	Bomba tipo centrífuga blindada	-	-	0,5	BVS 4 - 2
TA-401	Tanque de armazenamento de resíduo	Diâmetro= 3,20 Altura= 5	40	-	Aço inox
TA-501	Tanque de aquecimento	Diâmetro= 1,85 Altura= 5	16	-	Aço inox
E-501	Envasadora	-	7	-	Aço inox

Fonte: Autores (2024).

8.5 LAYOUT DA EMPRESA

Para acomodar a unidade fabril será necessária uma área de 800 m² com pé direito de 5m de altura. Esse setor industrial está anexado à outra unidade que é responsável pela produção do óleo de soja e conta com sala de controle, laboratório de qualidade, sala de máquinas e reservatório de água fria. A visualização da planta baixa com os principais equipamentos e seus códigos estão apresentados na Figura 8. Além disso, o layout com as correntes de processo no Apêndice B.2 e as correntes de utilidade como vapor e água fria estão apresentadas no Apêndice B.3 e Apêndice B.4 respectivamente.

Figura 8 - Layout da unidade fabril de lecitina de soja.



Fonte: Autores (2024).

8.6 UTILIDADES

8.6.1 Demanda de Vapor Saturado

Os equipamentos que necessitam de fornecimento de energia na forma de vapor são os evaporadores e os tanques encamisados. Os cálculos da demanda de vapor para os evaporadores estão nos Apêndices A.2 e A.12, enquanto para os tanques encamisados estão nos Apêndices A.1, A.7 e A.10. Considera-se que o vapor saturado chegue até os equipamentos na temperatura de 175 °C e na pressão de 10,5 bar. Na planta, não será considerada a distribuição de vapor para chuveiros, refeitórios e cozinhas, visto que são áreas que se considerou que já existam na indústria anteriormente. A Tabela 13 apresenta a demanda de vapor para cada equipamento e o total necessário para o funcionamento da planta.

Tabela 13 - Demanda de vapor por equipamento no processo.

Equipamento	Consumo de Vapor (kg/h)
Tanque (TA-101)	530,90
Evaporador (EV-201)	1329,30
Evaporador (EV-301)	745,66
Tanque de Mistura (TM-201 e TM-202)	124,03
Tanque (TA-303)	240,67
Total	2.970,56

Fonte: Autores (2024).

Dessa forma, é possível afirmar que a demanda de vapor saturado máxima para a operação dos equipamentos é de 3 m³/h, aplicando um fator de risco de 25%, 4 m³/h. Visto que o regime do processo é estacionário, e que os evaporadores funcionam apenas 4 horas por dia, o consumo total de vapor saturado pela planta será de 30 m³/dia. Tendo em vista essa demanda, definiu-se o modelo e dimensões da caldeira no Apêndice A.18

8.6.2 Demanda de Água de Resfriamento

Os equipamentos que necessitam de água fria na sua operação são os condensadores, CO-201 e CO-401, utilizados na recuperação de água e hexano, após sua passagem pelos evaporadores de filme fino EV-201 e EV-301, respectivamente. Os cálculos para dimensionamento da demanda de água de resfriamento encontram-se no Apêndice A.23. A

Tabela 14 apresenta a demanda de água fria para cada equipamento e o total necessário para o funcionamento da planta.

Tabela 14 - Demanda de água de resfriamento no processo.

Equipamento	Consumo de Água (m³/h)
Condensador (CO-201)	97,34
Condensador (CO-401)	44,28
Total	141,62

Fonte: Autores (2024).

Portanto, a demanda total de água de resfriamento é de aproximadamente 142 m³/h, como ambos os condensadores operam apenas 4h, juntamente com os evaporadores, a demanda total de água por dia será de 566,48 m³/dia, com uma temperatura de 25 °C. A água é resfriada e mantida na temperatura especificada por meio da torre de resfriamento em sistema fechado, conforme apresentado no Apêndice A.19.

Além disso, a planta contará com uma estrutura de distribuição de água da CORSAN para bebedouros e sanitários.

Estimando-se um cenário de até 30 colaboradores, será necessária a disponibilização de um bebedouro. Considerando que cada pessoa beba 2 litros de água por dia, durante as 24 horas de operação da fábrica, o bebedor disponibilizará 60 litros de água por dia, ou 2,5 L/h.

No sanitário masculino serão considerados dois vasos sanitários, duas pias e 1 mictório, para o feminino, serão considerados dois vasos sanitários e duas pias. De acordo com a NBR-11852 (ABNT, 2013), cada descarga utilizada de vasos sanitários consome 9 L de água, enquanto que a NBR-5626 (ABNT, 2020) afirma que cada descarga em mictórios consome 2,5 L de água, além disso, também estipula a vazão de pias dos banheiros como sendo de 15 L/min. Considerando que cada pessoa usará o banheiro 3 vezes durante seu turno de trabalho, cada pessoa leva por volta de 10 segundos para lavar as mãos e que um terço das descargas nos banheiros são nos mictórios, serão consumidos 615 litros de água por dia, ou 25,65 L/h para a descarga. Além disso, cada lavagem de mão na pia consumirá por volta de 2,5 litros, totalizando 225 litros por dia, ou 9,4 L/h para as pias. A Tabela 15 apresenta a necessidade de água para cada ponto.

Tabela 15 - Demanda de água da CORSAN.

Equipamento	Consumo de Água (L/h)
Bebedouro	2,50
Banheiros - Pias e sanitários	35,05
Total	37,55

Fonte: Autores (2024).

A partir disso, é possível afirmar que a demanda total de água da CORSAN é de 37,55 L/h, totalizando 901,2 L/dia. Assim, o tamanho da caixa d'água será calculado com base em dois dias de uso, de forma que a caixa selecionada deverá ter, no mínimo, 2000 litros de capacidade.

8.7 TUBULAÇÕES

O presente tópico tem como objetivo descrever as tubulações do processo e de utilidades envolvidas.

8.7.1 Processo

Para as tubulações utilizadas nas correntes de processo, o material escolhido será de aço inox em virtude de seu preço de compra e pela ausência de correntes ácidas e/ou corrosivas no processo. A Tabela 16 apresenta os valores calculados para os diâmetros de tubulação conforme apresentado no Apêndice A.21, bem como a velocidade de escoamento recalculada para cada corrente do processo.

Tabela 16 - Dimensionamento das tubulações do processo

(continua)

Trecho	Vazão Volumétrica (m³/h)	Comprimento (m)	Diâmetro Nominal (in)	Velocidade Recalculada (m/s)
1 - 2	3,44	18,90	1 1/2	1,00
3 - 4	1,89	5,25	1 1/2	0,55
4 - 5	1,89	3,89	1 1/2	0,55
3 - 44	1,54	12,37	1 1/2	0,45
6 - 7	1,89	22,10	1 1/2	0,55

(continuação)

7 - 8	1,89	5,75	1 1/2	0,55
8 - 10	1,89	3,22	1 1/2	0,55
7 - 9	1,89	5,75	1 1/2	0,55
9 - 11	1,89	3,22	1 1/2	0,55
12 - 15	10,22	4,05	2,000	1,60
13 - 14	10,22	4,05	2,000	1,60
14 - 16	10,22	6,68	2,000	1,60
15 - 16	10,22	6,68	2,000	1,60
16 - 17	10,22	5,04	2,000	1,60
18 - 19	10,09	6,67	2,000	1,58
20 - 21	10,09	6,50	2,000	1,58
22 - 23	10,09	45,80	2,000	1,58
24 - 25	1,60	14,83	1 1/2	0,47
26 - 27	1,60	3,55	1 1/2	0,47
24 - 28	2,13	3,79	1 1/2	0,62
29 - 30	2,13	3,47	1 1/2	0,62
31 - 32	2,13	12,60	1 1/2	0,62
33 - 34	8,11	6,09	1 1/2	2,36
34 - 35	8,11	68,00	1 1/2	2,36
35 - 36	8,11	79,80	1 1/2	2,36
37 - 38	8,32	32,30	1 1/2	2,42
38 - 40	8,32	1,98	1 1/2	2,42
38 - 39	8,32	11,40	1 1/2	2,42
39 - 41	8,32	1,98	1 1/2	2,42
47 - 48	0,80	60,90	1 1/2	1,14
48 - 49	0,80	44,00	1 1/2	0,23
45 - 46	6,17	18,80	1 1/2	0,45

Fonte: Autores (2024).

A partir da tabela acima pode-se obter a quantidade total de metros de cada bitola projetada, sendo essa de 412 metros para os tubos de 1 1/2" e 70 metros para os tubos de 2". Considerando que as tubulações são vendidas por unidades de 6 metros cada, pode-se estimar que serão necessários 69 tubos de 1 1/2" e 12 tubos de 2" para suprir a necessidade do projeto.

8.7.2 Vapor e Condensado

As tubulações que transportam o vapor e o condensado, segundo Macintyre (2010), serão feitas de aço inox 304, com soldas. Além disso, também será necessário pintar as tubulações de acordo com a norma vigente, seguindo a cor Branca - B000 para as tubulações de vapor e Verde Emblema - N541 para as tubulações de condensado.

A Tabela 17 apresenta os valores dos diâmetros das tubulações de vapor, suas perdas de carga e a velocidade de escoamento.

Tabela 17 - Dimensionamento das tubulações de vapor.

Trecho	Comprimento (m)	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	Diâmetro Schedule 40 (in)	Velocidade (m/s)	Perda de Carga (kgf/cm ²)
1 - 2	60,00	3,93	1/2"	3,07	0,0063
2 - 3	95,25	3,93	1/2"	3,07	0,0100
3 - 4	5,40	3,43	1/2"	2,67	0,0004
4 - 5	9,17	2,36	1/2"	1,84	0,0004
5 - 6	10,16	0,67	1/2"	0,53	0,0000
3 - 7	11,92	0,71	1/2"	0,55	0,0000
7 - 8	8,98	0,41	1/2"	0,32	0,0000
8 - 9	5,38	0,20	1/2"	0,16	0,0000
7 - 10	8,11	0,31	1/2"	0,24	0,0000
10 - 11	2,84	0,31	1/2"	0,24	0,0000

Fonte: Autores (2024).

A partir da tabela acima pode-se obter a quantidade total de metros de cada bitola projetada, sendo essa de 206 metros para os tubos de 1/2". Considerando que as tubulações são vendidas por unidades de 6 metros cada, pode-se estimar que serão necessários 35 tubos de 1/2" para suprir a necessidade do projeto.

A tubulação para transporte do condensado foi projetada para acompanhar a tubulação de vapor. Portanto, considerou-se que a tubulação de condensado utilizará a mesma numeração que as tubulações de vapor. Essas tubulações devem possuir ambas 0,5% de inclinação para possibilitar o escoamento do condensado, sendo esse escoado pela pressão do vapor.

A Tabela 18 apresenta os valores dos diâmetros das tubulações de condensado, suas perdas de carga e a velocidade de escoamento.

Tabela 18 - Dimensionamento das tubulações de condensado.

Trecho	Comprimento (m)	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	Diâmetro Schedule 40 (in)	Velocidade (m/s)	Perda de Carga (kgf/cm ²)
1 - 2	60,00	3,93	1/2"	3,07	0,0063
2 - 3	95,25	3,93	1/2"	3,07	0,0100
3 - 4	5,40	3,43	1/2"	2,67	0,0004
4 - 5	9,17	2,36	1/2"	1,84	0,0004
5 - 6	10,16	0,67	1/2"	0,53	0,0000
3 - 7	11,92	0,71	1/2"	0,55	0,0000
7 - 8	8,98	0,41	1/2"	0,32	0,0000
8 - 9	5,38	0,20	1/2"	0,16	0,0000
7 - 10	8,11	0,31	1/2"	0,24	0,0000
10 - 11	2,84	0,31	1/2"	0,24	0,0000

Fonte: Autores (2024).

Novamente, a partir da tabela acima pode-se obter a quantidade total de metros de cada bitola projetada, sendo essa de 206 metros para os tubos de 1/2". Considerando que as tubulações são vendidas por unidades de 6 metros cada, pode-se estimar que serão necessários 35 tubos de 1/2" para suprir a necessidade do projeto.

8.7.3 Água de Resfriamento

Para a água de resfriamento, as tubulações serão feitas de aço inox, visando uma maior durabilidade se comparada ao PVC. Além disso, a tubulação também será pintada conforme previsto pela norma, sendo a cor Verde Emblema - N451 para as tubulações de água.

A Tabela 19 apresenta os valores dos diâmetros das tubulações de água de resfriamento, suas perdas de carga e a velocidade de escoamento.

Tabela 19 - Dimensionamento das tubulações de água de resfriamento.

(continua)

Trecho	Comprimento (m)	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	Diâmetro Schedule 40 (in)	Velocidade (m/s)	Perda de Carga (kgf/cm ²)
1 - 2	49	138,021	5"	2,446	0,000341

(continuação)

2 - 3	33,4	138,021	5"	2,446	0,000233
3 - 4	37,5	93,733	4"	2,539	0,000362
3 - 5	10,2	44,287	4"	1,200	0,000023
4 - 6	11,1	44,287	4"	1,200	0,000025
7 - 10	47,5	44,287	4"	1,200	0,000106
8 - 9	68,9	93,733	4"	2,539	0,000665
9 - 10	37,5	93,733	4"	2,539	0,000362
10 - 11	18,3	138,021	5"	2,446	0,000127
12 - 13	6	138,021	5"	2,446	0,000042

Fonte: Autores (2024).

A partir da tabela acima pode-se obter a quantidade total de metros de cada bitola projetada, sendo essa de 107 metros para os tubos de 5" e 213 metros para os tubos de 4". Considerando que as tubulações são vendidas por unidades de 6 metros cada, pode-se estimar que serão necessários 18 tubos de 5" e 36 tubos de 4" para suprir a necessidade do projeto.

9 CONTROLE E INSTRUMENTAÇÃO DO PROCESSO

Com o objetivo de garantir a qualidade dos produtos e a segurança dos processos realizados, faz-se necessário controle dos parâmetros operacionais dos equipamentos. O controle dos processos é essencial para o bom funcionamento das operações em todas as etapas do processo produtivo, evitando acidentes e reduzindo custos e perdas.

Para que o controle dos equipamentos possa ser realizado, é necessário, inicialmente, definir quais serão os parâmetros que devem ser controlados e quais os equipamentos que devem ser priorizados nesse controle. Para o projeto apresentado, definiu-se que o funcionamento e segurança das operações depende principalmente da remoção de substâncias indesejadas na goma do óleo de soja nas etapas de passagem pelos evaporadores de filme fino.

Todos os equipamentos do processo deverão ter seus parâmetros controlados. Entretanto, neste trabalho será apenas desenvolvido o sistema de controle para os evaporadores.

9.1 CONTROLE DOS EVAPORADORES

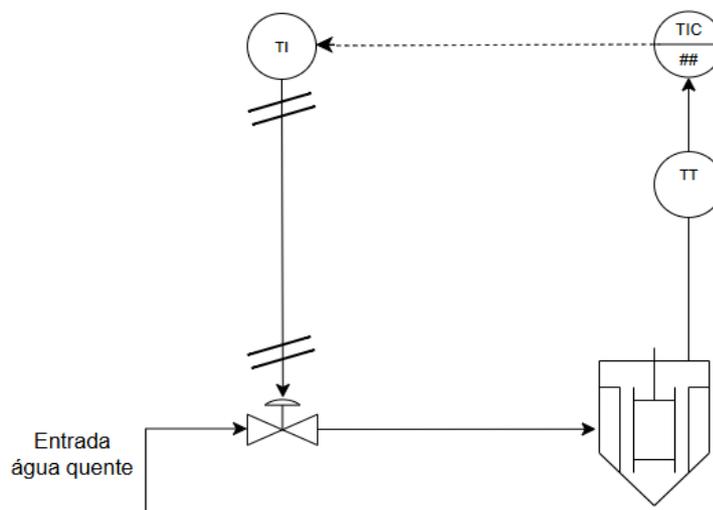
Os evaporadores utilizados no processo de produção de lecitina de soja necessitam de controle rigoroso de temperatura. A temperatura de operação deve ser mantida constante para evitar a degradação dos fosfolipídios e garantir a eficiência do processo.

A estratégia de controle de temperatura envolve o uso de uma válvula para a entrada de vapor d'água. O vapor, proveniente da caldeira, é utilizado para elevar a temperatura do evaporador ao valor desejado no início do processo. Juntamente com sensor de temperatura termopar instalado no evaporador, é possível monitorar constantemente a temperatura do processo, e assim, a válvula é ajustada automaticamente para fornecer a quantidade necessária de vapor, garantindo a manutenção da temperatura dentro dos limites estabelecidos para operação.

9.2 DIAGRAMA DE INSTRUMENTAÇÃO E TUBULAÇÃO DO EVAPORADOR

O diagrama de tubulação, instrumentação e controle de cada um dos evaporadores está na Figura 9.

Figura 9 - Diagrama de controle da temperatura dos evaporadores de filme fino.



Fonte: Autores (2024).

Para o controle de temperatura, um sensor transmissor de temperatura, no caso um termopar, desempenha a função de medir a temperatura interna do evaporador e, em seguida, enviará a informação de temperatura por meio de um sinal elétrico até o controlador indicador de temperatura. O controlador recebe o sinal indicativo de temperatura do transmissor e gera, conforme o *set point*, uma resposta em forma de sinais elétricos variando de 4 a 20 mA. Esse sinal elétrico é então recebido pelos transdutores das válvulas de aquecimento correspondentes, cujo propósito é converter o sinal elétrico em um sinal pneumático. O sinal pneumático, variando de 3 a 15 psig, gerado pelos transdutores, é responsável por acionar a válvula de controle que vai definir se a válvula abre ou fecha, e assim variar a temperatura do líquido nos tubos do evaporador, resultando, por fim, em uma resposta na temperatura interna do evaporador. Essa configuração compõe a malha responsável pelo controle da temperatura do evaporador (KUPHALDT, 2017).

10 ANÁLISE ECONÔMICA

A análise econômica do projeto de produção de lecitina de soja a partir da goma do processamento do óleo de soja é necessária para analisar a viabilidade de implementação da planta industrial e a lucratividade do projeto, considerando a projeção de receitas, custos, despesas e os investimentos necessários.

Para análise financeira deste projeto foram utilizados indicadores que fundamentam a tomada de decisão e auxiliam em uma projeção mais assertiva da viabilidade do empreendimento, como valor presente líquido (VLP), taxa interna de retorno (TIR) e o tempo de retorno do investimento (PB).

10.1 ESTIMATIVAS

As estimativas desempenham um papel fundamental ao fornecerem uma visão quantitativa e preditiva sobre diversos aspectos da atividade econômica. Essas análises ajudam na tomada de decisões informadas e na avaliação de riscos e oportunidades. Deve-se avaliar os investimentos necessários para a construção do projeto, além dos custos totais mensais da planta industrial e as receitas geradas no empreendimento, para posterior construção do demonstrativo de resultados de exercícios e do fluxo de caixa do negócio.

10.1.1 Investimento

Os investimentos referem-se aos gastos e recursos financeiros destinados à criação da instalação industrial. Esses investimentos são realizados com o objetivo de estabelecer uma infraestrutura física capaz de suportar a produção de bens ou serviços em larga escala. Geralmente, são considerados valores incluídos nos investimentos a aquisição de terreno, as instalações industriais, o capital de giro, entre outros.

No caso dessa planta industrial, como será anexada a uma empresa já existente, não haverá o custo de compra de terreno. A Tabela 20 demonstra os investimentos necessários para instalação da planta de produção de lecitina de soja.

Os custos com equipamentos foram baseados na tabela CapCost disponibilizada por Turton em seu livro *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes* para os equipamentos que melhor se assemelhavam aos dimensionados no projeto. O quadro 3 disposto no apêndice C.1 apresenta o custo com equipamentos. Além disso, foi considerada uma taxa de importação de 80% do custo dos equipamentos. Para o cálculo do custo com sistema de

controle e instrumentação dos equipamentos, foi considerado que custa 30% do valor total de aquisição dos equipamentos. Ademais, para o custo referente à montagem dos equipamentos, foi considerado 50% do valor total do custo de aquisição dos mesmos. Em relação às tubulações do processo, considerou-se 10% do custo total dos equipamentos.

