



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

**Angelo Eduardo da Silva Miranda
Kezia De Souza**

**VIABILIDADE TÉCNICA E ECONÔMICA PARA A PRODUÇÃO DE
GOMA XANTANA POR FERMENTAÇÃO A PARTIR DE GLICERINA
BRUTA RESIDUAL DO BIODIESEL**

Santa Maria, RS, Brasil
2022

**Angelo Eduardo da Silva Miranda
Kezia De Souza**

**VIABILIDADE TÉCNICA E ECONÔMICA PARA A PRODUÇÃO DE
GOMA XANTANA POR FERMENTAÇÃO A PARTIR DE GLICERINA
BRUTA RESIDUAL DO BIODIESEL**

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

Orientadora: Pro^a. Dr^a. Monica Beatriz Alvarado Soares

Santa Maria, RS, Brasil
2022

**Angelo Eduardo da Silva Miranda
Kezia De Souza**

**VIABILIDADE TÉCNICA E ECONÔMICA PARA A PRODUÇÃO DE
GOMA XANTANA POR FERMENTAÇÃO A PARTIR DE GLICERINA
BRUTA RESIDUAL DO BIODIESEL**

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

Aprovado em 11 de agosto de 2022:

**Monica Beatriz Alvarado Soares,
Dr^a. (UFSM) (Presidente/Orientador)**

Daniel Assumpcao Bertuol Dr. (UFSM)

Marcio Antonio Mazutti Dr. (UFSM)

Santa Maria, RS, Brasil
2022

RESUMO

VIABILIDADE TÉCNICA E ECONÔMICA PARA A PRODUÇÃO DE GOMA XANTANA POR FERMENTAÇÃO A PARTIR DE GLICERINA BRUTA RESIDUAL DO BIODIESEL

AUTORES: Angelo Eduardo da Silva Miranda
Kezia de Souza

ORIENTADORA: Monica Beatriz Alvarado Soares

A goma xantana é um biopolímero obtido a partir da fermentação utilizando a bactéria *Xanthomonas*. A goma xantana apresenta as características de formar soluções viscosas a baixa concentrações e grande estabilidade em uma grande faixa de pH. Os principais usos estão nas indústrias alimentícias e cosmética como estabilizante e espessante, e na indústria petroleira é usada como aditivo em fluidos de perfuração e na recuperação do petróleo. A empresa visa produzir goma xantana a partir de uma fonte alternativa de carbono, a glicerina bruta residual obtida do processo de produção do biodiesel, na qual cada 10 litros de biodiesel geram-se 1 litro de glicerina. Com isso, visando diminuir as importações do polímero e produzir em goma xantana com um destino mais rentável para glicerina e não havendo um concorrente nacional direto, e desta forma englobar as petrolíferas. A empresa será localizada no estado de Mato Grosso na cidade de Rondonópolis. A produção da planta será 1400kg diários durante 7 dias da semana, o processo de obtenção da goma xantana será por fermentação submersa em batelada, seguido de precipitação por álcool e posterior centrifugação. Após será realizada a secagem e moagem. O investimento total da planta será de 140 milhões de reais.

Palavras Chaves: Goma Xantana, Biopolímero, Processo Fermentativo.

ABSTRACT

TECHNICAL AND ECONOMIC FEASIBILITY FOR THE PRODUCTION OF XANTHAN GUM BY FERMENTATION FROM BIODIESEL RESIDUAL GROSS GLYCERIN

AUTHORS: Angelo Eduardo da Silva Miranda
Kezia de Souza

ADVISOR: Monica Beatriz Alvarado Soares

Xanthan gum is a biopolymer obtained from fermentation using the *Xanthomonas* bacterium. Xanthan gum has the characteristics of forming viscous solutions at low concentrations and great stability over a wide pH range. The main uses are in the food and cosmetic industries as a stabilizer and thickener, and in the oil industry it is used as an additive in drilling fluids and in oil recovery. The company aims to produce xanthan gum from an alternative carbon source, residual crude glycerin obtained from the biodiesel production process, in which 1 liter of glycerin is generated for every 10 liters of biodiesel. With this, aiming to reduce polymer imports and produce in large quantities with a more profitable destination for glycerin and without a direct national competitor, and thus encompass the oil companies. The company will be in the state of Mato Grosso in the city of Rondonópolis. The production of the plant will be 1400kg daily for 7 days a week, the process of obtaining the xanthan gum will be by submerged fermentation in batch, followed by precipitation with alcohol and subsequent centrifugation. Afterwards, drying and grinding will be carried out. The total investment in the plant will be 140 million reais.