O valor referente ao capital de giro, considerou-se o custo necessário para manter a unidade industrial operando sua produção durante 1 mês. Já o valor referente aos gastos não previstos, considerou-se o valor de 10% em relação ao capital de giro.

Tabela 20 - Descrição dos investimentos necessários

Descrição	Custo
Máquinas e equipamentos	R\$ 3.707.251,00
Taxa de importação dos equipamentos	R\$2.965.800,80
Sistema de controle e instrumentação	R\$ 1.112.175,30
Montagem dos equipamentos	R\$ 1.853.625,50
Tubulações	R\$ 370.725,10
Móveis e utensílios	R\$ 50.000,00
Capital de giro	R\$ 462.436,11
Gastos não previstos	R\$ 46.243,61
Total	R\$ 10.443.591,24

Fonte: Autores (2024).

10.1.2 Custos totais

Os custos totais na instalação de uma unidade industrial referem-se ao montante financeiro necessário para a operacionalização plena da unidade industrial. Estes custos englobam a compra de insumos, a mão-de-obra necessária no empreendimento, a manutenção e conservação dos equipamentos, a depreciação dos equipamentos, o custo de energia e de água consumidas na planta industrial.

A Tabela 21 apresenta os valores de custos totais necessários para a operação da unidade industrial. Os valores referentes ao custo de insumos estão dispostos na Tabela 23 e 24. Em relação a depreciação dos equipamentos, considerou-se o valor de 10% ao ano em relação ao investimento na compra dos equipamentos. Já em consideração a manutenção e conservação de equipamentos, considerou-se 12% em relação ao custo dos equipamentos. Em

relação ao custo com mão-de-obra, o quadro 4 disposto no Apêndice C.4 apresenta o valor mensal e anual gasto em folha salarial.

Além disso, considerando que a água utilizada no processo será proveniente de um poço artesiano disponível na instalação industrial, considerou-se o consumo de água da rede pública somente aquele utilizado pelos funcionários para consumo próprio e higienização. Em consideração à energia elétrica gasta no processo, considerou-se o consumo em kWh das bombas dispostas no processo e consumo de lenha da caldeira utilizada para fornecer energia para os equipamentos. O cálculo de energia elétrica e água estão dispostos, respectivamente, Apêndice C.3 e C.4.

Tabela 21 - Descrição dos custos totais

Descrição	Custo/Mês	Custo/Ano
Insumos	R\$ 302.106,84	R\$ 5.734.282,04
Mão-de-obra	R\$ 154.921,98	R\$ 1.859.063,75
Manutenção e conservação	R\$ 37.072,51	R\$ 444.870,12
Depreciação dos equipamentos	R\$ 30.893,76	R\$ 370.725,10
Energia	R\$ 101.039,93	R\$ 1.212.479,18
Água	R\$ 276,09	R\$ 3.313,08
Total	R\$ 626.311,11	R\$ 7.515.733,27

Fonte: Autores (2024).

O custo total detalhado anualmente desse empreendimento, pode ser visualizado na Tabela 22. O cálculo do custo sem depreciação do processo é baseado no valor total de custo subtraído do valor de depreciação dos equipamentos. Além disso, o custo total por toneladas também está disposto na tabela 23 e foi baseada na operação em 70%, 80% e 90% da capacidade total da planta, respectivamente, para o primeiro, segundo e terceiro ano de operação. Para o cálculo do Demonstrativo de Resultados do Exercício (DRE) será utilizado o custo total, já para o fluxo de caixa é considerado o valor do custo sem a depreciação dos equipamentos.

Tabela 22 - Descrição dos custos totais por ano de operação.

	Ano 1	Ano 2	Ano 3
Total	R\$ 7.515.733,27	R\$ 8.267.306,59	R\$ 9.018.879,92
Total/tonelada	R\$ 5.169,36	R\$ 4.975,51	R\$ 4.824,74
Custo sem depreciação	R\$ 7.145.008,17	R\$ 7.896.581,49	R\$ 8.648.154,82

Fonte: Autores (2024).

Em relação ao custo com insumos do processo, considerou-se o custo de aquisição de goma de óleo de soja como um valor irrisório, visto que irá ser reaproveitado da unidade de processamento de óleo de soja disposta na mesma localidade. Além disso, considerou-se o custo com compra de solvente hexano e com carvão ativado utilizados no setor 200. Os dados de custo com insumos estão dispostos na tabela 23 e 24.

Tabela 23 - Descrição dos custos com insumos

Insumo	Quantidade (ton/ano)	Valor/ton (US\$)	Valor total/ano (US\$)	Valor total/ano (R\$)
Goma	439,4	0,1	\$ 439,4	R\$ 2315,64
Hexano	28	1060	\$ 29.680	R\$ 156.413,6
Carvão ativado	30	9488	\$ 284.640	R\$ 1.500.058,8
Total			\$ 314.759,4	R\$ 1.658.783,0

Fonte: Autores (2024).

Ademais, considerou-se o custo com a compra de tambores de 200L para embalagem do produto. Visto que serão embaladas 2070 toneladas ao ano de lecitina de soja, serão necessários 10.350 tambores de 200L ao ano. A Tabela 24 apresenta o resultado com custo de embalagem à disposição do produto. Considerou-se o custo unitário do tambor metálico de 200L de R\$ 190,00 (CIA DOS TAMBORES, 2024).

Tabela 24 - Descrição dos custos com embalagem

Descrição	Quantidade/ mês	Quantidade/ ano	Custo mensal (R\$)	Custo anual (R\$)
Tambor 200L	862,5	10350	R\$ 163.875	R\$ 1.966.500,00

Fonte: Autores (2024).

10.1.3 Financiamento

Por se tratar de um projeto de anexação a uma planta já existente da empresa ficou definido que os aportes necessários para os projetos são oriundos dos lucros já existentes da empresa e de novas rodadas de investimentos dos sócios, dessa forma não se tornando necessário a utilização de vias de crédito disponíveis para a implementação da planta.

10.2 VIABILIDADE ECONÔMICA

10.2.1 Demonstrativo de Resultados do Exercício (DRE)

O Demonstrativo de Resultados do Exercício (DRE) é um relatório contábil que apresenta de forma detalhada e ordenada as receitas, despesas e o resultado líquido de uma empresa em um determinado período contábil, geralmente um ano. O principal objetivo do DRE é mostrar como a empresa gerou resultado ao longo do período analisado, demonstrando se obteve lucro ou prejuízo e qual foi o montante. Ele é uma peça fundamental para análise da saúde financeira de uma empresa, pois permite entender a performance operacional e o impacto das receitas e despesas no resultado final.

Na Tabela 25, é apresentado o DRE dessa unidade industrial de produção de lecitina de soja. Foi considerado o imposto de 12% de acordo com o ICMS (Imposto sobre Circulação de Mercadorias e Serviços) em relação a produtos provenientes da soja.

A receita bruta do projeto refere-se à venda da produção na planta industrial de lecitina de soja. Dessa forma, há uma análise prévia do preço de venda da lecitina de soja, considerando o cenário dos últimos anos de exportação do produto, de acordo com o Comex Stat. Utilizou-se a cotação do dólar do dia 08 de junho de 2024, sendo U\$1,00 igual a R\$5,27 para as seguintes conversões (Morningstar, 2024).

A partir dos dados do Comex Stat dos últimos três anos, foi possível determinar o preço da lecitina de soja, definindo-o como U\$ 2,22/kg ou U\$ 2200/ton, totalizando o valor de em reais de R\$ 11,70/kg ou R\$ 11.594/ton. Dessa forma, na Tabela 25 tem-se a receita bruta conforme a capacidade de operação da planta nos anos iniciais do projeto industrial.

Tabela 25 - Demonstrativo de Resultados do Exercício (DRE)

Descrição	Ano 1 (70% de capacidade de operação)	Ano 2 (80% de capacidade de operação)	Ano 3 (90% de capacidade de operação)
RECEITA BRUTA	R\$ 16.952.430,60	R\$ 19.374.206,40	R\$ 21.795.982,20
(-) Impostos	R\$ 2.034.291,67	R\$ 2.324.904,77	R\$ 2.615.517,86
(=) RECEITA LÍQUIDA	R\$ 14.918.138,93	R\$ 17.049.301,63	R\$ 19.180.464,34
(-) Custos	R\$ 7.515.733,27	R\$ 8.267.306,59	R\$ 9.018.879,92
(=) Resultado Operacional Líquido	R\$ 7.402.405,66	R\$ 8.781.995,04	R\$ 10.161.584,42
LUCRO LÍQUIDO	R\$ 7.402.405,66	R\$ 8.781.995,04	R\$ 10.161.584,42

Fonte: Autores (2024).

10.2.2 Fluxo de caixa

O fluxo de caixa é um instrumento financeiro fundamental utilizado para acompanhar e analisar as movimentações de entrada e saída de recursos financeiros de uma empresa em um determinado período de tempo. Ele é essencial para o controle financeiro e para a gestão de liquidez da organização. A Tabela 26 apresenta o fluxo de caixa da unidade industrial de produção de lecitina de soja.

Tabela 26 - Fluxo de caixa

Descrição	Ano 0	Ano 1	Ano 2	Ano 3
Investimentos	-R\$ 10.568.257,42	-	-	-
Receita bruta	-	R\$16.952.430,60	R\$19.374.206,40	R\$21.795.982,20
(-) Impostos	-	R\$ 2.034.291,67	R\$ 2.324.904,77	R\$ 2.615.517,86
(-) Custos	-	R\$ 7.145.008,17	R\$ 7.896.581,49	R\$ 8.648.154,82
Fluxo de caixa	- R\$ 10.568.257,42	R\$ 7.773.130,76	R\$ 9.152.720,14	R\$ 10.532.309,52

Fonte: Autores (2024).

10.2.3 Taxa Interna de Retorno (TIR) e Valor Presente Líquido (VPL)

A Taxa Interna de Retorno (TIR) é a taxa de retorno que o projeto gera internamente, ou seja, é a taxa na qual o valor presente dos benefícios futuros do investimento se iguala ao

custo do investimento inicial. Já o Valor Presente Líquido (VPL) calcula a diferença entre o valor presente dos fluxos de entrada de caixa (receitas) e os fluxos de saída de caixa (custos e investimentos) ao longo do tempo. Em relação a TIR e a VPL, a Tabela 27 demonstra o resultado dessas duas taxas aplicadas no projeto da unidade industrial de produção de lecitina de soja.

Tabela 27 - Taxa interna de retorno e valor presente líquido

Valor Presente Líquido (VPL)	
Investimento (Ano 0)	- R\$ 10.568.257,42
Ano 1	R\$ 7.773.130,76
Ano 2	R\$ 9.152.720,14
Ano 3	R\$ 10.532.309,52
VPL	R\$ 5.962.292,76
Taxa Interna de Retorno (TIR)	
Investimento (Ano 0)	- R\$ 10.568.257,42
Ano 1	R\$ 7.773.130,76
Ano 2	R\$ 9.152.720,14
Ano 3	R\$ 10.532.309,52
TIR	36 %

Fonte: Autores (2024).

10.2.4 Payback

O *Payback* é um indicador que determina o tempo necessário para que a empresa recupere o valor investido pelos sócios proprietários. Para o cálculo do *Payback*, são utilizados os dados do fluxo de caixa demonstrados na Tabela 26 e uma TMA de 20%. A Tabela 28 demonstra o cálculo do *Payback* descontado.

Tabela 28 - Payback descontado

(continua)

Ano	Fluxo de caixa	Saldo
0	- R\$ 10.568.257,42	-

		(continuação)
1	R\$ 7.773.130,76	- R\$ 4.00.648,45
2	R\$ 9.152.720,14	R\$ 2.265.402,20
3	R\$ 10.532.309,52	R\$ 8.360.493,73
Payback descontado		Aproximadamente 2,5 anos

Fonte: Autores (2024).

10.3 ANÁLISE DA VIABILIDADE ECONÔMICA

Para análise final da viabilidade foi calculado o Valor Presente Líquido (VPL) e a Taxa Interna de Retorno (TIR), além do Payback.

O valor de VPL calculado foi baseado no fluxo de caixa dos três primeiros anos e uma Taxa Mínima de Atratividade de 20%, encontrando-se o valor de R\$ 5.962.292,76. Esse resultado demonstra a viabilidade econômica do empreendimento, indicando que o investimento é lucrativo, pois os fluxos de caixa futuros, descontados ao valor presente, superam o custo inicial do investimento.

Em relação a TIR, calculou-se a partir do fluxo de caixa dos três primeiros anos e resultou em um valor de 36%. Desse modo, quando o percentual da TIR calculada é superior à TMA, isso indica que o investimento é atrativo, pois a taxa de retorno do projeto é maior que o custo do capital.

Por fim, calculou-se o *Payback* do investimento. Esse cálculo é utilizado na avaliação de investimentos que mede o tempo necessário para recuperar o investimento inicial a partir dos fluxos de caixa gerados pelo projeto ou investimento. Dessa forma, visualizou-se que o projeto inicial será recuperado de imediato, pois é o período necessário para que o fluxo de caixa acumulado alcance o valor do investimento inicial será de aproximadamente 2,5 anos.

11 CONCLUSÃO

A lecitina de soja desempenha um papel fundamental na indústria alimentícia, onde é amplamente utilizada como um emulsionante e estabilizante. A produção de lecitina é realizada, geralmente, em conjunto com o processamento do óleo de soja e esse produto possui um alto valor agregado. O mercado de emulsificantes naturais é dominado pela lecitina, que representa uma variedade de fontes, formatos e funcionalidades. Quando analisado o mercado internacional, a Europa não consegue suprir sua necessidade de lecitina e desde 2002 importa de outros países, como o Brasil (CASTEJON, 2015).

Pensando nisso, criou-se uma unidade de produção de lecitina de soja, que busca aumentar a oferta de lecitina a nível mundial, com o intuito de oferecer um produto de qualidade para os países como Estados Unidos, Holanda e Índia que importam quantidades consideráveis do mercado brasileiro. Inicialmente realizou-se uma análise das tecnologias disponíveis para a obtenção dos produtos, escolhendo-se a rota mais adequada para a produção. Dessa forma, pode-se definir as condições de operação, layout, fluxograma e controle.

Optou-se por instalar uma unidade industrial em um lugar onde houvesse uma planta operante de produção de óleo de soja. Isso porque a lecitina de soja é um derivado proveniente da goma do processo de degomagem do óleo de soja. Dessa forma, a implantação preferencial do projeto será no município de Três Lagoas no estado do Mato Grosso do Sul, anexa a uma planta de produção de óleo de soja de uma empresa já instalada nesse município. A unidade industrial foi projetada para processar 4394 toneladas de goma (matéria-prima) por ano, resultando em 2070 toneladas anualmente de lecitina de soja como produto. Esse processamento industrial se dá 24 horas por dia, durante 330 dias no ano, gerando 27 empregos diretos.

De posse da rota tecnológica e da fatia de mercado desejada, foi possível dimensionar os equipamentos necessários para que a produção seja garantida e, por fim, observou-se que a implementação do empreendimento é economicamente viável. A receita anual proveniente da lecitina de soja será após o terceiro ano de empreendimento de R\$ 21.795.982,20/ano, de forma que o lucro da unidade industrial seja de R\$ 10.532.309,52/ano e o preço da tonelada de produto seja de R\$ 11.659,97. Dessa forma, a unidade de produção de lecitina de soja possuirá um *payback* de aproximadamente 2,5 anos, uma taxa mínima de atratividade (TMA) de 20%, uma taxa interna de retorno (TIR) de 36% e um valor presente líquido (VPL) de R\$ 5.962.292,76.

REFERENCIAL BIBLIOGRÁFICO

Alfa Laval. Caldeira LHC. [Home page]. Disponível em: [Caldeira LHC para queima de biomassa | Alfa Laval](#) . Acesso em: 20 jun. 2024.

AOCS.1998. Official Methods and Recommended Practices of the American Oil Chemists Society. 5th edn., Firestone D (Ed.),AOCS Press, Champaign.

ARAÚJO, Anderson Magalhães. Borra de óleo de soja: caracterização físico-química e avaliação da potencialidade econômica. 2016. 83 f. TCC (Graduação) - Curso de Engenharia de Petróleo, Universidade Federal do Ceará, Fortaleza, 2016.

BATISTUZZO J.A.O., ITAYA M., ETO Y., Formulário médico-farmacêutico 4ºed., Pharmabooks, São Paulo, 2011.

Bombas Helicoidais: Hélio Bombas catálogo. Disponível em: <<https://helibombas.com.br/wp-content/uploads/2020/05/Catalogo-Digital-Helicoidal-HB.pdf>>. Acesso em: 2 jul. 2024.

Castejon, L. V. Estudo da clarificação da lecitina de soja. 2010. 144 f. Tese (Mestrado) - Curso de Engenharia Química, Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia, 2010.

CASTEJON, L. V. Parâmetros de qualidade na clarificação de lecitina de soja. 2015. 188 f. Tese (Doutorado) - Curso de Engenharia Química, Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia, 2015.

DA FRÉ, N. C. Obtenção de ácidos graxos a partir da acidulação de borra de neutralização de óleo de soja. 2009. 112f. Dissertação (Mestrado em Engenharia)- Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2009.

FONTES, Amanda Vilaça. Processo de industrialização da soja no Brasil. 2019. 65 f. TCC (Graduação) - Curso de Engenharia Química, Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia, 2019.

FOUST, A. WENZLE, L. A., CLUMP, C. W., MAUS, L., BRYCE, A. L. (2000). Princípios das Operações Unitárias. Rio de Janeiro: Guanabara Dois S.A. , p. 539-554.

General Catalogue Pumps: Catálogo General Bombas Disponível em: <<https://prom-nasos.com.ua/wa-data/public/site/docs/General-Catalog-Pumps.pdf?v58>>. Acesso em: 2 jul. 2024.

HARTEN, B.; EICKHOFF, K. P. (2000). El uso de Decantadoras y Separadoras Centrífugas en la Industria Oleoquímica. Libro de Oro de A&G - 10º Aniversario - Tomo III: Recopilación de Artículos Técnicos, Asociación Argentina de Grasas y Aceites, n. 10, p.35-48.

HENRIQUE, Angélica Silvana Baza. Avaliação da influência do teor de óleo na goma na viscosidade final da lecitina de soja de uma unidade produtora dos campos gerais. 2019. 73 f. TCC (Graduação) - Curso de Engenharia Química, Universidade Tecnológica Federal do Paraná., Ponta Grossa, 2019.

HUI, Y. H., ed. Bailey's industrial oil and fat products. 5. ed. New York: Wiley, 1996. v.2, p.125-158, v.3, p.1-63.

Injetec. Torre de resfriamento. [Home page]. Disponível em: [Torres de Resfriamento - Injetec \(injetecjau.com.br\)](http://injetecjau.com.br) . Acesso em: 20 jun. 2024.

KUPHALDT, T. R. Lessons in industrial instrumentation. Hong Kong: Samurai Media Limited, 2017.

Lecithin: Cargill has a wide variety of lecithin solutions with the highest quality. Disponível em: <<https://www.cargill.com/food-beverage/emea/texturizers/lecithin>>. Acesso em: 2 jul. 2024.

MANDARINO, J. M. G.; HIRAKURI, M. H.; ROESSING, A. C. Tecnologia para produção do óleo de soja: descrição das etapas, equipamentos, produtos e subprodutos. Londrina: EMBRAPA SOJA, 2015. Disponível em: <<http://ainfo.cnptia.embrapa.br/digital/bitstream/item/126080/1/Doc171-OL.pdf>>

Martínez, J.E.P, Uso do óleo de soja, óleo ácido, lecitina e glicerina de soja na alimentação de frangos de corte: valor energético da dieta, desempenho e qualidade da carne. 2012.155 f. Tese (Mestrado) - Curso de Agronomia, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2012.

Mordor Intelligence Research & Advisory. (2023, September). *Tamanho do mercado de lecitina e análise de ações – Tendências e previsões de crescimento (2024 – 2029)*. Mordor Intelligence. Retrieved June 26, 2024, from <https://www.mordorintelligence.com/pt/industry-reports/lecithin-market>.

NORN, Viggo. Emulsifiers in Food Technology. 2. ed. Dinamarca: Wiley Blackwell, 2015. 358 p.

OLIVEIRA, Arthur Gonçalves de; SIUFI, Lucas de Souza; COSTA, Matheus do Nascimento; PATTI, Pedro Pilotto; PICCINI, William Machado. Produção de óleo de crambe refinado destinado ao processo de biodiesel. 2022. 334 f. TCC (Graduação) - Curso de Engenharia Química, Universidade Federal de Santa Maria, Santa Maria, 2022.

PERRY, R. H.,CHILTON, C.H. (1984) Chemical Engineers' Handbook, 5 ed., McGraw-Hill Kogakusha Ltd, Tokyo.

ROSA, Gerusa de Oliveira. Modelagem e análise do processo de degomagem no refino de óleo de soja. 2012. 105 f. Tese (Doutorado) - Curso de Engenharia Química, Universidade Estadual de Maringá, Maringá, 2012.

Salla, Álvaro. Trocadores de calor nas usinas de açúcar, etanol e energia - São Paulo : Recanto das Letras, 2020. 288 p..

Santos, S. H. Danilo. Avaliação da eficiência dos processos oxidativos avançados na regeneração de carvão ativado saturado com poluente orgânico. 2021. Tese (Doutorado) – Curso de Materiais, Universidade Federal de Alagoas, Alagoas, 2021.

APÊNDICES

APÊNDICE A - MEMORIAL DE CÁLCULO

- APÊNDICE A.1 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE GOMA (TA-101)
- APÊNDICE A.2 - EVAPORADOR DE FILME FINO (EV-201)
- APÊNDICE A.3 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE ÁGUA RESIDUAL (TA-201)
- APÊNDICE A.4 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO (TA-202)
- APÊNDICE A.5 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE HEXANO (TA-203)
- APÊNDICE A.6 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE CARVÃO ATIVADO (TA-204)
- APÊNDICE A.7 - TANQUE DE MISTURA (TM-201 e TM-202)
- APÊNDICE A.8 - CENTRÍFUGA (J-301)
- APÊNDICE A.9 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE RESÍDUO DE CARVÃO ATIVADO (TA-301)
- APÊNDICE A.10 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO (TA-302)
- APÊNDICE A.11 - TANQUE DE AQUECIMENTO (TA-303)
- APÊNDICE A.12 - EVAPORADOR DE FILME FINO (EV-301)
- APÊNDICE A.13 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO (TA-304)
- APÊNDICE A.14 - DECANTADOR (D-401)
- APÊNDICE A.15 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE HEXANO RESIDUAL (TA-401)
- APÊNDICE A.16 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE LECITINA (TA-501)
- APÊNDICE A.17 - CALDEIRA
- APÊNDICE A.18 - TORRE DE RESFRIAMENTO
- APÊNDICE A.19 - DIMENSIONAMENTO DE BOMBAS
- APÊNDICE A.20 - DIMENSIONAMENTO DE TUBULAÇÕES
- APÊNDICE A.21 - PERDA DE CARGA

APÊNDICE B - LAYOUT

- APÊNDICE B.1 - LAYOUT DOS EQUIPAMENTOS DO PROCESSO
- APÊNDICE B.2 - LAYOUT DAS TUBULAÇÕES DO PROCESSO
- APÊNDICE B.3 - LAYOUT DAS TUBULAÇÕES DE ÁGUA DO PROCESSO

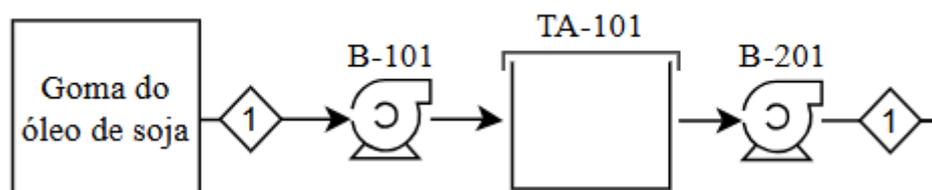
APÊNDICE C - ANÁLISE ECONÔMICA**APÊNDICE C.1 - CUSTO DE EQUIPAMENTOS****APÊNDICE C.2 - CUSTO COM MÃO-DE-OBRA**

APÊNDICE A - MEMORIAL DE CÁLCULO

APÊNDICE A.1 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE GOMA (TA-101)

A goma proveniente do processamento do óleo de soja é recebida na planta e armazenada em um tanque aquecido de aço inoxidável. Esse processo pode ser visualizado através da Figura 10.

Figura 10 - Processo de tancagem (TA-101)



Fonte: Autores (2024).

Este tanque possuirá 45 m³, o qual a vazão de alimentação corresponderá a 13312,80 kg, isso porque o tanque irá armazenar a quantidade de goma de óleo de soja de 3 dias (554,7 kg/dia) de coleta. A composição da goma do óleo de soja pode ser observada na tabela 29. O balanço de massa desse tanque pode ser representado pela equação 1.

$$m_{entra} = m_{sai} \quad (1)$$

Tabela 29 - Composição de entrada e saída do TA-101

Componente	Entrada (kg)	Saída (kg)
Água	6.958,60	6.958,60
Óleo de soja	2.568,04	2.568,04
Ácidos graxos	145,11	145,11
Fosfolipídeos	3.559,84	3.559,84
Contaminantes/impurezas	81,21	81,21
Total	13.312,80	13.312,80

Fonte: Autores (2024).

Em relação ao dimensionamento, utilizou-se a equação 2 para calcular o volume necessário do tanque, onde V_{TA} é volume do tanque em m^3 , m é a vazão mássica em kg/h , ρ é a densidade da mistura e t é o tempo em dias. A densidade desse tanque foi padronizada em $1000 kg/m^3$, visto que não há dados suficientes em relação a densidade dessa goma de óleo de soja.

$$V_{TA} = \frac{m}{\rho} * t \quad (2)$$

$$V_{TA} = \frac{13312,80}{1000} * 3 \quad (2)$$

$$V_{TA} = 39,94 m^3$$

Determinou-se o dimensionamento de $45 m^3$, considerando a margem de segurança do tanque.

Para determinar a demanda de vapor do tanque, utilizou-se da Equação 1, referente ao calor sensível:

$$Q_{sensível} = m'_{goma} * c * \Delta T \quad (1)$$

Onde:

- m'_{goma} é a massa de goma no tanque (kg/h).
- c é o calor específico da goma a $55^\circ C$ ($kJ/kg \cdot K$).
- ΔT é a diferença de temperatura entre a temperatura de entrada da goma ($55^\circ C$) e a temperatura objetivo a manter-se no tanque ($70^\circ C$) (K)

Considerando a densidade da goma como sendo $1000 kg/m^3$, obtém-se uma massa de $45000 kg$ no tanque. Para fins de segurança, considerou-se a massa de goma no tanque durante a operação como sendo 70% da capacidade massa, o que corresponde a $35000 kg$.

Visto que o calor específico da goma a $55^\circ C$ é de $3,18 kJ/Kg \cdot K$ e o ΔT é de $15^\circ C$, obtém-se um calor sensível ($Q_{sensível}$) de $1.502.550 kJ/h$.

A partir desse valor, é possível encontrar a demanda de vapor d'água para o tanque, a partir da Equação 2 abaixo:

$$m'_{vap} = \frac{Q_{sensível}}{\Delta H_{vap}} \quad (2)$$

Onde:

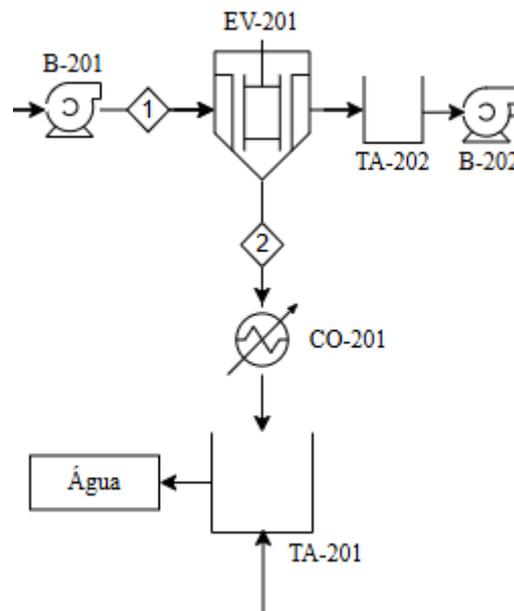
- m_{vap} é a demanda de vapor d'água (kg/h)
- ΔH_{vap} é o calor latente de vaporização da água (kJ/kg).

Substituindo o valor de $Q_{\text{sensível}}$ conhecido e o ΔH_{vap} sendo igual a 2773,6 KJ/Kg, obtém-se a demanda de vapor d'água para o tanque, como sendo de 530,9 kg vapor d'água/hora.

APÊNDICE A.2 - EVAPORADOR DE FILME FINO (EV-201)

O evaporador de filme fino descendente será utilizado para a concentração de uma solução aquosa de goma de lecitina. A Figura 11 demonstra a disposição do evaporador de filme fino no processo.

Figura 11 - Processo do evaporador de filme fino (EV-201)



Fonte: Autores (2024).

A corrente de entrada contém água e goma do óleo de soja, e a corrente de saída consiste em uma fase vapor (principalmente água) e uma fase líquida concentrada de goma de óleo de soja. O evaporador de filme fino descendente opera com a alimentação do líquido na parte superior do evaporador. O líquido forma um filme fino ao longo das paredes internas aquecidas, onde a evaporação ocorre devido ao calor aplicado. O vapor resultante é separado e coletado na saída superior, enquanto o líquido concentrado é coletado na saída inferior, conforme Figura 11.

Com base nas informações adaptadas, a alimentação do evaporador de filme fino descendente é de 13312,8 kg/h de solução aquosa de goma de óleo de soja, com uma concentração inicial de 47,73% de lecitina e uma concentração final desejada de 88,81% de lecitina. Pode-se encontrar, na tabela 30, os valores de composição de entrada (corrente 1) e saída (corrente 3) do evaporador de filme fino.

Tabela 30 – Composição de entrada e saída do Evaporador

Componente		Entrada (kg/h)	Saída (kg/h)
Goma do óleo de soja	Água	6.958,60	800,24
	Óleo de soja	2.568,04	2.568,04
	Ácido graxo	145,11	145,11
	Fosfolipídeos	3.559,84	3.559,84
	Contaminantes/impurezas	81,21	81,21
Total		13.312,80	7.154,44

Fonte: Autores (2024).

O balanço energético de um evaporador de filme fino descendente pode ser dividido em duas principais componentes:

- **Energia de Aquecimento ($Q_{\text{aquecimento}}$):** Energia necessária para elevar a temperatura da solução de alimentação até a temperatura de evaporação. A equação 3 representa a energia de aquecimento necessária.

$$Q_{aq} = m'_{\text{alimentação}} * C_p * \Delta T \quad (3)$$

Onde:

- $m'_{\text{alimentação}}$ é a vazão mássica da alimentação (kg/h).
- C_p é o calor específico da solução de goma de lecitina (kJ/kg·K).
- ΔT é a diferença de temperatura entre a temperatura de entrada da alimentação e a temperatura de evaporação (K).

Para a solução de goma de óleo de soja, consideramos o calor específico do óleo de soja (1,765 kJ/kg.K). A alimentação entra a uma temperatura de 70°C e precisa ser aquecida até a temperatura de evaporação de 80°C, a diferença de temperatura ΔT seria 10 K.

- **Energia de Evaporação ($Q_{evaporação}$):** Energia necessária para converter a água líquida em vapor à temperatura de evaporação. A equação 4 representa o cálculo da energia de evaporação.

$$Q_{evap} = m'_{\text{água}} * \Delta H_{vap} \quad (4)$$

Onde:

- $m'_{\text{água}}$ é a vazão mássica da água a ser evaporada (kg/h).
- ΔH_{vap} é o calor latente de vaporização da água (kJ/kg).

Para a água, o calor latente de vaporização ΔH_{vap} a 80°C é aproximadamente 2308,84 kJ/kg, e temos uma vazão de 6158 kg/h de água.

A demanda energética total pode ser calculada a partir da soma dessas. A equação 5 demonstra o cálculo da demanda energética total.

$$Q_{total} = Q_{aq} + Q_{evap} \quad (5)$$

O cálculo do balanço energético demonstra que o evaporador de filme fino descendente necessita de aproximadamente 3.613.198,913 kJ/h para concentrar a solução de goma de óleo de soja, evaporando a água e elevando a temperatura da solução até o ponto de evaporação. Esse valor é crucial para determinar a demanda de vapor para esse equipamento, utilizando a equação 6.

$$m'_{vap} = \frac{Q_{total}}{\Delta H_{vap}} \quad (6)$$

Onde:

- m'_{vap} é a demanda de vapor d'água (kg/h)
- ΔH_{vap} é o calor latente de vaporização da água (kJ/kg).
- Q_{total} é a demanda energética total (kJ).

Considerando que para a água, o calor latente de vaporização ΔH_{vap} a 175°C é aproximadamente $2773,6 \text{ kJ/kg}$, e considerando uma perda de 2%, obtém-se uma demanda de vapor de $1329,3 \text{ kg/h}$.

Para o cálculo do coeficiente de transferência de calor, foi considerada formulação de Poel, conforme discutido por Salla, onde o coeficiente ficaria em função de uma média entre as viscosidades de entrada e saída do evaporador (u). A equação 7 demonstra o cálculo do coeficiente de transferência de calor. Ao realizar esse cálculo, encontrou-se um valor de coeficiente de transferência de calor de $1501,60 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$.

$$U = \frac{250}{u*(0,305)} \quad (7)$$

A área de troca térmica foi calculada usando a equação 8, onde Q é a quantidade de calor transferida, U é o coeficiente de transferência de calor, A é a área de troca térmica e ΔT é a diferença de temperatura do vapor (175°C) e a temperatura de operação do evaporador (100°C).

$$Q = U * A * \Delta T \quad (8)$$

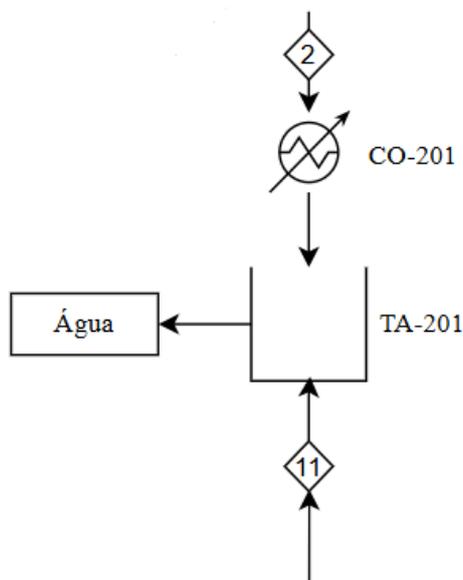
Encontrou-se um valor para área de troca térmica de aproximadamente 9 m^2 . A partir desse valor de área foi possível calcular o número de tubos do evaporador, conforme exemplo do livro Salla, exibindo-se a necessidade de 86 tubos para este.

Para tornar o dimensionamento mais conveniente e prever futuras expansões no processo, tanto o EV-201 quanto o EV-301, será utilizada uma área de troca térmica de 15 m^2 , seguindo o modelo de evaporador da Shanghai Yuanhuai Chemical Technology Co., de acordo com o Anexo B.2.

APÊNDICE A.3 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE ÁGUA RESIDUAL (TA-201)

Para o tanque de armazenamento de água residual, considera-se a saída de água da evaporação realizada no evaporador de filme fino (EV-201) e água residual proveniente do decantador (D-401), disposto na área 400. Sendo assim, a Figura 12 demonstra a disposição do tanque TA-201 no processo. Além disso, através da tabela 31, visualiza-se a quantidade de água inicial de água que adentra o evaporador e a quantidade de água residual, após a etapa de evaporação.

Figura 12 - Processo de tancagem da água residual (TA-201)



Fonte: Autores (2024).

Tabela 31 – Composição de água no início e no fim da evaporação

Componente	Entrada do evaporador (kg/h)	Saída com corrente goma(kg/h)	Entrada do tanque armazenamento (kg/h)
Água	6.958,60	800,24	6.158,36

Fonte: Autores (2024).

Em relação ao balanço de massa desse tanque, considera-se a entrada de água proveniente do evaporador de filme fino (EV-201) e do decantador (D-401). A equação 9 demonstra o cálculo do balanço de massa, onde m_{tanque} é a quantidade de água total desse tanque, $m_{evaporador}$ é a quantidade de água resultante da evaporação e $m_{decantador}$ é a quantidade de água advinda da decantação.

$$m_{tanque} = m_{evaporação} + m_{decantação} \quad (9)$$

$$m_{tanque} = 6158,36 + 799,44 \quad (9)$$

$$m_{tanque} = 6957,8 \text{ kg de água}$$

Diante da quantidade de 6158,36 kg/h de água disposta através do evaporador de filme fino (EV-201), considerando que o seu tempo de operação é de 1 hora e que essa água irá passar por um condensador para diminuir sua temperatura a 30°C, temos que a densidade dessa água será de 995,6 kg/m³. Dessa forma, será necessário um tanque de dimensionamento mínimo de

6,18 m³, mas considerando que deverá haver 25% de margem de segurança nesse tanque, seu dimensionamento deverá ser de 7,73 m³ para suportar a quantidade de água proveniente do EV-201. A equação 10 mostra os cálculos realizados para esse dimensionamento, onde V_{TA1} é volume do tanque em m³, m é a vazão mássica em kg/h, ρ é a densidade da mistura, t é o tempo em horas e MS é a margem de segurança, definida como 25%.

$$V_{TA1} = \frac{m}{\rho} * t * MS \quad (10)$$

$$V_{TA1} = \frac{6158,36}{995,6} * 1 * 0,25 \quad (10)$$

$$V_{TA1} = 7,73 \text{ m}^3$$

Em relação à água residual proveniente do decantador (D-401), apresentará a quantidade de 799,44 kg/h de água. Considerando que a densidade da água será de 1000 kg/m³, o dimensionamento mínimo do tanque deverá ser de 0,79m³. Dessa forma, leva-se em conta a margem de segurança de 25% para esse tanque, sendo dimensionado em 1m³. A equação 11 mostra os cálculos realizados para esse dimensionamento, onde V_{TA2} é volume do tanque em m³, m é a vazão mássica em kg/h, ρ é a densidade da mistura, t é o tempo em horas e MS é a margem de segurança, definida como 25%.

$$V_{TA2} = \frac{m}{\rho} * t + MS \quad (11)$$

$$V_{TA2} = \frac{799,44}{1000} * 1 + 25\% \quad (11)$$

$$V_{TA2} = 1 \text{ m}^3$$

Dessa forma, observa-se que o tanque de armazenamento deverá possuir o dimensionamento de 8,83 m³, podendo suportar o armazenamento da água residual do evaporador de filme fino (EV-201) e a água residual do decantador (D-401). A equação 12 demonstra a soma dos volumes necessários em cada etapa para dimensionamento de um tanque que suporte as duas etapas do processo, onde V_{TA} é volume do tanque em m³, V_{TA1} é volume do tanque em m³ de água residual proveniente do evaporador de filme fino (EV-201) e V_{TA2} é volume do tanque em m³ de água residual proveniente do decantador (V-401).

$$V_{TA} = V_{TA1} + V_{TA2} \quad (12)$$

$$V_{TA} = 7,73 \text{ m}^3 + 1 \text{ m}^3 \quad (12)$$

$$V_{TA} = 8,83 \text{ m}^3$$

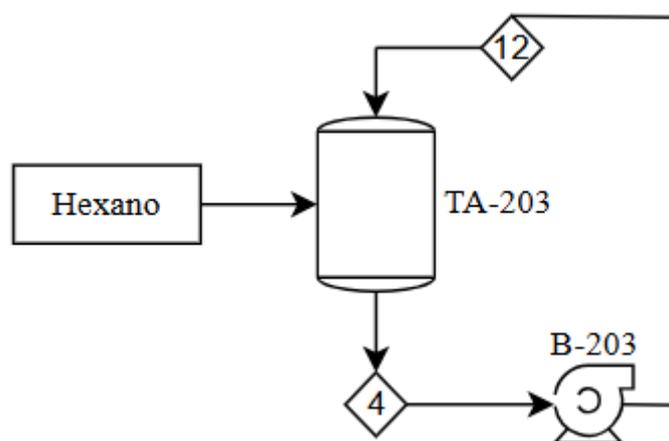
APÊNDICE A.4 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO (TA-202)

O tanque de armazenamento de goma desumidificada, denominado de TA-202, necessita possuir um dimensionamento para suportar o armazenamento de 200L de goma do processo proveniente do evaporador de filme fino (EV-201). Esse tanque funcionará como um tanque auxiliar para que permita que a bomba (B-202) possa succionar essa corrente composta de goma.