Key words: Xanthan Gum, Biopolymer, Fermentation Process.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1: Número de usinas de biodiesel em casa estado.....	20
Figura 2: Modelo Canvas.....	21
Figura 3: Estrutura molecular da goma xantana.....	27
Figura 4: Diagrama de blocos do processo de produção da goma xantana.....	32
Figura 5: Fluxograma do processo de produção da goma xantana.....	35
Figura 6: Diagrama de relações.....	52
Figura 7: Diagrama de Arranjo de Atividades.....	54
Figura 8: Layout da fábrica.....	55
Figura 9: Diagrama de blocos PID do processo de produção da goma xantana	57

LISTA DE GRÁFICOS

Gráfico 1: Comparativo da quantidade (quilograma) importada e exportada de goma xantana no Brasil.....	15
Gráfico 2: Glicerina gerada nas regiões do Brasil.....	17
Gráfico 3: Lucro anual durante 10 anos.....	72
Gráfico 4: Lucro acumulado em 10 anos.....	72

LISTA DE TABELAS

Tabela 1: Viabilidade econômica da goma xantana.....	26
Tabela 2: TAGs e identificação dos equipamentos.....	36
Tabela 3: Identificação das correntes do processo.....	37
Tabela 4: Potência das bombas de alimentação de mosto.....	39
Tabela 5: Quantidade total de matéria prima utilizada por ciclo.....	42
Tabela 6: Quantidade Mássica em cada corrente.....	43
Tabela 7: Balanço de Massa para o sistema de aeração dos reatores.....	44
Tabela 8: Diâmetro da tubulação de água de resfriamento dos reatores.....	45
Tabela 9: Linhas de vapor e seu comprimento e diâmetro.....	46
Tabela 10: Ancoragens, juntas de dilatação e espessura do isolamento da linha de vapor.....	47
Tabela 11: Linhas do condensado.....	48
Tabela 12: Dimensionamento da linha de suprimento de ar comprimido.....	50
Tabela 13: Custo da infraestrutura civil.....	60
Tabela 14: Custo total da implementação dos equipamentos principais.....	62
Tabela 15: Custos com funcionários durante a operação de 12 meses, (R\$).....	65
Tabela 16: Cálculo do financiamento, (R\$).....	66
Tabela 17: Custos fixos durante 1 ano.....	68
Tabela 18: Lucro anual durante 10 anos.....	70
Tabela 19: Lucro acumulado durante 11 anos.....	71
Tabela 20: Valores de TMA, VPL e TIR.....	73

LISTA DE QUADROS

Quadro 1: Comparativos entre fermentação no estado sólido e fermentação submersa.....	30
Quadro 2: Dimensões dos tanques dos reatores.....	40
Quadro 3: Critérios de Muther (1961) para a definição de prioridade.....	51
Quadro 4: Área em m ² em cada local da planta industrial.....	54
Quadro 5: Significado dos 3 primeiros algarismos da TAG.....	58

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	12
1.1	OBJETIVOS.....	13
1.2	JUSTIFICATIVA.....	14
2	ANÁLISE DE MERCADO.....	14
2.1	DESCRIÇÃO DO MERCADO.....	14
2.2	PÚBLICO-ALVO	15
2.3	CONCORRENTES	16
2.4	FORNECEDORES	17
2.4.1	Matéria Prima.....	17
2.4.2	Cultura de Microrganismo	18
3	EMPRESA.....	19
3.1	LOCALIZAÇÃO DA UNIDADE.....	19
3.2	CAPACIDADE DE PRODUÇÃO.....	20
3.3	MODELO DE NEGÓCIOS.....	21
3.3.1	Proposta de Valor	21
3.3.2	Relações com clientes	22
3.3.3	Canais de Comunicação	22
3.3.4	Segmento de Mercado.....	22
3.3.5	Fontes de Renda.....	23
3.3.6	Atividades Chaves	23
3.3.7	Parceiros Chaves.....	23
3.3.8	Recursos Chaves.....	23
3.3.9	Estrutura de Custos	24
3.4	LICENÇA AMBIENTAL.....	24
3.5	VIABILIDADE ECONÔMICA.....	25
4	PRODUTO	26
4.1	GOMA XANTANA.....	26
4.2	BACTÉRIA XANTHOMONAS.....	27
4.3	GLICERINA RESIDUAL	28
5	SELEÇÃO DE TECNOLOGIAS.....	29