APÊNDICE A.5 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE HEXANO (TA-203)

O tanque de armazenamento de solvente hexano, denominado TA-203, necessita possuir um dimensionamento para suportar o armazenamento de solvente de no mínimo 2 a 3 dias de operação da planta industrial. A representação desse tanque está disposta na Figura 13.

Figura 13 - Processo de armazenamento de solvente hexano (TA-203)



Fonte: Autores (2024).

O balanço de massa desse tanque foi realizado através da equação 13, onde $m_{\text{hexano-estocado}}$ é a quantidade de massa de hexano que deve haver dentro desse tanque, $m_{\text{hexano-fornecedor}}$ é a quantidade de hexano adquirido do fornecedor que deve ser inserido nesse tanque e $m_{\text{hexano-corrente12}}$ é a quantidade de hexano reciclado no processo.

$$\frac{m_{\text{hexano-estocado}}}{3} = (m_{\text{hexano-fornecedor}} + m_{\text{hexano-corrente12}}) \quad (13)$$

Dessa forma, considerando-se a segurança de 3 dias de operação da planta de produção de lecitina e que, cada tanque de mistura opera com um valor de 21463,32 kg de hexano, conclui-se que é necessário um tanque de armazenamento que suporte 64389,94 kg de hexano. Para efeitos de dimensionamento, deve-se haver uma margem de segurança de 25%, o tanque

de armazenamento TA-202 deverá armazenar a quantidade de 80487,43 kg de hexano que, quando transformado para m^3 , considerando-se a temperatura de armazenamento de 25°C, a densidade do hexano de 654,83 kg/ m^3 , será de 122,91 m^3 .

A equação 14 mostra os cálculos realizados para esse dimensionamento, onde V_{TA} é volume do tanque em m^3 , m é a vazão mássica em kg/h, ρ é a densidade da mistura, t é o tempo em dias e MS é a margem de segurança, definida como 25%.

$$V_{TA} = \frac{m}{\rho} * t + MS \quad (14)$$

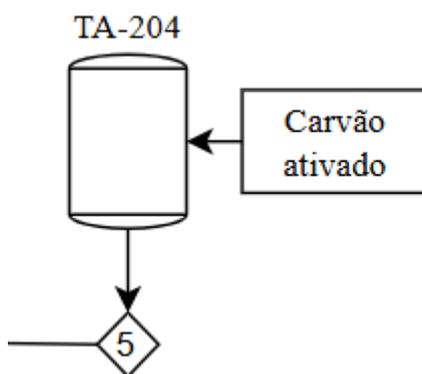
$$V_{TA} = \frac{21463,32}{654,83} * 3 + 25\% \quad (14)$$

$$V_{TA} = 122,91 m^3$$

APÊNDICE A.6 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE CARVÃO ATIVADO (TA-204)

O tanque de armazenamento de carvão ativado, denominado TA-204, representado pela Figura 14, considera o armazenamento desse sólido durante 3 dias. Através da relação da quantidade de carvão ativado de 1,25% em massa da quantidade de goma de óleo de soja, visualiza-se que o valor necessário diário de carvão ativado dessa planta é de 89,43 kg. Dessa forma, considerando-se 3 dias de armazenamento como margem de segurança, esse tanque deverá armazenar a quantidade de 268,29 kg.

Figura 14 - Processo de armazenamento de carvão ativado (TA-204)



Fonte: Autores (2024).

O balanço de massa pode ser visualizado através da equação 15, onde $m_{\text{carvão}}$ é a massa de carvão ativado necessária no tanque, m_{goma} é a massa de goma que deverá ser multiplicada por 1,25% e t é igual ao tempo em dias, que deverá ser de 3 dias.

$$m_{\text{carvão}} = 0,0125 * m_{\text{goma}} * t \quad (15)$$

Em relação a dimensionamento desse tanque, levando em conta a densidade do carvão ativado, de acordo com a empresa Merck, de 231 kg/m^3 , esse tanque de armazenamento deverá ser de $1,16 \text{ m}^3$, porém considerando que a margem de segurança será de 25%, o tanque deverá possuir o tamanho de $1,45 \text{ m}^3$. A equação 16 representa o dimensionamento do tanque, onde V_{TA} é o volume do tanque, $m_{\text{carvão}}$ é a massa de carvão, ρ é a densidade do carvão e MS é a margem de segurança do tanque que deverá ser de 25%.

$$V_{TA} = \frac{m_{\text{carvão}}}{\rho} + MS \quad (16)$$

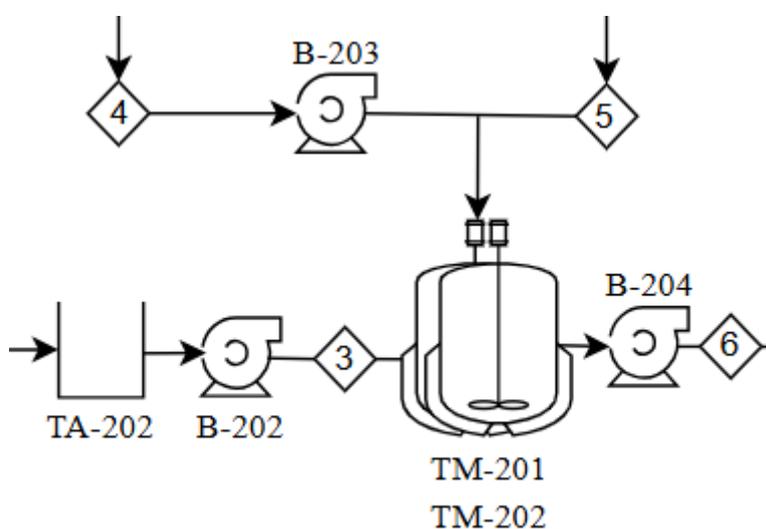
$$V_{TA} = \frac{268,29}{231} + 25\% \quad (16)$$

$$V_{TA} = 1,45 \text{ m}^3$$

APÊNDICE A.7 - TANQUE DE MISTURA (TM-201 e TM-202)

Os tanques de mistura, denominados tanque TM-201 e TM-202, irão realizar a homogeneização da corrente 3, composta por goma de óleo de soja, com as correntes 4 e 5 que contém, respectivamente, hexano e carvão ativado. A Figura 15 representa o esquema das correntes de entrada e de saída do tanque de mistura. O funcionamento desses tanques irá ocorrer de forma batelada, ou seja, enquanto um dos tanques está operando, o outro já deve estar inicializando seu carregamento.

Figura 15 - Detalhamento das correntes de entrada e de saída do tanque de mistura (TM-201 e TM-202)



Fonte: Autores (2024).

O balanço de massa do tanque de mistura pode ser visualizado através da equação 17, sendo as equações 18,1 e 20 o detalhamento do balanço das correntes 3,4 e 5, respectivamente.

$$m_{corrente6} = m_{corrente3} + m_{corrente4} + m_{corrente5} \quad (17)$$

$$m_{corrente3} = m_{\text{água}} + m_{\text{óleo de soja}} + m_{\text{ácido graxo}} + m_{\text{fosfolipídeos}} + m_{\text{contaminantes}} \quad (18)$$

$$m_{corrente4} = m_{\text{hexano-fornecedor}} + m_{\text{hexano-corrente12}} \quad (19)$$

$$m_{corrente5} = 0,0125 * m_{\text{carvão}} \quad (20)$$

Onde, $m_{corrente6}$ é a quantidade de massa da corrente 6, $m_{corrente3}$ é a quantidade de massa da corrente 3, $m_{corrente4}$ é a quantidade de massa da corrente 4 e $m_{corrente3}$ é a quantidade de massa da corrente 3. Em relação a corrente 3, tem-se $m_{\text{água}}$ que é a quantidade de água presente na corrente, $m_{\text{óleo de soja}}$ que é a quantidade de óleo de soja presente na corrente, $m_{\text{ácido graxo}}$ que é a relação de quantidade de ácido graxo disposto na corrente, $m_{\text{fosfolipídio}}$ que representa a quantidade de fosfolipídios dispostos na corrente e $m_{\text{contaminantes}}$ que é a quantidade de contaminantes/impurezas dispostos na corrente 3. Já em relação a corrente 4, tem-se $m_{\text{hexano-fornecedor}}$ que representa a quantidade de hexano comprado inserida na corrente e o $m_{\text{hexano-corrente12}}$ que é a quantidade de hexano reciclado do processo. Por fim, em relação à corrente 5, tem-se $m_{\text{carvão}}$ que é a quantidade de carvão ativado que deverá ser inserido no tanque de mistura, multiplicado por 1,25%. Os resultados do balanço de massa estão dispostos na tabela 32.

Tabela 32 – Composição de entrada e de saída dos tanques misturadores TM-201

	Componente	Entrada (kg/h)	Saída (kg/h)
Corrente 3	Água	800,24	800,24
	Óleo de soja	2568,04	2568,04
	Ácido graxo	145,11	145,11
	Fosfolipídeos	3559,84	3559,84
	Contaminantes/ impurezas	81,21	81,21
Corrente 4	Hexano	21463,32	21463,32
Corrente 5	Carvão ativado	89,43	89,43
Total		28707,18	28707,18

Fonte: Autores (2024).

Para o dimensionamento desse tanque misturador, considera-se que o enchimento do tanque ocorre durante 1 hora, porém essa agitação mecânica realizada pelo tanque de mistura ocorre durante 24 horas. Portanto, o TM-201 deverá armazenar a quantidade de 28707,18 kg, relacionando 1:1 em massa e volume, ou seja, uma densidade de 1000 kg/m³, pois o valor de densidade não é possível determinar e, considerando a margem de segurança de 25%. O dimensionamento pode ser visualizado através da equação 21, onde V_{TA} é o volume do tanque, $m_{mistura}$ é a quantidade de massa da mistura dentro do tanque, ρ é a densidade da mistura e MS é a margem de segurança.

$$V_{TA} = \frac{m_{mistura}}{\rho} + MS \quad (21)$$

$$V_{TA} = \frac{28707,18}{1000} + 25\% \quad (21)$$

$$V_{TA} = 35,8 \text{ m}^3$$

Dessa forma, o tanque de mistura possuirá capacidade de armazenamento de 35,8 m³ e assim, deverá existir, portanto, dois tanques de mistura para que, enquanto um dos tanques estiver operando, o outro deverá estar recebendo a matéria-prima do próximo processamento.

Para determinar a demanda de vapor do tanque, utilizou-se da Equação 22, referente ao calor sensível:

$$Q_{sensível} = m'_{mistura} * c * \Delta T \quad (22)$$

Onde:

- $m'_{mistura}$ é a massa de mistura no tanque (kg/h).
- c é o calor específico da mistura a 54°C (kJ/kg·K).
- ΔT é a diferença de temperatura entre a temperatura de entrada da mistura (54°C) e a temperatura objetivo a manter-se no tanque (60°C) (K)

Considerando a densidade da mistura como sendo 1000 kg/m³, obtém-se uma massa de 35800 kg no tanque. Para fins de segurança, considerou-se a massa de goma no tanque durante a operação como sendo 70% da capacidade massa, o que corresponde a aproximadamente 24500 kg.

Visto que o calor específico da mistura a 54°C é de 2,388 KJ/Kg.K e o ΔT é de 6 °C, obtém-se um calor sensível ($Q_{sensível}$) de 351.036 KJ/h. A partir desse valor, é possível encontrar a demanda de vapor d'água para o tanque, a partir da Equação 23.

$$m'_{vap} = \frac{Q_{sensível}}{\Delta H_{vap}} \quad (23)$$

Onde:

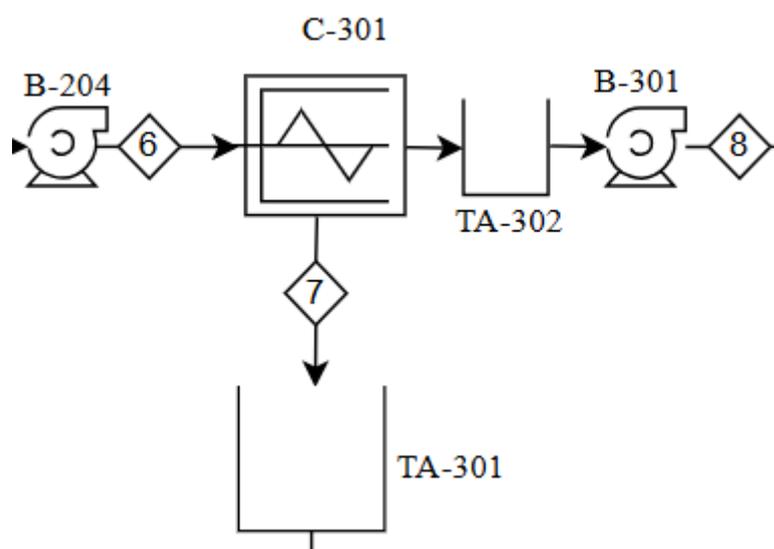
- m_{vap} é a demanda de vapor d'água (kg/h)
- ΔH_{vap} é o calor latente de vaporização da água (kJ/kg).

Substituindo o valor de $Q_{sensível}$ conhecido e o ΔH_{vap} sendo igual a 2773,6 KJ/Kg, obtém-se a demanda de vapor d'água para o tanque, como sendo de 124,03 kg vapor d'água/hora.

APÊNDICE A.8 - CENTRÍFUGA (C-301)

A centrífuga (C-301), representada pela Figura 16, processa uma corrente (corrente 6) composta por uma mistura de hexano, goma de óleo de soja e carvão ativado com diâmetro de partícula (d_p) igual à 40 μm . Já a corrente 7 é uma corrente composta por carvão ativado e contaminantes/impurezas retiradas através da separação mecânica da centrífuga. Dessa forma, selecionou-se um equipamento capaz de capturar partículas até 45% menores como margem de segurança, tendo em vista os compostos tóxicos adsorvidos no carvão ativado, como mostra o balanço de massa na tabela 33.

Figura 16 - Detalhamento das correntes de entrada e de saída da centrífuga (C-301)



Fonte: Autores (2024).

Tabela 33 – Composição de entrada e saída da centrífuga

Componente		Entrada (kg/h)	Saída (kg/h)
Corrente 6 / Corrente 8	Água	800,24	800,24
	Óleo de soja	2.568,04	2.568,04
	Ácido graxo	145,11	145,11
	Fosfolipídeos	3.559,84	3.559,84
	Contaminantes/ impurezas	81,21	0
	Hexano	21.463,32	21.463,32
	Carvão ativado	89,43	0
Total		28.707,18	28.536,55
Corrente 7	Carvão ativado	0	89,43
	Contaminantes/ impurezas	0	81,21
Total		0	170,64

Fonte: Autores (2024).

Em relação ao cálculo do balanço de massa, visualiza-se através da equação 24 sua realização, onde a massa da corrente 8 é a subtração da massa da corrente 6 em relação a massa da corrente 7. Essa diminuição da massa se dá por consequência da retirada da quantidade de carvão ativado e de contaminantes/impurezas através da centrifugação.

$$m_{corrente8} = m_{corrente6} - m_{corrente7} \quad (24)$$

$$m_{corrente8} = 28707,18 - 170,64 \quad (24)$$

$$m_{corrente8} = 28536,35 \text{ kg}$$

Para dimensionamento do tamanho do diâmetro da partícula, utilizou-se uma combinação dos valores de comprimento, largura e número de rotações da centrífuga selecionada no catálogo. Também, para realizar a captura da partícula é necessário ajustar-se a vazão da corrente pela metade, obtendo valor igual a 14353,2 kg/h ou 3,987 kg/s conforme apresentado na tabela 34. Leva-se em consideração que a centrífuga irá encher durante o período de 1 hora. O tempo decorrido dentro da etapa de centrifugação será de 2 horas.

Tabela 34 – Dimensionamento da centrífuga

Diâmetro partícula coletada (μm)	Número de rotações (rps)	Vazão (kg/s)	Comprimento (m)	Largura (m)	Altura (m)
88,9	120	3,987	0,85	0,625	0,925

Fonte: Autores (2024).

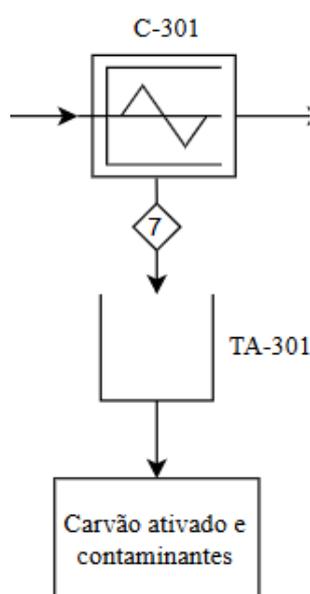
APÊNDICE A.9 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE RESÍDUO DE CARVÃO ATIVADO (TA-301)

O tanque de armazenamento TA-301, deverá armazenar a quantidade de resíduo de carvão ativado contaminado com impurezas que irá sair do processo da centrífuga. A Figura 17 representa o processo de armazenamento de resíduo de carvão ativado.

O balanço de massa do tanque de armazenamento de resíduo carvão ativado contaminado, está representado através da equação 25, onde $m_{\text{carvão-entra}}$ é a quantidade de carvão ativado que entra no tanque, $m_{\text{contaminantes-entra}}$ é a quantidade de contaminantes/impurezas retiradas do processo e que entra no tanque, $m_{\text{carvão-sai}}$ é a quantidade de carvão ativado que será destinado ao tratamento de resíduos e $m_{\text{contaminantes-sai}}$ é a quantidade de contaminantes que será destinado ao tratamento de resíduos.

$$m_{\text{tanque}} = m_{\text{carvão-entra}} + m_{\text{contaminantes-entra}} = m_{\text{carvão-sai}} + m_{\text{contaminantes-sai}} \quad (25)$$

Figura 17 - Detalhamento do tanque de armazenamento (TA-301)



Fonte: Autores (2024).

Dessa forma, conforme Tabela 33 descrita no processo de centrifugação, a quantidade de resíduo que esse tanque deverá armazenar é de 170,64 kg. Considerando-se que a massa específica do carvão pouco se altera na presença de contaminantes, adotou-se o valor de 231 kg/m³ especificados pelo fabricante Merck. Dessa forma, será necessário o tamanho de no mínimo 0,74 m³, porém considerando uma margem de segurança de 25%, o tamanho desse tanque de armazenamento deverá ser de 0,9234 m³. Esse dimensionamento pode ser visualizado através da equação 26, onde V_{TA} é volume do tanque, m_{tanque} é a quantidade em massa de material dentro do tanque, ρ é a densidade do sólido e MS é a margem de segurança do tanque.

$$V_{TA} = \frac{m_{tanque}}{\rho} + MS \quad (26)$$

$$V_{TA} = \frac{170,64}{231} + 25\% \quad (26)$$

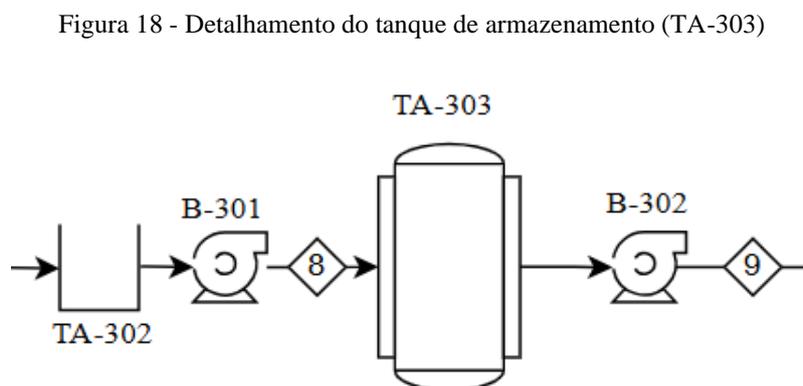
$$V_{TA} = 0,9234 \text{ m}^3$$

APÊNDICE A.10 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO (TA-302)

O tanque de armazenamento, denominado TA-302, servirá para o processo como um tanque auxiliar para a bomba (B-301) succionar a mistura de lecitina, água e hexano e, posteriormente, encaminhar ao tanque de aquecimento (TA-303). Esse tanque possuirá dimensões para suportar a quantidade de 200L.

APÊNDICE A.11 - TANQUE DE AQUECIMENTO (TA-303)

O tanque de armazenamento, denominado TA-303, servirá para o processo como um tanque pulmão. Esse tanque é representado pela Figura 18.



Dessa forma, a corrente 8 que sairá da centrífuga irá para o tanque TA-303 para ser armazenada e, posteriormente, com o auxílio de uma bomba (B-301), ser encaminhada ao tanque de aquecimento (TA-303). A composição da corrente 8 que estará presente no tanque pulmão está identificada pela tabela 35. Esse tanque será responsável por armazenar até 60 m³ de material. O balanço de massa do tanque está descrito pela equação 27.

$$m_{entra} = m_{sai} \quad (27)$$

Tabela 35 – Composição de entrada e saída do tanque pulmão

Componente	Entrada (kg/h)	Saída (kg/h)
Água	800,24	800,24
Óleo de soja	2568,04	2568,04
Ácidos graxos	145,11	145,11
Fosfolipídeos	3559,84	3559,84
Hexano	21463,32	21463,32
Total	28536,55	28536,55

Fonte: Autores (2024).

Para dimensionamento desse tanque, considerou-se a mistura com densidade de razão 1:1 em massa e volume, ou seja, uma densidade de 1000 kg/m³. Dessa forma, esse tanque irá operar coletando 2 horas por dia de corrente advinda da centrífuga. Esse dimensionamento pode ser visualizado através da equação 28, onde V_{TA} é volume do tanque, m_{tanque} é a quantidade em massa de material dentro do tanque e ρ é a densidade do sólido.

$$V_{TA} = \frac{m_{tanque}}{\rho} \quad (28)$$

$$V_{TA} = \frac{57073,1}{1000} \quad (28)$$

$$V_{TA} = 57 \text{ m}^3$$

Dessa forma, o tamanho ideal, considerando a margem de segurança do tanque, deverá ser de 60 m³.

Para determinar a demanda de vapor do tanque, utilizou-se da Equação 29, referente ao calor sensível:

$$Q_{sensível} = m'_{mistura} * c * \Delta T \quad (29)$$

Onde:

- $m'_{lecitina}$ é a massa de mistura no tanque (kg/h).
- c é o calor específico da mistura a 54°C (kJ/kg·K).
- ΔT é a diferença de temperatura entre a temperatura de entrada da mistura (54°C) e a temperatura objetivo a manter-se no tanque (62,1°C) (K)

Considerando a densidade da mistura como sendo 1000 kg/m³, obtém-se uma massa de 60000 kg no tanque. Para fins de segurança, considerou-se a massa de goma no tanque durante a operação como sendo 70% da capacidade massa, o que corresponde a 42000 kg.

Visto que o calor específico da mistura a 54°C é de 3,18 KJ/Kg.K e o ΔT é de 5,1 °C, obtém-se um calor sensível ($Q_{sensível}$) de 681.156 KJ/h.

A partir desse valor, é possível encontrar a demanda de vapor d'água para o tanque, a partir da Equação 30 abaixo:

$$m'_{vap} = \frac{Q_{sensível}}{\Delta H_{vap}} \quad (30)$$

Onde:

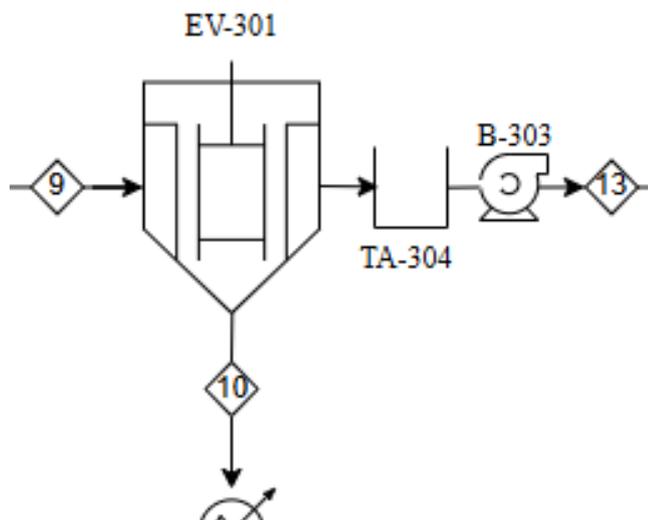
- m_{vap} é a demanda de vapor d'água (kg/h)
- ΔH_{vap} é o calor latente de vaporização da água (kJ/kg).

Substituindo o valor de $Q_{sensível}$ conhecido e o ΔH_{vap} sendo igual a 2773,6 KJ/Kg, obtém-se a demanda de vapor d'água para o tanque, como sendo de 240,67 kg vapor d'água/hora.

APÊNDICE A.12 - EVAPORADOR DE FILME FINO (EV-301)

O evaporador de filme fino (EV-301) pode ser representado através da Figura 19.

Figura 19 - Detalhamento do evaporador de filme fino (EV-301)



Fonte: Autores (2024).

O balanço de massa global desse equipamento pode ser visualizado através da equação 31.

$$m_{corrente13} = m_{corrente9} - m_{corrente11} \quad (31)$$

Onde, a composição das correntes 9,11 e 13 estão descritas, respectivamente, pelas equações 32,33 e 34.

$$m_{corrente9} = m_{\text{água}} + m_{\text{óleo de soja}} + m_{\text{ácidos gráxos}} + m_{\text{fosfolipídeos}} + m_{\text{hexano}} \quad (32)$$

$$m_{corrente11} = m_{\text{água}} + m_{\text{hexano}} \quad (33)$$

$$m_{corrente13} = m_{\text{água}} + m_{\text{óleo de soja}} + m_{\text{ácidos gráxos}} + m_{\text{fosfolipídeos}} + m_{\text{hexano}} \quad (34)$$

A alimentação do evaporador de filme fino descendente é de 28.536,55 kg de mistura de lecitina e hexano, com uma concentração inicial de 21,98% de lecitina e uma concentração desejada de 99,95% de lecitina na saída concentrada. A alimentação ocorre durante 4 horas. A composição da corrente 9 que entrará no evaporador está descrita na Tabela 35. A composição da corrente 10 e da corrente 13, respectivamente da saída de hexano e água e da saída de lecitina para ser armazenada para envase está descrita na Tabela 36.

Tabela 36 - Composição de saída do evaporador de filme fino (EV-301)

Componente		Saída (kg/h)
Corrente 10	Hexano	21461,17
	Água	799,40
Total		22260,61
Corrente 13 (Lecitina de soja)	Água	0,80
	Óleo de Soja	2568,04
	Ácidos graxos	145,11
	Fosfolipídeos	3559,84
	Hexano	2,15
Total		6275,94

Fonte: Autores (2024).

O balanço energético de um evaporador de filme fino descendente pode ser dividido em duas principais componentes:

- **Energia de Aquecimento ($Q_{\text{aquecimento}}$):** Energia necessária para elevar a temperatura da solução de alimentação até a temperatura de evaporação. A energia de aquecimento pode ser calculada através da equação 35.

$$Q_{aq} = m'_{\text{alimentação}} * C_p * \Delta T \quad (35)$$

Onde:

- $m'_{\text{alimentação}}$ é a vazão mássica da alimentação (kg/h).
- C_p é o calor específico da mistura de lecitina (kJ/kg·K).
- ΔT é a diferença de temperatura entre a temperatura de entrada da alimentação e a temperatura de evaporação (K).

Para a mistura de lecitina, consideramos o calor específico do óleo de soja (1,765 kJ/kg.K). A alimentação entra a uma temperatura de 62,1°C e precisa ser aquecida até a temperatura de evaporação de 75°C, a diferença de temperatura ΔT seria 12,9 K.

- **Energia de Evaporação ($Q_{\text{evaporação}}$):** Energia necessária para converter a solução de hexano e água líquida em vapor à temperatura de evaporação. A energia de evaporação pode ser calculada através da equação 36.

$$Q_{\text{evap}} = m'_{\text{hexano}} * \Delta H_{\text{vap}} \quad (36)$$

Onde:

- m'_{hexano} é a vazão mássica de hexano a ser evaporada (kg/h).
- ΔH_{vap} é o calor latente de vaporização do hexano (kJ/kg).

Para a solução de solvente, o calor latente de vaporização que foi considerado foi o do hexano, por representar uma fração mássica muito maior na corrente, sendo ΔH_{vap} a 68,7°C de aproximadamente 335 kJ/kg, e temos uma vazão de 22.260,61 kg/h de solvente.

A demanda energética para a evaporação pode ser calculada a partir da soma dessas e pode ser visualizada através da equação 37.

$$Q_{\text{total}} = Q_{\text{aq}} + Q_{\text{evap}} \quad (37)$$

O cálculo do balanço energético mostra que o evaporador de filme fino descendente necessita de aproximadamente 2.026.814,75 kJ/h para concentrar a solução de lecitina, evaporando o hexano e elevando a temperatura da solução até o ponto de evaporação.

Esse valor é crucial para determinar a demanda de vapor para esse equipamento, utilizando a equação 38.

$$m'_{\text{vap}} = \frac{Q_{\text{total}}}{\Delta H_{\text{vap}}} \quad (38)$$

Onde:

- m_{vap} é a demanda de vapor d'água (kg/h)
- ΔH_{vap} é o calor latente de vaporização da água (kJ/kg).
- Q_{total} é a demanda energética total (kJ).

Considerando que para a água, o calor latente de vaporização ΔH_{vap} a 175°C é aproximadamente 2773,6 kJ/kg, e considerando uma perda de 2%, obtém-se uma demanda de vapor de 745,66 kg/h.

Para o cálculo do coeficiente de transferência de calor, foi considerada formulação de Poel, conforme discutido no livro de Salla, onde o coeficiente ficaria em função de uma média entre as viscosidades de entrada e saída do evaporador (u). A equação 39 demonstra o cálculo do coeficiente de transferência de calor. Através da equação, encontrou-se um valor de $U = 1501,60 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$.

$$U = \frac{250}{u(0,305)} \quad (39)$$

A área de troca térmica foi calculada usando a equação 40, onde Q é a quantidade de calor transferida, U é o coeficiente de transferência de calor, A é a área de troca térmica e ΔT é a diferença de temperatura do vapor (175°C) e a temperatura de operação do evaporador (75°C).

$$Q = U * A * \Delta T \quad (40)$$

Encontrou-se um valor para área de troca térmica de aproximadamente 4 m^2 . A partir desse valor de área foi possível calcular o número de tubos do evaporador, conforme exemplo do livro Salla. Exibindo a necessidade de 35 tubos para esse.

Para tornar o dimensionamento mais conveniente e prever futuras expansões no processo, tanto o EV-301 quanto o EV-201, será utilizada uma área de troca térmica de 15 m^2 , seguindo o modelo de evaporador da Shanghai Yuanhuai Chemical Technology Co., de acordo com o Anexo C.3.

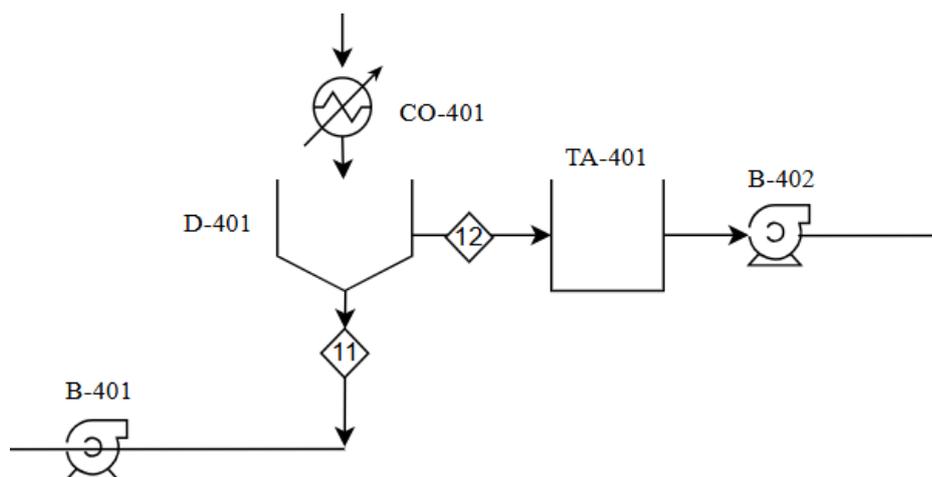
APÊNDICE A.13 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO (TA-304)

O tanque de armazenamento de lecitina de soja, denominado de TA-304, necessita possuir um dimensionamento para suportar o armazenamento de 200L de produto do processo proveniente do evaporador de filme fino (EV-301). Esse tanque funcionará como um tanque auxiliar para que permita que a bomba (B-303) possa succionar essa corrente composta de lecitina de soja para encaminhar ao tanque aquecido (TA-501).

APÊNDICE A.14 - DECANTADOR (D-401)

O decantador D-401 possui uma corrente (corrente 10) de entrada líquida composta por água e hexano e duas correntes de saída, uma corrente líquida (corrente 11) com água e outra corrente líquida (corrente 12) composta apenas de hexano. A Figura 20 demonstra o processo de decantação.

Figura 20 - Detalhamento do decantador (D-401)



Fonte: Autores (2024).

Tomou-se um decantador por gravidade com capacidade para atender aproximadamente 25% de excesso de demanda do processo com eficiência de 100% percentual esse considerado para o balanço de massa, apresentado na Tabela 37.

Tabela 37 – Composição de entrada e saída do decantador

Componente	Entrada (kg/h)	Saída de água (kg/h)	Saída de hexano (kg/h)
Água	799,44	799,44	0,00
Hexano	21.461,17	0,00	21.461,17
Total	22.260,61	799,44	21.461,17

Fonte: Autores (2024).

O balanço de massa global do decantador pode ser visualizado através da equação 41.

$$m_{corrente10} = m_{corrente11} + m_{corrente12} \quad (41)$$

Onde, a composição das correntes 10,11 e 12 são representadas, respectivamente, pelas equações 42,43 e 44.

$$m_{corrente10} = m_{\text{água}} + m_{\text{hexano}} \quad (42)$$

$$m_{corrente11} = m_{\text{água}} \quad (43)$$

$$m_{corrente12} = m_{\text{hexano}} \quad (44)$$

Para o dimensionamento do decantador utilizou-se o valor de tempo de escoamento abordado na prática de laboratório da Universidade Federal de Ouro Preto, em um experimento realizado por Dias (2023, p. 5). Nesse sentido, determinou-se que o tempo de escoamento para a separação das fases hexano e água fosse de 12 minutos. Por questões de segurança de processo definiu-se que um excesso de volume de no mínimo 25%, elencando-se dimensões compatíveis com o mercado. Os valores considerados no cálculo do dimensionamento encontram-se na tabela 38.

Tabela 38 – Dimensionamento do decantador

Tempo residência (min)	Volume mínimo (m³)	Excesso volume (%)	Volume dimensionado (m³)	Diâmetro (m)	Altura (m)
12 minutos	6,92	25%	8,65	2,5	2

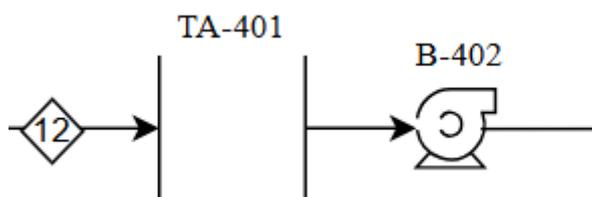
Fonte: Autores (2024).

Considerou-se que a mistura é uma solução ideal para fins de cálculo da densidade e viscosidade da alimentação, permitindo utilizar a média ponderada do valor da propriedade da substância com a fração mássica obtida pelo balanço de massa. Assim, para o decantador, considerando uma temperatura de funcionamento de 30°C, obteve-se os valores de 0,2977 de viscosidade em cP e as gravidades específicas de 0,9956 e 0,6490, respectivamente para as fases pesada e leve. A densidade da mistura da fase contínua foi considerada de 660,88 kg/m³ e a alimentação é de 22241,29 kg/h, o que resulta num volume mínimo de 6,73 m³, considerado 25% em excesso tem-se um resultado de 8,41 m³. Adotou-se um volume de 9 m³, o qual resulta em dimensões comerciais. Tem-se, assim, 2 m de comprimento e 2,5 m de diâmetro, totalizando um decantador de volume 9,82 m³.

APÊNDICE A.15 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE HEXANO RESIDUAL (TA-401)

O tanque de armazenamento de hexano residual, presente na área 400, é proveniente da separação ocorrida no decantador (D-401) e apresentará a quantidade de 21.461,17 kg/h de hexano. O tanque pode ser representado pela Figura 21.

Figura 21- Detalhamento do tanque de armazenamento de hexano residual (TA-401)



Fonte: Autores (2024).

O hexano, que entrará no tanque de armazenamento durante 1 hora, deverá ser armazenado para posteriormente, através do auxílio de um controle de nível e uma bomba, retornar para o tanque de armazenamento TA-203 e ser reutilizado no processo.

O balanço de massa do tanque pode ser descrito pela equação 45.

$$m_{entra} = m_{sai} \quad (45)$$

Em relação ao dimensionamento, considerando-se a densidade do hexano a 25°C de 654,83 kg/m³, é necessário um tanque de 40 m³. Esse cálculo de dimensionamento pode ser descrito através da equação 46, onde V_{TA} é o volume do tanque, m_{mistura} é a quantidade de massa da mistura dentro do tanque, ρ é a densidade da mistura e MS é a margem de segurança.

$$V_{TA} = \frac{m_{hexano}}{\rho} + MS \quad (46)$$

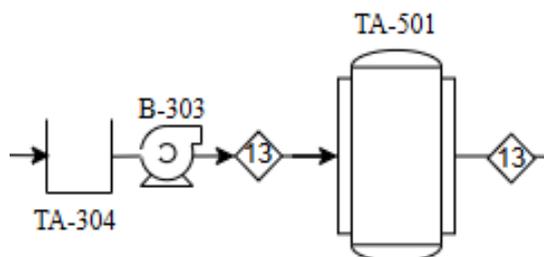
$$V_{TA} = \frac{21461,17}{654,83} + 25\% \quad (46)$$

$$V_{TA} = 40 \text{ m}^3$$

APÊNDICE A.16 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE LECITINA (TA-501)

O tanque de armazenamento de lecitina, denominado TA-501, servirá para o processo como um tanque pulmão, pois irá reter o produto final até o envase em tambores de 200L. Esse tanque é representado pela Figura 23.

Figura 22 - Detalhamento do tanque de armazenamento de lecitina (TA-501)



Fonte: Autores (2024).

Dessa forma, a corrente 13 que sairá do evaporador de filme fino (EV-301) será encaminhada a um tanque auxiliar (TA-304) e, posteriormente, será succionada pela bomba (B-303) para ser armazenada no tanque (TA-501). A composição da corrente 13 que estará presente no tanque pulmão está identificada pela tabela 39. Esse tanque será responsável por armazenar até 10 m³ de material.

Tabela 39 – Composição do tanque de aquecimento (TA-501)

Componente	Composição (%)	Quantidade (kg)
Água	0,01	0,80
Óleo de soja	40,79	2568,04
Ácidos graxos	2,31	145,11
Fosfolipídeos	56,55	3559,84
Hexano	0,03	2,15
Total		6275,94

Fonte: Autores (2024).

Diante da tabela 39, identifica-se a quantidade diária de produção de 6295,25 kg de lecitina de soja. Dessa forma, optou-se por acumular a quantidade de produção de 2 (dois) dias para, posteriormente, envasar o produto e mandar as amostras de lecitina para o laboratório. Nesse sentido, o balanço de massa do tanque pode ser descrito pela equação 47.

$$m_{\text{tanque}} = 2 * m_{\text{diária-produção}} \quad (47)$$

$$m_{\text{tanque}} = 2 * 6295,25 \quad (47)$$

$$m_{\text{tanque}} = 12590,5 \text{ kg}$$

Assim, para fins de cálculo será considerado a densidade da lecitina como 1000 kg/m³. Logo, o dimensionamento do tamanho do tanque de armazenamento pode ser visualizado através da equação 48, onde V_{TA} é volume do tanque, m_{tanque} é a quantidade em massa de material dentro do tanque e ρ é a densidade do sólido.

$$V_{TA} = \frac{m_{tanque}}{\rho} \quad (48)$$

$$V_{TA} = \frac{12590,5}{1000} \quad (48)$$

$$V_{TA} = 12,59 \text{ m}^3$$

Para efeitos de dimensionamento, deve-se haver uma margem de segurança de 25%, o tanque de armazenamento TA-501 deverá armazenar a quantidade de 16m³.