5.1	OBTENÇÃO DE GOMA XANTANA	29
5.2	FERMENTAÇÃO.....	30
5.3	MODO DE OPERAÇÃO.....	31
6	PROJETO DO PROCESSO	32
6.1	DIAGRAMA DE BLOCOS	32
6.1.1	Esterilização dos meios e materiais.....	33
6.1.2	Descrição das Etapas do Processo.....	33
6.2	FLUXO GRAMA DO PROCESSO.....	34
6.3	DIMENSIONAMENTOS DE EQUIPAMENTOS E BALANÇO DE ENERGIA 38	
6.3.1	Tanque T-103	38
6.3.2	Bombas de Alimentação de Mosto P-201, P-203, P-205, P-207 e P-209 38	
6.3.3	Compressores de Ar CC-201 e CC-202	39
6.3.4	Reatores R-201 a R-209.....	39
6.3.5	Reatores R-301 a R-305.....	40
6.3.6	Centrifuga C-401	41
6.3.7	Decantador D-401	41
6.3.8	Centrifuga C-402	41
6.3.9	Secador S-402.....	41
6.3.10	Moinho de Bolas MB-401	42
6.4	BALANÇO DE MASSA.....	42
6.5	PROJETO DE UTILIDADES	44
6.5.1	Reservação de Água	44
6.5.2	Instalações de Água Fria.....	45
6.5.3	Instalações de Vapor Saturado e Condensado	46
6.5.4	Torre de Destilação	49
6.5.5	Instalações de Ar Comprimido.....	49
6.6	LAYOUT	50
7	CONTROLE DE PROCESSOS	56
7.1	REATORES PRINCIPAIS	56
8	ANÁLISE ECONÔMICA.....	59
8.1	INVESTIMENTOS.....	59

8.1.1	Terreno.....	59
8.1.2	Infraestrutura Civil	59
8.1.3	Equipamentos Principais.....	60
8.1.4	Custos Indiretos	64
8.1.5	Custos Especiais.....	64
8.1.6	Custos de Contingências	64
8.2	Custos fixos	64
8.2.1	Salários	65
8.2.2	Financiamento.....	66
8.2.3	Manutenção	67
8.2.4	Seguro.....	67
8.2.5	Venda e Marketing	67
8.3	IMPOSTOS.....	67
8.4	RECEITAS.....	68
8.5	AVALIAÇÃO ECONÔMICA	68
8.5.1	Análise econômica	73
9	CONCLUSÃO.....	74
10	REFERÊNCIAS	75

1 INTRODUÇÃO

A goma Xantana é um biopolímero produzida a partir da fermentação de açúcares utilizando as bactérias *Xanthomonas*, sendo a xantana um heteropolissacarídeo, apresentando uma alta viscosidade e característica de pseudoplástico (COSTA, PINHO, SANTOS, 2019). As características reológicas da goma xantana, como a formação de soluções viscosas a baixas concentrações (0,05-1,0%), e estabilidade em ampla faixa de pH e temperatura, são atrativas para aplicação em produtos de diversos setores industriais, como, alimentos, fármacos, cosméticos, químico e petroquímico.