APÊNDICE A.17 - ENVASADORA

Como último equipamento do processo, a envasadora deve ser projetada levando em consideração as características físico-químicas da lecitina, uma faixa de volume de envase que inclua os tambores de 200 litros utilizados para armazenamento e uma capacidade de envase que supra a demanda da produção.

Visto isso, e sabendo que são produzidos 6295,25 kg de lecitina de soja por dia, seriam necessários 31 tambores, uma quantidade pequena que torna a capacidade de envase um fator não relevante para a escolha da envasadora. A partir disso, escolheu-se a envasadora modelo TECC 400-XP, disposta no Anexo E.2, que, devido à sua capacidade de enchimento de até 75 tambores por hora, será programada para atender à demanda de 31 tambores no período de operação de uma hora.

APÊNDICE A.18 - CALDEIRA

Conforme estipulado no tópico 7.6.1 a caldeira a ser utilizada necessita suprir uma demanda de produção de vapor de 3,71 m³/h na pressão de 8,92 bar, totalizando 29,79 m³/dia. Para isso, escolheu-se a caldeira modelo LHC - 4,0 da fornecedora Alfa Laval, com capacidade de produção de vapor de 4 m³/h e pressão de operação máxima de até 10,55 bar, consumindo até 1171 kg/h de lenha, conforme Anexo G.1.

APÊNDICE A.19 - TORRE DE RESFRIAMENTO

Conforme estipulado no tópico 7.6.2, a torre de resfriamento a ser utilizada necessita suprir uma demanda de água de resfriamento a 25 °C de 141,62 m³/h, totalizando uma vazão

566,48 m³/dia. Para isso, escolheu-se uma torre modelo 200T da fornecedora Injetec, com capacidade de resfriar até 156,24 m³/h de água e uma pressão de operação de 30 kPa, conforme Anexo F.2.

APÊNDICE A.20 - DIMENSIONAMENTO DE BOMBAS

Para dimensionar a potência das bombas, foi utilizada a equação de Bernoulli. Essa equação, representada pela equação 49, onde u é a velocidade do escoamento, g é a aceleração da gravidade, lwf é a perda de carga, η_p é a eficiência da bomba (considerada como 75% neste caso), e W_s é o trabalho efetivo da bomba, dado em J/kg. Dessa forma, permitiu-se estimar o trabalho efetivo da bomba, relacionando a perda de carga e a variação de altura na tubulação.

$$\frac{\Delta u^2}{2} + g\Delta z + \frac{\Delta p}{\rho} + lwf + \eta_p W_s = 0 \quad (49)$$

Para simplificar a equação, algumas considerações foram feitas, como: a variação da velocidade foi desconsiderada, pois o diâmetro da tubulação permaneceu constante no intervalo calculado; a variação de pressão foi desconsiderada para a maioria dos trechos, devido à pressão de operação não variar significativamente.

Dessa forma, com o trabalho efetivo calculado, foi utilizada a Equação 50 para estimar a potência necessária da bomba, onde m é a vazão mássica em kg/s e W_s em J/kg. Observa-se na Tabela 40 os resultados obtidos para o dimensionamento de bombas.

$$P = m * W_s \quad (50)$$

Tabela 40 – Dimensionamento das bombas do processo.

(continua)

Corrente	L (m)	ΔZ (m)	Vazão Mássica (m ³ /h)	Densidade (kg/m ³)	lwf (m)	Ws (J/kg)	P (W)	Potência por trecho (CV)
1 - 2	18,90	5,0	3,4386	957,60	30,82	106,491	97,40	
3 - 4	5,25	0,0	1,8954	916,00	8,56	11,414	5,50	0,09
4 - 5	3,89	0,0	1,8954	916,00	6,34	8,457	4,08	
3 - 44	12,37	0,0	1,5426	995,60	20,17	26,894	11,47	
6 - 7	22,10	5,0	1,8954	916,00	36,04	113,448	54,71	
7 - 8	5,75	0,0	1,8954	916,00	9,38	12,501	6,03	0,05

(continuação)

8 - 10	3,22	0,0	1,8954	916,00	5,25	7,001	3,38	
7 - 9	5,75	0,0	1,8954	916,00	9,38	12,501	6,03	
9 - 11	3,22	0,0	1,8954	916,00	5,25	7,001	3,38	
12 - 15	4,05	0	10,224	716,36	4,85	6,466	13,15	
13 - 14	4,05	0,0	10,224	716,36	4,85	6,466	13,15	
14 - 16	6,68	0,0	10,224	716,36	8,00	10,665	21,70	0,08
15 - 16	6,68	0,0	10,224	716,36	8,00	10,665	21,70	
16 - 17	5,04	0,985	10,224	716,36	6,03	20,922	42,57	
18 - 19	6,67	5,0	10,089	716,36	7,99	76,049	152,68	
20 - 21	6,50	5,0	10,089	716,36	7,78	75,777	152,13	0,207
22 - 23	45,80	5,0	10,089	716,36	54,84	138,519	278,09	
24 - 25	14,83	5,0	1,60725	916,00	24,18	97,642	39,93	
26 - 27	3,55	0,0	1,60725	916,00	5,79	7,718	3,16	0,258
24 - 28	3,79	0,0	2,1315	661,44	6,18	8,240	3,23	
29 - 30	3,47	0,0	2,1315	661,44	5,66	7,544	2,95	
31 - 32	12,60	2,0	2,1315	661,44	20,55	53,554	20,97	0,015
33 - 34	6,09	0,0	8,11075	649,00	9,93	13,240	19,36	
34 - 35	68,00	0,0	8,11075	649,00	110,88	147,840	216,17	0,772
35 - 36	79,80	5,0	8,11075	649,00	130,12	238,895	349,31	
37 - 38	32,30	5,0	8,328	649,00	52,67	135,624	203,62	
38 - 40	1,98	0,0	8,328	649,00	3,23	4,305	6,46	
38 - 39	11,40	0,0	8,328	649,00	18,59	24,785	37,21	0,332
39 - 41	1,98	0,0	8,328	649,00	3,23	4,305	6,46	
47 - 48	60,90	0,0	0,8029	995,60	99,30	132,404	29,40	
48 - 49	44,00	5,0	0,8029	995,60	71,75	161,061	35,76	0,04
45 - 46	18,80	5,0	1,5426	995,60	30,66	106,273	45,34	

Fonte: Autores (2024).

APÊNDICE A.21 - DIMENSIONAMENTO DE TUBULAÇÕES

Para calcular o diâmetro da tubulação, utilizou-se a metodologia descrita por Macintyre (2010), que consiste em usar uma velocidade inicial recomendada para o escoamento do fluido,

permitindo a determinação do diâmetro mínimo requerido (D_{req}). Essa metodologia é conhecida como critério da velocidade recomendada. As velocidades recomendadas utilizadas foram as seguintes: para a tubulação das correntes de processo, utilizou-se a velocidade de 2,5 m/s; para a tubulação de água, a velocidade foi de 0,6 m/s a 3,5 m/s; e para o vapor, a velocidade foi entre 10 e 15 m/s. Com a velocidade recomendada estabelecida, calculou-se o diâmetro mínimo usando a Equação 51 e 52, respectivamente calculando a vazão e posteriormente o diâmetro mínimo da tubulação, onde Q é a vazão (m^3/h), v é velocidade (m/s), A é a área (m^2) e D_{req} é o diâmetro mínimo (m).

$$Q = v * A \quad (51)$$

$$D_{req} = \sqrt{\frac{4*Q}{\pi*v}} \quad (52)$$

Com o diâmetro mínimo requerido estabelecido, os valores dos diâmetros foram ajustados para aqueles que são usualmente encontrados comercialmente. As especificações das tubulações seguem o Schedule 40 - Norma NBR 5590, conforme Anexo H. Após o dimensionamento dos novos valores de diâmetros, as velocidades foram recalculadas e estimadas através da Equação 53, onde v é a velocidade (m/s), Q é a vazão (m^3/h) e D é o diâmetro (m).

$$v = \frac{4*Q}{\pi*D^2} \quad (53)$$

APÊNDICE A.22 - PERDA DE CARGA

A perda de carga foi calculada para cada tipo de tubulação utilizada no processo industrial descrito acima.

A.22.1 Perda de carga na tubulação do processo

Após dimensionar os diâmetros internos para a tubulação do processo e recalculer a velocidade de escoamento, o número de Reynolds foi estimado utilizando a equação 54, onde ρ é a densidade do fluido (kg/m^3) e μ é a viscosidade do fluido (Pa.s), para determinar o regime de escoamento dentro do tubo.

$$Re = \frac{\rho*v*D}{\mu} \quad (54)$$

Com o cálculo do número de Reynolds, verificou-se que todas as correntes do processo operam em regime turbulento, pois todos os valores encontrados de Reynolds são superiores a

4000. Para cada um desses valores, o fator de atrito de Darcy (f_d) foi estimado através do diagrama de Moody, apresentado no Anexo J. Este diagrama relaciona o número de Reynolds com os valores de f_d e rugosidade relativa (ε/D), onde ε é a rugosidade do material e D é o diâmetro. Para o aço convencional utilizado em tubulações, o valor de ε é de 0,03 mm.

Considerando o uso de diversos acessórios ao longo da tubulação (como válvulas, tês e joelhos), foi utilizado um fator de correção para calcular o comprimento equivalente necessário (L_{eq}), visando superestimar a tubulação e garantir que não seja subdimensionada. O cálculo foi realizado utilizando um fator de 1,4, conforme a Equação 55, devido ao impacto dos acessórios no valor final da perda de carga.

$$L_{eq} = L * 1,4 \quad (55)$$

Com o comprimento equivalente estimado, a perda de carga (lwf) foi calculada por meio da Equação 56.

$$lwf = v^2 \frac{L_{eq} f_d}{D} \quad (56)$$

A.22.2 Perda de carga na tubulação de água e retorno de condensado

Para calcular a perda de carga na tubulação de água, utilizou-se a Equação 57 apresentada por Macintyre (2010), que prevê a perda de carga (J) em tubulações que conduzem água de utilidade para o processo. O mesmo procedimento foi aplicado ao cálculo da perda de carga do condensado gerado pela utilização do vapor. Nesta equação, Q é a vazão volumétrica em m^3/s , D é o diâmetro nominal em metros, e J é dado em metros.

$$J = 0,00086 \frac{Q^{1,75}}{D^{4,75}} \quad (57)$$

A.22.3 Perda de carga na tubulação de vapor

Para determinar a perda de carga em tubulações de vapor, foi empregada a Equação 58, apresentada por Macintyre (2010), onde a vazão mássica de vapor (m) está em kg/h, o volume específico do vapor na pressão de operação (γ) está em m^3/kg , e o diâmetro interno da tubulação (D) está em cm.

$$J = 0,029 \frac{m^{1,95} * \gamma^{0,95}}{D^{5,1}} \quad (58)$$

O resultado é a perda de carga unitária em kgf/cm^2 por 100 m de tubulação, sendo necessário o ajuste para encontrar a perda de carga localizada. Esse ajuste é feito utilizando o comprimento estimado para a tubulação. A tabela 41 apresenta os resultados do dimensionamento e da perda de carga das tubulações do processo.

Tabela 41 - Dimensionamento e perda de carga das tubulações do processo.

(continua)

Trecho	L (m)	Δz (m)	Q (m³/h)	D_{req} (m)	D Schedule 40 (in)	Velocidade Recalculada (m/s)	Viscosidade (cP)	Densidade (kg/m³)	Re	ϵ/D	f_d	L_{eq} (m)	Perda de carga (lwf)
1 - 2	18,90	5,0	3,4386	0,02206	1 1/2	1,00013	24,3200	957,60	3433,50	0,0009	0,0130	26,46	30,82
3 - 4	5,25	0,0	1,8954	0,01638	1 1/2	0,55128	50,0900	916,00	1594,63	0,0009	0,0130	7,35	8,56
4 - 5	3,89	0,0	1,8954	0,01638	1 1/2	0,55128	50,0900	916,00	1594,63	0,0009	0,0130	5,45	6,34
3 - 44	12,37	0,0	1,5426	0,01478	1 1/2	0,44867	0,7972	995,60	108901,56	0,0009	0,0130	17,32	20,17
6 - 7	22,10	5,0	1,8954	0,01638	1 1/2	0,55128	50,0900	916,00	1594,63	0,0009	0,0130	30,94	36,04
7 - 8	5,75	0,0	1,8954	0,01638	1 1/2	0,55128	50,0900	916,00	1594,63	0,0009	0,0130	8,05	9,38
8 - 10	3,22	0,0	1,8954	0,01638	1 1/2	0,55128	50,0900	916,00	1594,63	0,0009	0,0130	4,51	5,25
7 - 9	5,75	0,0	1,8954	0,01638	1 1/2	0,55128	50,0900	916,00	1594,63	0,0009	0,0130	8,05	9,38
9 - 11	3,22	0,0	1,8954	0,01638	1 1/2	0,55128	50,0900	916,00	1594,63	0,0009	0,0130	4,51	5,25
12 - 15	4,05	0	10,224	0,03804	2,000	1,60347	12,8400	716,36	6625,21	0,0006	0,0130	5,67	4,85
13 - 14	4,05	0,0	10,224	0,03804	2,000	1,60347	12,8400	716,36	6625,21	0,0006	0,0130	5,67	4,85
14 - 16	6,68	0,0	10,224	0,03804	2,000	1,60347	12,8400	716,36	6625,21	0,0006	0,0130	9,35	8,00
15 - 16	6,68	0,0	10,224	0,03804	2,000	1,60347	12,8400	716,36	6625,21	0,0006	0,0130	9,35	8,00
16 - 17	5,04	0,985	10,224	0,03804	2,000	1,60347	12,8400	716,36	6625,21	0,0006	0,0130	7,05	6,03
18 - 19	6,67	5,0	10,089	0,03779	2,000	1,58230	12,8400	716,36	6625,21	0,0006	0,0130	9,34	7,99
20 - 21	6,50	5,0	10,089	0,03779	2,000	1,58230	12,8400	716,36	6625,21	0,0006	0,0130	9,10	7,78

(continuação)

22 - 23	45,80	5,0	10,089	0,03779	2,000	1,58230	12,8400	716,36	6625,21	0,0006	0,0130	64,12	54,84
24 - 25	14,83	5,0	1,60725	0,01508	1 1/2	0,46747	50,0900	916,00	1594,63	0,0009	0,0130	20,76	24,18
26 - 27	3,55	0,0	1,60725	0,01508	1 1/2	0,46747	50,0900	916,00	1594,63	0,0009	0,0130	4,97	5,79
24 - 28	3,79	0,0	2,1315	0,01737	1 1/2	0,61996	0,2985	661,44	193224,68	0,0009	0,0130	5,31	6,18
29 - 30	3,47	0,0	2,1315	0,01737	1 1/2	0,61996	0,2985	661,44	193224,68	0,0009	0,0130	4,86	5,66
31 - 32	12,60	2,0	2,1315	0,01737	1 1/2	0,61996	0,2985	661,44	193224,68	0,0009	0,0130	17,64	20,55
33 - 34	6,09	0,0	8,11075	0,03388	1 1/2	2,35904	0,2985	649,00	189590,62	0,0009	0,0130	8,53	9,93
34 - 35	68,00	0,0	8,11075	0,03388	1 1/2	2,35904	0,2800	649,00	202117,14	0,0009	0,0130	95,20	110,88
35 - 36	79,80	5,0	8,11075	0,03388	1 1/2	2,35904	0,2800	649,00	202117,14	0,0009	0,0130	111,72	130,12
37 - 38	32,30	5,0	8,328	0,03433	1 1/2	2,42223	0,2800	649,00	202117,14	0,0009	0,0130	45,22	52,67
38 - 40	1,98	0,0	8,328	0,03433	1 1/2	2,42223	0,2800	649,00	202117,14	0,0009	0,0130	2,77	3,23
38 - 39	11,40	0,0	8,328	0,03433	1 1/2	2,42223	0,2800	649,00	202117,14	0,0009	0,0130	15,96	18,59
39 - 41	1,98	0,0	8,328	0,03433	1 1/2	2,42223	0,2800	649,00	202117,14	0,0009	0,0130	2,77	3,23
47 - 48	60,90	0,0	0,8029	0,01066	1 1/2	1,14532	0,7972	995,60	108901,56	0,0009	0,0130	85,26	99,30
48 - 49	39,00	5	0,8029	0,01066	1 1/2	0,23353	0,7972	995,60	108901,56	0,0009	0,0130	61,60	71,75
45 - 46	13,80	5	1,5426	0,01478	1 1/2	0,44867	0,7972	995,60	108901,56	0,0009	0,0130	26,32	30,66

Fonte: Autores (2024).

APÊNDICE A.23 - DEMANDA DE ÁGUA DE RESFRIAMENTO CONDENSADORES (CO-201 E CO-401)

Para o cálculo da demanda de água de resfriamento dos condensadores, utilizou-se, primeiramente a equação 59, referente ao calor necessário para a condensação de cada corrente.

$$Q_{cond} = \dot{m}'_{corrente} * \Delta H_{vap} \quad (59)$$

Onde:

- Q_{cond} é o Calor de Condensação do fluido (kJ/h).
- $\dot{m}'_{corrente}$ é o fluxo mássico da corrente que passa pelo condensador (kg/h).
- ΔH_{vap} é o calor latente de vaporização do fluido (kJ/kg).

Sabendo que a corrente que passa pelo Condensador CO-201 é composta apenas por água, e a corrente que passa pelo Condensador CO-401 é composta tanto por água quanto por hexano, porém, visto a considerável maioria de hexano, como disposto no item 8.3.3, considerou-se as suas características físico-químicas para a corrente.

Também se estipulou, para fins de cálculo dos equipamentos de resfriamento, que a água de resfriamento entra a 25°C e sai a 35°C de ambos os condensadores, resultando em um $\Delta T = 10^\circ\text{C}$.

A partir disso, é possível calcular o Calor de Condensação para a corrente que passa pelo Condensador CO-401, visto que podemos considerar seu fluxo mássico ($\dot{m}'_{corrente}$) como sendo de 5560 kg/h de hexano e água e um calor de vaporização do hexano (ΔH_{vap}) a 71°C de 332,618 kJ/kg.K, resultando em um Q_{cond} de 1.849.439,00 kJ/h. Como não há necessidade de resfriar-se essa corrente de hexano e água, a Q_{total} é igual à Q_{cond} , sendo então possível calcular a demanda de água de resfriamento para esse equipamento, utilizando a equação 60.

$$\dot{m}'_{\text{água resf}} = \frac{Q_{total}}{c'_{\text{água}} * \Delta T} \quad (60)$$

Onde:

- $\dot{m}'_{\text{água resf}}$ é o fluxo mássico da corrente de água de resfriamento (kg/h).
- Q_{total} é o calor total de resfriamento do fluido (kJ/h).
- $c'_{\text{água}}$ é o calor específico da água a 25°C.

- ΔT é a variação de temperatura da água de resfriamento (kJ/kg).

Substituindo os valores conhecidos de ΔT como sendo 10°C, o calor específico da água a 25°C igual a 4,175 kJ/kg.K, o calor total calculado anteriormente de 1849,44 kJ/h, obtém-se um fluxo mássico de água de resfriamento de 44.287,33 kg/h, ou 44,29 m³/h para o Condensador C0-401.

A partir do mesmo processo, é possível calcular o Calor de Condensação para a corrente que passa pelo Condensador (CO-201), visto que podemos considerar seu fluxo mássico ($Q'_{corrente}$) como sendo de 1789 kg/h de vapor d'água, um calor de vaporização (ΔH_{vap}) a 100°C de 2257 kJ/kg, resultando em um Q_{cond} de 3.840.861 kJ/h.

Visto que há necessidade de resfriar essa corrente de água a 100°C até 70 °C para seu armazenamento, deve-se calcular o valor desse calor sensível ($Q_{sensível}$) e somá-lo ao valor encontrado do Q_{cond} para obter-se o calor total de resfriamento (Q_{total}). O calor sensível pode ser calculado a partir da equação 61.

$$Q_{sensível} = \dot{m}'_{corrente} * c * \Delta T \quad (61)$$

Onde:

- $\dot{m}'_{corrente}$ fluxo mássico da corrente que passa pelo condensador (kg/h).
- c é o calor específico da água a 100°C (kJ/kg.K).
- ΔT é a diferença de temperatura entre a temperatura de entrada da alimentação (100°C) e a temperatura objetivo (70°C) (K).

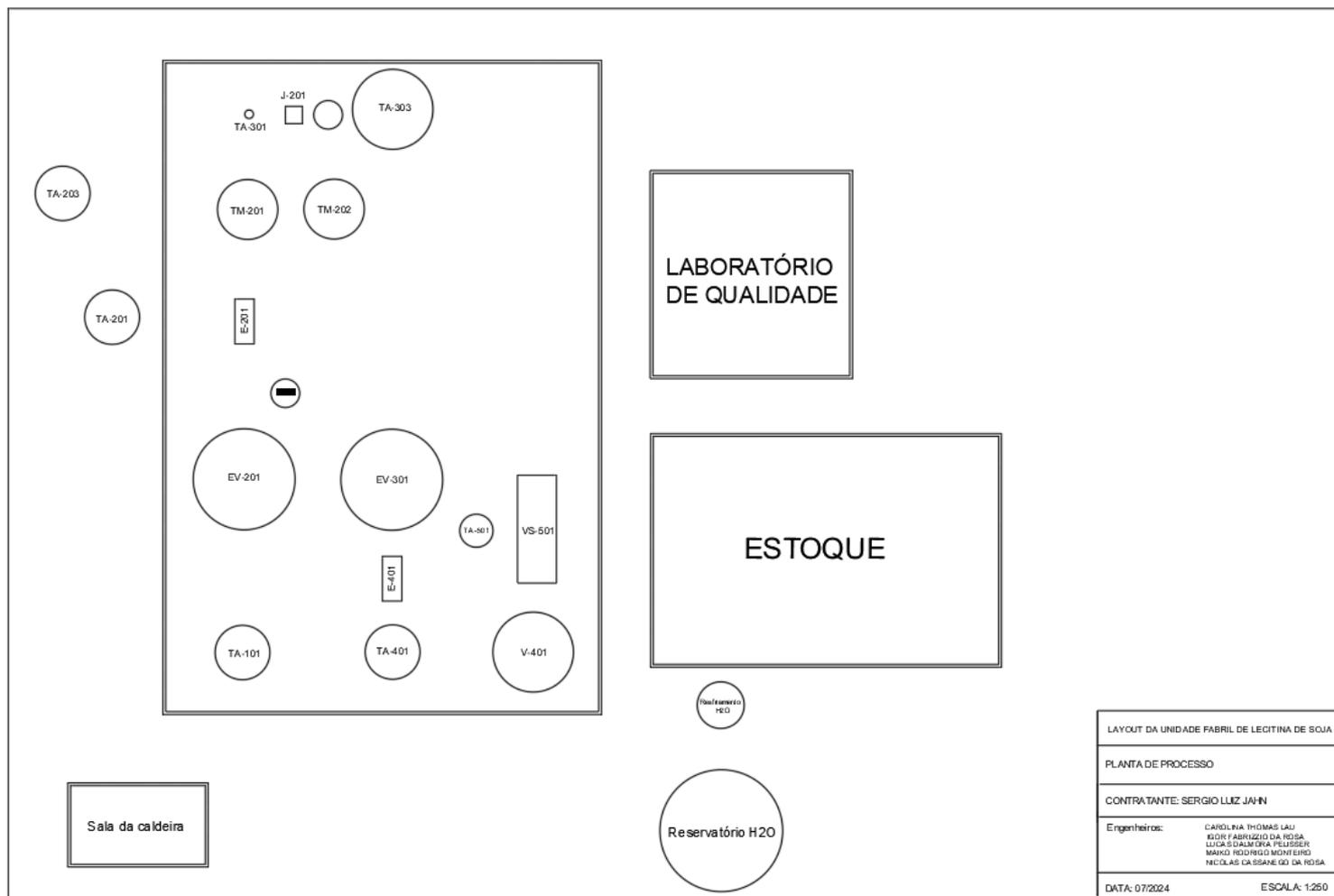
Sabendo que a $\dot{m}'_{corrente}$ se mantém em 1789 kg/h de água, o calor específico da água a 100°C sendo de 4,211 kJ/kg.K e o ΔT sendo igual a 30°C, obtém-se uma quantidade de Calor Sensível de 225.955,44 kJ/h.

Sendo assim, ao somarmos o Calor Sensível ($Q_{sensível}$) e o Calor de Condensação (Q_{cond}), obtemos o calor total de resfriamento do fluido (Q_{total}) para o CO - 201 como sendo igual a 4.066.816,23 kJ/h.

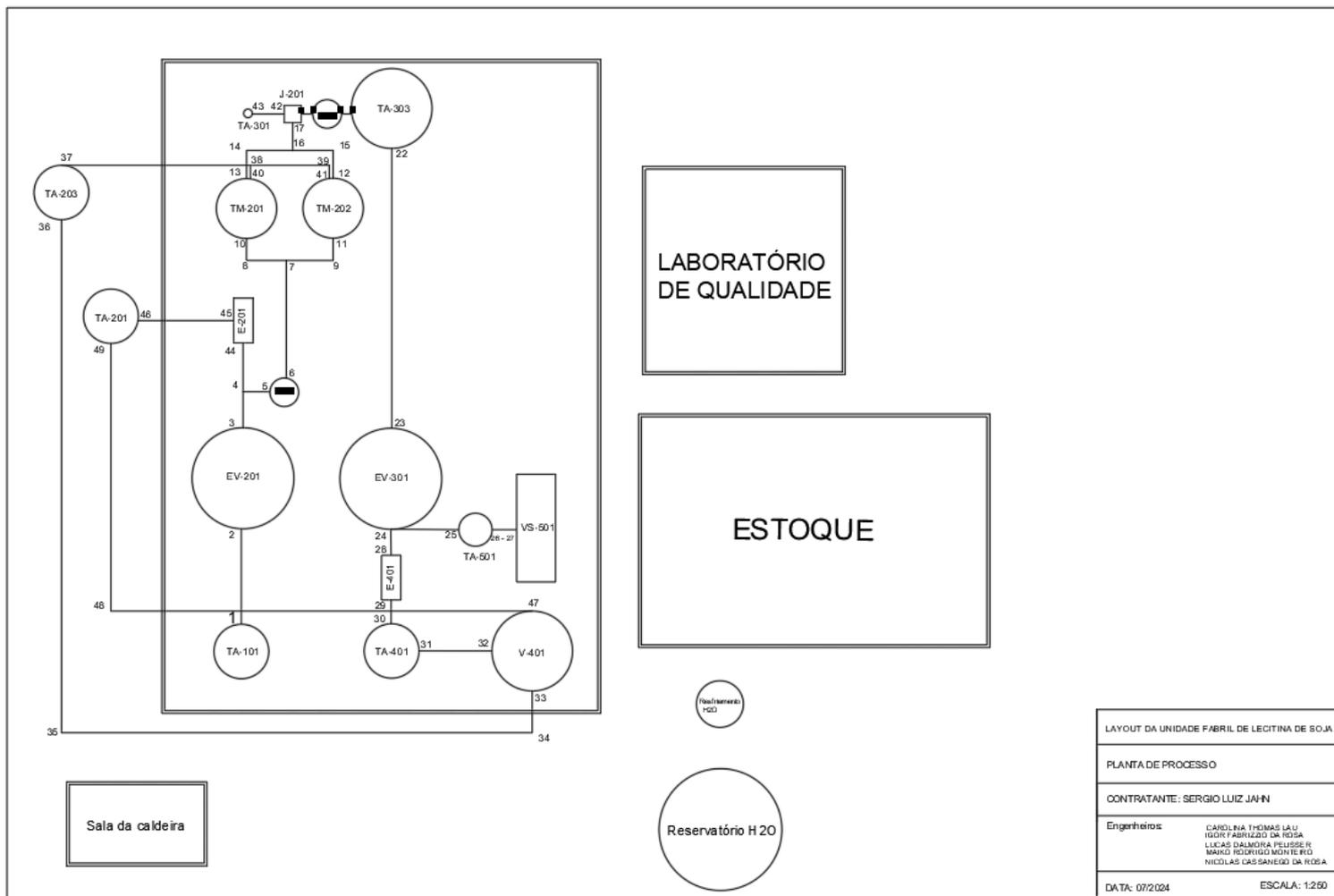
A partir disso, substituindo os dados obtidos na Equação 60 obtém-se um fluxo máximo da corrente de água de resfriamento ($\dot{m}'_{água\ resf}$) necessário para a operação do CO-201 igual a 97.338,82 kg/h ou 93,33 m³/h.

APÊNDICE B - LAYOUT

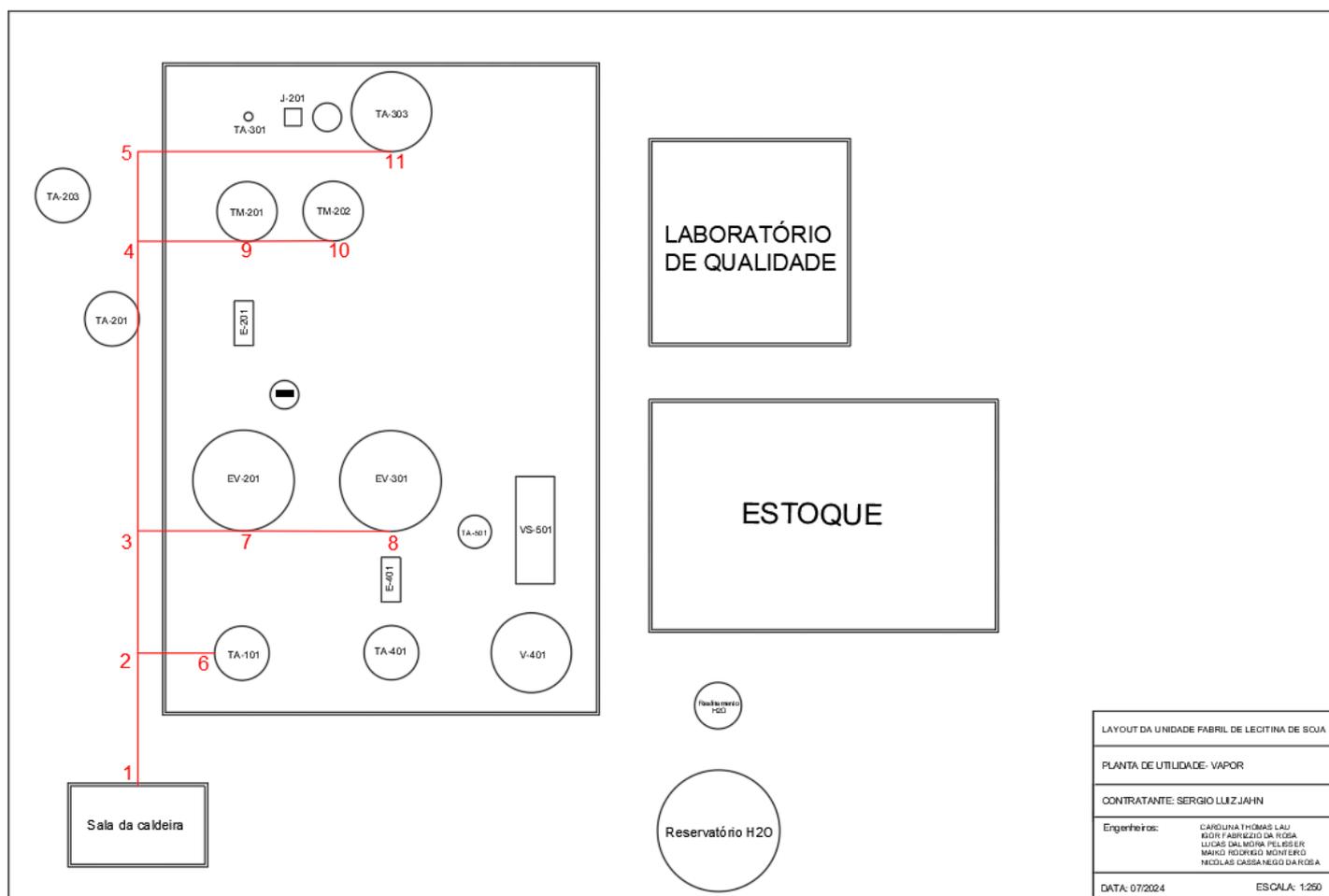
APÊNDICE B.1 - LAYOUT DOS EQUIPAMENTOS DO PROCESSO



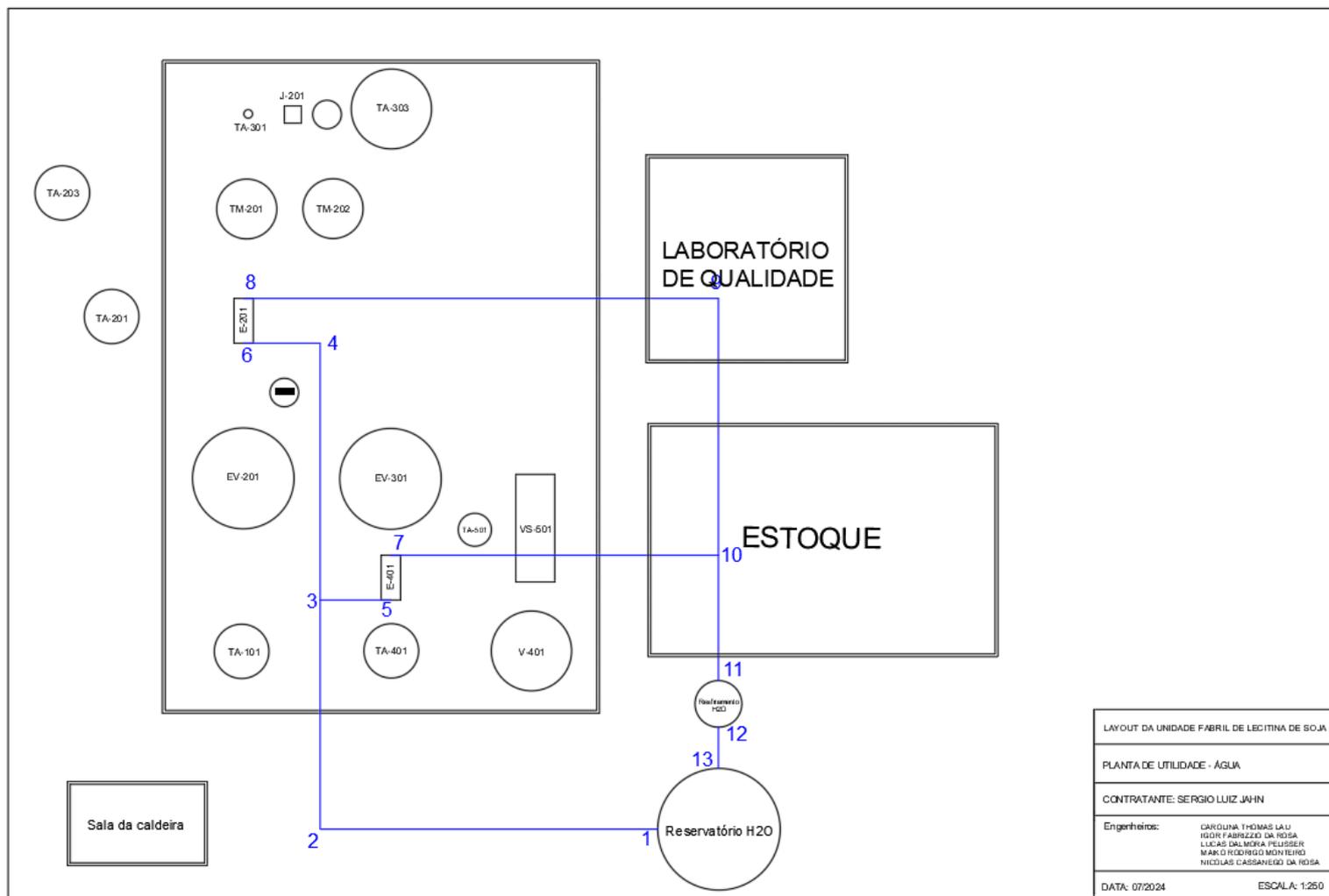
APÊNDICE B.2 - LAYOUT DAS TUBULAÇÕES DO PROCESSO



APÊNDICE B.3 - LAYOUT DAS TUBULAÇÕES DE ÁGUA DO PROCESSO



APÊNDICE B.4 - LAYOUT DAS TUBULAÇÕES DE VAPOR DO PROCESSO



LAYOUT DA UNIDADE FABRIL DE LEGITIMA DE SOJA

PLANTA DE UTILIDADE - ÁGUA

CONTRATANTE: SERGIO LUIZ JAHN

Engenheiros: CAROLINA THOMAS DA LU
 IGOR FABRIZZO DA ROSA
 LUCAS DALMORA FELISBER
 MARKO FREDRIGO MONTEIRO
 NICOLAS CASSANEGO DA ROSA

DATA: 07/2024

ESCALA: 1:250

APÊNDICE C - ANÁLISE ECONÔMICA

APÊNDICE C.1 - CUSTO DE EQUIPAMENTOS

O custeio dos equipamentos foi realizado a partir de dados obtidos por meio de consultas em empresas internacionais e nacionais. O Quadro 3 apresenta os custos de aquisição dos equipamentos, levando em conta os fatores de pressão, material e de temperatura, além do custo de instalação de cada equipamento.

Quadro 3 - Custos de aquisição dos equipamentos

(continua)

Código	Descrição	Qntd	Material	Tamanho	Unidade	Custo de aquisição (US\$)	Custo de aquisição (R\$)
B-101	Bomba	1	Alumínio	0,25	CV	\$ 2.800,00	R\$ 14.756,00
TA-101	Tanque	1	Aço inoxidável 304	45	m ³	\$ 48.724,00	R\$ 256.775,48
B-201	Bomba	1	Alumínio	0,5	CV	\$ 326,59	R\$ 1.721,15
EV-201	Evaporador	1	Aço inoxidável 304	28,14	m ²	\$ 20.000,00	R\$ 105.400,00
CO-201	Condensador	1	Aço carbono	-	-	\$ 20.000,00	R\$ 105.400,00
TA-201	Tanque	1	Aço inoxidável 304	9	m ³	\$ 13.470,00	R\$ 70.986,90
TA-202	Tanque	1	Aço inoxidável 304	200	L	\$ 500,00	R\$ 2.635,00
B-202	Bomba	1	Alumínio	0,25	CV	\$ 2.800,00	R\$ 14.756,00
TM-201	Tanque	1	Aço inoxidável 304	123	m ³	\$ 61.215,00	R\$ 322.603,05
TM-202	Tanque	1	Aço inoxidável	1,5	m ³	\$ 4.300,00	R\$ 22.661,00

(continua)

TA-203	Tanque	2	Aço inoxidável 304	36	m ³	\$ 114.000,00	R\$ 600.780,00
B-203	Bomba	1	Alumínio	0,25	CV	\$ 2.800,00	R\$ 14.756,00
B-204	Bomba	1	Alumínio	0,5	CV	\$ 4.100,00	R\$ 21.607,00
C-301	Centrífuga	1	Aço inoxidável 304	-	-	\$ 42.500,00	R\$ 223.975,00
TA-301	Tanque	1	Aço inoxidável 304	1	m ³	\$ 3.300,00	R\$ 17.391,00
TA-302	Tanque	1	Aço inoxidável 304	200	L	\$ 500,00	R\$ 2.635,00
B-301	Bomba	1	Alumínio	0,25	CV	\$ 2.800,00	R\$ 14.756,00
TA-303	Tanque	1	Aço inoxidável 304	60	m ³	\$ 90.000,00	R\$ 474.300,00
B-302	Bomba	1	Alumínio	1	CV	\$ 6.300,00	R\$ 33.201,00
EV-301	Evaporador	1	Aço inoxidável 304	15	m ²	\$ 15.000,00	R\$ 79.050,00
TA-304	Tanque	1	Aço inoxidável 304	200	L	\$ 500,00	R\$ 2.635,00
B-303	Bomba	1	Alumínio	0,5	CV	\$ 326,59	R\$ 1.721,15
CO-401	Condensador	1	Aço carbono	-	-	\$ 20.000,00	R\$ 105.400,00
D-401	Decantador	1	Aço inoxidável 304	9	m ³	\$ 30.000,00	R\$ 158.100,00
B-401	Bomba	1	Alumínio	0,25	CV	\$ 2.800,00	R\$ 14.756,00
B-402	Bomba	1	Alumínio	0,25	CV	\$ 2.800,00	R\$ 14.756,00
TA-401	Tanque	1	Aço inoxidável	40	m ³	\$ 44.701,00	R\$ 235.574,27

(continuação)

TA-501	Tanque	1	Aço inoxidável 304	13	m ³	\$ 28.900,00	R\$ 152.303,00
-	Torre de resfriamento	1	Aço inoxidável 304	566,48	m ³ /dia	\$ 30.000,00	R\$ 158.100,00
-	Caldeira	1	Aço inoxidável 304	29,79	m ³ /dia	\$ 65.000,00	R\$ 342.550,00
E-501	Envasadora	1	Aço inoxidável 304	-	m ³	\$ 23.000,00	R\$ 121.210,00
Total						\$ 703.463,19	R\$ 3.707.251,00

Fonte: Autores (2024).

APÊNDICE C.2 - CUSTO COM MÃO-DE-OBRA

Os custos com folha salarial são uma parte significativa dos custos operacionais de uma empresa. Ele pode incluir salários, benefícios e encargos sociais. No Quadro 4 é apresentado o custo detalhado com mão-de-obra na unidade industrial de produção de lecitina de soja.

Quadro 4 - Custos de folha de pagamento

(continua)

Cargo	Nº de funcionários	Custo mensal por funcionário (US\$)	Encargos sociais (US\$)	Custo Anual (US\$)
Gerente administrativo	1	\$ 850,93	\$ 595,65	\$ 17358,96
Gerente de operações	1	\$ 1665,3	\$ 1165,71	\$ 33972,12
Gerente de produção	1	\$ 2085,63	\$ 1459,94	\$ 42546,84
Assistente de vendas	1	\$ 594,22	\$ 415,95	\$ 12122,04
Assistente de compras	1	\$ 494,4	\$ 346,08	\$ 10085,76

Supervisor de operações	2	\$ 710,26	\$ 497,18	\$ 28978,56
Encarregado de serviços gerais - área 100	1	\$ 296,64	\$ 207,65	\$ 6051,48
Encarregado de serviços gerais - área 200	2	\$ 590,67	\$ 413,47	\$ 24099,36
Encarregado de serviços gerais - área 300	2	\$ 590,67	\$ 413,47	\$ 24099,36
Encarregado de serviços gerais - área 400	2	\$ 590,67	\$ 413,47	\$ 24099,36
Encarregado de serviços gerais - área 500	2	\$ 590,67	\$ 413,47	\$ 24099,36
Técnico da sala de operações	3	\$ 744,78	\$ 521,34	\$ 45580,32
Operador do sistema de utilidades	2	\$ 461,57	\$ 323,1	\$ 18832,08
Auxiliar de limpeza	2	\$ 274,07	\$ 191,85	\$ 11182,08
Segurança	2	\$ 313,99	\$ 219,79	\$ 12810,72
Analista de manutenções	2	\$ 412,87	\$ 289,01	\$ 16845,12
Total (US\$)	27	\$ 11267,34	\$ 7887,13	\$ 352763,52
Total (R\$)		R\$ 154.921,98		R\$ 1.859.063,75

Fonte: Autores (2024).

APÊNDICE C.3 - CUSTO COM ENERGIA

Considerou-se somente o custo com energia elétrica para utilização das bombas dispostas no processo e o custo com compra de lenha para queima na caldeira e geração de energia no sistema industrial. Dessa forma, o quadro 5 dispõe o custo com energia nesse processo industrial.

Quadro 5 - Custos com energia

Descrição	Consumo diário	Custo Unitário	Custo mensal (R\$)	Custo anual (R\$)
Bombas	61 kW	R\$ 0,8717/kW	R\$ 1.439,92	R\$ 17.278,99
Caldeira	56.512,46 kg lenha	R\$ 42,26/m ³	R\$ 101.039,93	R\$ 1.212.479,18
Total			R\$ 102.479,85	R\$ 1.229.758,17

Fonte: Autores (2024).

APÊNDICE C.4 - CUSTO COM ÁGUA

Considerou-se o consumo de água proveniente da rede de distribuição pública, aquela somente utilizada para higienização e utilização dos funcionários. A água utilizada no processo de produção da lecitina de soja será proveniente de poço artesiano disposto na unidade industrial.

Quadro 6 - Custos com água

Descrição	Consumo diário (m³/dia)	Custo m³ (R\$)	Custo mensal (R\$)	Custo anual (R\$)
Água	1	R\$ 9,02	R\$ 276,09	R\$ 3313,08

Fonte: Autores (2024).

ANEXOS

ANEXO A - EQUIPAMENTO DO PROCESSO DA ÁREA 100

ANEXO A.1 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO (TA-101)



Fonte: Tanques de Aço inox (Fhaizer Industrial)

ANEXO B - EQUIPAMENTOS DO PROCESSO DA ÁREA 200

ANEXO B.1 - TANQUES DE ARMAZENAMENTO

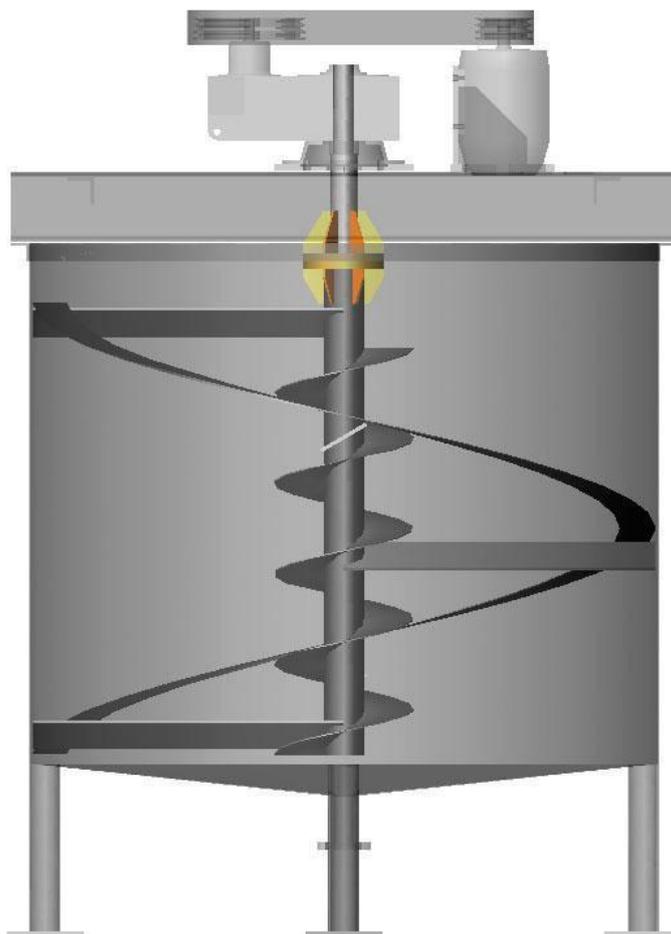


Fonte: Tanques de Aço inox (Fhaizer Industrial)

ANEXO B.2 - EVAPORADOR DE FILME FINO (EV-201)



Fonte: Shanghai Yuanhuai Chemical Technology Co. (2024)

ANEXO B.3 - TANQUES MISTURADORES (TM-201 e TM-202)

Fonte: Tanque misturador de Aço Inox (Tanques Brasil)

ANEXO C - EQUIPAMENTOS DO PROCESSO DA ÁREA 300**ANEXO C.1 - CENTRÍFUGA (C-301)**

ANEXO C.2 - TANQUES DE ARMAZENAMENTO



Fonte: Tanques de Aço inox (Fhaizer Industrial)

ANEXO C.3 - EVAPORADOR DE FILME FINO (EV-301)



Fonte: Shanghai Yuanhuai Chemical Technology Co. (2024)

ANEXO D - EQUIPAMENTOS DO PROCESSO DA ÁREA 400

ANEXO D.1 - DECANTADOR (D-401)



Fonte: Decantador Gravitacional (TecnoConverting Engineering).

ANEXO D.2 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO (TA-401)



Fonte: Tanques de Aço inox (Fhaizer Industrial)

ANEXO E - EQUIPAMENTOS DO PROCESSO DA ÁREA 500**ANEXO E.1 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO (TA-501)**

Fonte: Tanques de Aço inox (Fhaizer Industrial)



TECHNICAL DATA/DATOS TÉCNICOS/DONNÉES TECHNIQUES

50 Hz n=2900 1/min

MODEL	DN	Power Potência	Q ₁	Q ₂	Q ₃	Q ₄	Q ₅	Q ₆	Q ₇	Q ₈	Q ₉	Q ₁₀	Q ₁₁	Q ₁₂	Q ₁₃	Q ₁₄	Q ₁₅	Q ₁₆	
MODELO	mm	hp	m ³ /h																
BVT/BVS 4-2	32x32	0.37 0.5	19	18	17	15	13	10	8	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
BVT/BVS 4-3	32x32	0.55 0.75	28	27	26	24	20	18	13	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
BVT/BVS 4-4	32x32	0.75 1	38	36	34	32	27	24	19	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
BVT/BVS 4-5	32x32	1.1 1.5	47	45	43	40	34	31	23	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
BVT/BVS 4-6	32x32	1.5 2	56	54	52	48	41	37	28	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
BVT/BVS 4-7	32x32	2 2.5	66	63	61	56	48	43	33	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
BVT/BVS 4-8	32x32	2.5 3	74	72	70	64	55	50	38	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
BVT/BVS 4-10	32x32	3.7 5	96	90	87	81	71	62	48	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
BVT/BVS 4-12	32x32	5 6.5	114	108	104	95	85	75	58	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
BVT/BVS 4-14	32x32	6.5 9	136	126	122	112	101	89	68	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
BVT/BVS 4-16	32x32	9 12	164	146	140	129	115	101	78	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
BVT/BVS 4-19	32x32	12 16	183	171	168	153	137	122	93	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
BVT/BVS 4-22	32x32	16 22	211	200	192	178	160	148	108	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
BVT/BVS 8-2	40x40	0.75 1	-	-	-	-	10	9.5	8.1	9	8.5	8	7	6	-	-	-	-	-
BVT/BVS 8-2	40x40	0.75 1	-	-	-	-	20	19.5	19	18	17	16	14	13	-	-	-	-	-
BVT/BVS 8-3	40x40	1.1 1.5	-	-	-	-	30	29.5	28.5	27	25	24	21	19	-	-	-	-	-
BVT/BVS 8-4	40x40	1.5 2	-	-	-	-	41	39.5	38	36	34	32	28	26	-	-	-	-	-
BVT/BVS 8-5	40x40	2.2 3	-	-	-	-	52	50	48	45	42	40	36	32	-	-	-	-	-
BVT/BVS 8-6	40x40	2.2 3	-	-	-	-	62	60	57	54	51	48	43	38	-	-	-	-	-
BVT/BVS 8-8	40x40	3 4	-	-	-	-	83	80	77	73	69	65	58	52	-	-	-	-	-
BVT/BVS 8-10	40x40	4 5.5	-	-	-	-	104	100	97	92	87	81	73	65	-	-	-	-	-
BVT/BVS 8-12	40x40	4 5.5	-	-	-	-	124	120	116	111	104	92	87	78	-	-	-	-	-
BVT/BVS 8-14	40x40	5.5 7.5	-	-	-	-	145	141	136	130	122	113	102	92	-	-	-	-	-
BVT/BVS 8-16	40x40	5.5 7.5	-	-	-	-	166	161	156	148	139	130	118	106	-	-	-	-	-

Fonte: Prom-Nasos (2024).

BOMBAS DE TRANSFERÊNCIA

VALORES REF*

MODELOS	VALORES REF*	
	PRESSÃO kgf/cm ²	VAZÃO m ³ /h
H 24	24	3.7
H 32	24	8
H 40	24	15
H 45	12	21
H 53	24	33
H 65	24	52
H 65L	06	90
H 76	48	66
H 76L	06	84
H 90	36	90
H 100/2	12	105
H 114	24	135
H 120/2	12	150
H 125	36	115
H 131	18	205
H 148	12	300
H 200	12	380



Fonte: Helibombas (2024).

ANEXO G - EQUIPAMENTOS DO PROCESSO DA ÁREA EXTERNA

ANEXO G.1 - CALDEIRA LHC - 4.0

Caldeira LHC

Lenha, cavaco e briquetes

- Passes de gases: 03
- Pressões de projeto: 170, 225, 256 e 300 psig
- Combustíveis: Lenha, cavaco e briquetes
- Isolamento térmico: 4" lâ de vidro
- Tubos de gases: Espiralados
- Fornalha: Parede d'água tubular
- Grelha: Tubular
- Alimentação de combustível: Manual ou automática



Modelo	LHC-1.0	LHC-1.3	LHC-1.6	LHC-2.0	LHC-2.5	LHC-3.2	LHC-4.0	LHC-5.0	LHC-6.5	LHC-8.0
Prod. de vapor c/ água a 20°C (kg/h)	1.000	1.300	1.600	2.000	2.500	3.200	4.000	5.000	6.500	8.000
Capacidade térmica (kcal/h)	644.000	838.000	1.031.000	1.289.000	1.611.000	2.062.000	2.577.000	3.221.000	4.188.000	5.154.000
Superfície de aquecimento (m ²)	29,9	37,9	45,1	61,2	71,4	87,5	116	144	186	230
MPTA (psig)	170	170	170	170	170	170	170	170	170	170
Pressão de operação (psig)	153	153	153	153	153	153	153	153	153	153
Temp. de saída dos gases (°C)	240	240	240	246	240	240	238	238	239	237
Rendimento (%)	80	80	80	80	80	80	80	80	80	80
Consumo de lenha (kg/h)	293	381	469	586	732	937	1.171	1.464	1.904	2.343
Área de grelha (m ²)	1,10	1,19	1,28	1,83	2,35	2,74	3,29	4,50	5,99	6,94
Volume da fornalha (m ³)	2,25	2,58	2,94	4,31	5,36	6,65	8,38	11,8	16,40	19,2

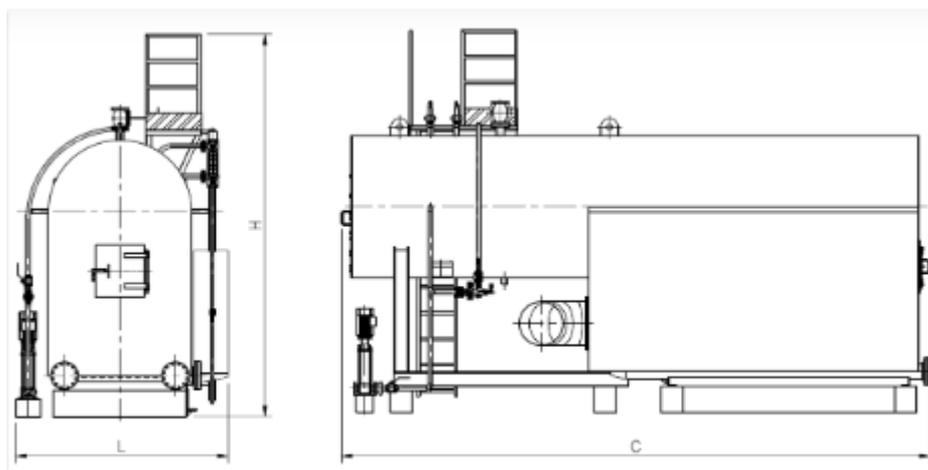


Figura Ilustrativa – Caldeira Aalborg LHC

Fonte: Alborg (2024)

ANEXO G.2 - TORRE DE RESFRIAMENTO 200T



MODELO	FLUXO	PRESSÃO	DIAMETRO GERAL (mm)		EXAUSTOR		PESO (kg)	
	M ³ /h	Kpa	D	H	DIAMETRO (mm)	MOTOR (kw)	VAZIA	CHEIA
8T	6,23	12	1340	1860	550	0,18	60	200
10T	7,81	13	920	1800	650	0,18	64	210
15T	11,7	14	1170	1700	650	0,37	80	310
20T	15,62	16	1170	1900	770	0,56	100	340
25T	19,51	17	1380	2000	770	0,75	135	565
30T	23,4	17	1620	1900	770	0,75	140	580
40T	32,21	17	2150	2410	930	1,5	150	620
50T	39,24	18	1900	2050	930	1,5	155	1080
60T	46,8	18	2730	2680	1180	1,5	160	1320
80T	62,64	19	2730	2780	1180	1,5	330	1450
100T	78,12	23	3530	2945	1450	2,2	600	1700
125T	97,56	26	3530	2945	1450	2,2	630	1750
150T	117	27	3530	3125	1450	2,2	350	1800
175T	136,8	29	4120	3570	1750	4	940	2070
200T	156,24	30	4120	3570	1750	4	970	2170
225T	175,5	30	5160	4340	2130	5,5	1280	3050
250T	195,12	32	5160	4340	2130	5,5	1380	3130
300T	234	36	5770	4350	2400	7,5	2020	4250
350T	273,24	38	5770	4350	2400	7,5	2090	4300
400T	312,1	40	6780	4670	2700	11,1	3220	6200
500T	372,4	41	6780	4670	2700	11,1	3310	6300
600T	468	48	8030	5700	3400	15,1	4400	9800
700T	547,8	50	8030	5700	3400	15,1	4550	10000
800T	626,4	51	9030	5750	3700	18,5	5300	12500
1000T	781,2	54	9030	5750	3700	18,5	5500	12900

Fonte: INJETEC (2024)

ANEXO H – SCHEDULE 40 - NORMA NBR 5590

Schedule 40 - Norma NBR 5590			
Diâmetro		Espessura mm	Peso teórico kg/m
pol.	mm		
1/2"	21,30	2,77	1,26
3/4"	26,70	2,87	1,68
1"	33,40	3,38	2,50
1.1/4"	42,20	3,56	3,38
1.1/2"	48,30	3,68	4,05
2"	60,30	3,91	5,43
2.1/2"	73,00	5,16	8,62
3"	88,90	5,49	11,28
3.1/2"	101,60	5,74	13,56
4"	114,30	6,02	16,06
5"	141,30	6,55	21,75
6"	168,30	7,11	28,23
8"	219,10	8,18	42,48
10"	273,05	9,27	60,23
12"	323,84	10,31	79,64

Fonte: Aços Continente (2023)

ANEXO I - MODELO CANVAS

Parceiros Chave

Empresas do ramo alimentício.

Empresa no ramo de logística.

Empresa que possui o degomado do óleo de soja como subproduto do processo.

Atividades Chave

Produção da lecitina de soja a partir da goma do óleo de soja.

Pesquisa para melhoria contínua, qualidade do produto e processo.

Gestão de parcerias e fornecedores.

Recurso Chave

Mão-de-obra especializada e qualificada.

Subproduto de produção do óleo de soja: goma de óleo de soja.

Equipe de pesquisa e desenvolvimento para otimizar o processo.

Equipamentos.

Proposta de Valor

Oferecer Lecitina de Soja líquida com qualidade e dentro dos padrões regulamentados.

Fornecer uma solução que agregue valor ao resíduo gerado pelas indústrias de produção de óleo de soja.

Relação com o cliente

Parcerias ao longo prazo, como descontos e fidelização, com o cliente.

Atendimento ao cliente para consultoria sobre aplicabilidade e utilização do produto.

Canais

Site

E-mail

Telefone

Feiras de agronegócio

Segmentos de Mercado

Indústrias alimentícias

Indústrias de fármacos

Mercado B2B.

| Estrutura de Custos

Custos operacionais. - Energia - Mão-de-obra - Água - Entre outros

Pesquisa e desenvolvimento

Marketing e venda.

Empresa de logística de distribuição.

Manutenção de equipamentos.

| Fontes de Renda

Venda da lecitina de soja.

ANEXO J – DIAGRAMA DE MOODY