Um dos maiores usos da goma xantana na indústria alimentícia e cosmética é como estabilizante e espessante. Por ser um fluido pseudoplástico a goma xantana contribui para a mistura, bombeamento e escoamento de molhos, por exemplo. Em produtos de panificação, a adição de goma xantana melhora a coesão dos grânulos de amido, contribui à estrutura e aumenta a vida útil devido à retenção de umidade. Além disso, é usado em misturas de bolo a fim de controlar a reologia da massa e a entrada de gás. Em alimentos congelados, que podem se deteriorar no processo de descongelamento e recongelamento, a goma xantana pode ser usada limitando o crescimento do cristal de gelo e fornecendo a textura desejada.

Na indústria do petróleo, a goma xantana pode ser usada como um aditivo em fluidos de perfuração, devido a suas características como, excelente compatibilidade com sal e resistência a degradação térmica (Rosalam, 2005). Além disso, a goma xantana é usada na recuperação aprimorada de petróleo, com o objetivo de reduzir a mobilidade da água no meio poroso, diminuindo a formação dos caminhos preferenciais e aumentando a região varrida pelo fluido injetado (Ferreira, 2016).

Segundo Padilha (2003), para o Brasil, a produção desse biopolímero apresenta baixo custo devido ao baixo preço agregado do substrato. Enquanto em outros países se torna um desafio encontrar o substrato com preço atrativo que torne viável comercialmente (*apud* Berwanger, 2007). As principais fontes de carbono para produção industrial da goma xantana são amido, hidrolisado de amido, xarope de

milho, sacarose e glicose (Faria, 2009). Pode-se usar resíduos industriais como fonte de carbono com o objetivo de dar um melhor destino ao produto e podendo baratear a produção da goma xantana.

Existem estudos comprovando a possibilidade de usar outras bases alternativas como fonte de carbono, segundo o artigo de Pereira e Ferraz (2016), tem como exemplo o resíduo de suco de maçã, soro de leite e queijo e casca de cacau. Citando também a produção pela utilização de glicerina do biodiesel.

O Biodiesel é principalmente obtido através da reação de transesterificação, onde o óleo vegetal ou gordura animal reage na presença de um catalisador, com um álcool para produzir alquil éster. Porém, como subproduto, é gerado a glicerina. Sendo que a cada 10 litros do biocombustível gera-se 1 litro de glicerina (Rodrigues, 2020). Segundo o Anuário Estatístico da Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis, em 2018, estimou-se uma produção de 440,6 milhões de litros de glicerina a partir da produção de biodiesel.

Para a goma obtida a partir da glicerina residual do biodiesel ser utilizada em todo seu mercado, como de alimentos e cosméticos, a glicerina precisa passar por um processo de purificação. Porém encarece muito o preço do resíduo deixando economicamente inviável a utilização, mas para utilização de fluido de perfuração de poços de petróleo e na recuperação avançada de petróleo (EOR) não é necessário a purificação da glicerina (Brandão, 2012).

1.1 OBJETIVOS

Este trabalho tem como objetivo geral fazer a viabilidade técnica e econômica e o projeto industrial para a produção de goma xantana pela fermentação de glicerina residual de Biodiesel utilizando a cepa *Xanthomonas campestris mangiferaeindicae* para uso na perfuração de poços de petróleo. Neste sentido objetiva-se:

- Estudar o processo de produção da goma xantana
- Projetar e dimensionar a planta industrial
- Demonstrar a viabilidade econômica e sustentável da produção da goma xantana.

1.2 JUSTIFICATIVA

Devido às demandas internas do Brasil e visando diminuir as importações, a goma xantana pode ser produzida com baixo custo, em grande escala, utilizando a glicerina residual da produção do biodiesel. A goma xantana proveniente dessa matéria prima é utilizada em grandes quantidades na indústria petrolífera na perfuração de petróleo.

A produção de goma xantana dá um destino mais rentável para a glicerina residual, com o âmbito de ser sustentável. Em contrapartida gera renda e emprego para a população em geral, sendo capaz de se manter no mercado. Podendo produzir um produto mais atrativo com menor custo no mercado, e gerar grande procura para o mercado de perfurações.

Com grande capacidade de aplicação e facilidade de produção, o Brasil pode ser um grande produtor de goma xantana. Tornando-se de interesse pois o país tem muitas fontes de carbono como base do processo e é notável as grandes quantidades produzidas de glicerina tornando muito atrativa a produção.

2 ANÁLISE DE MERCADO

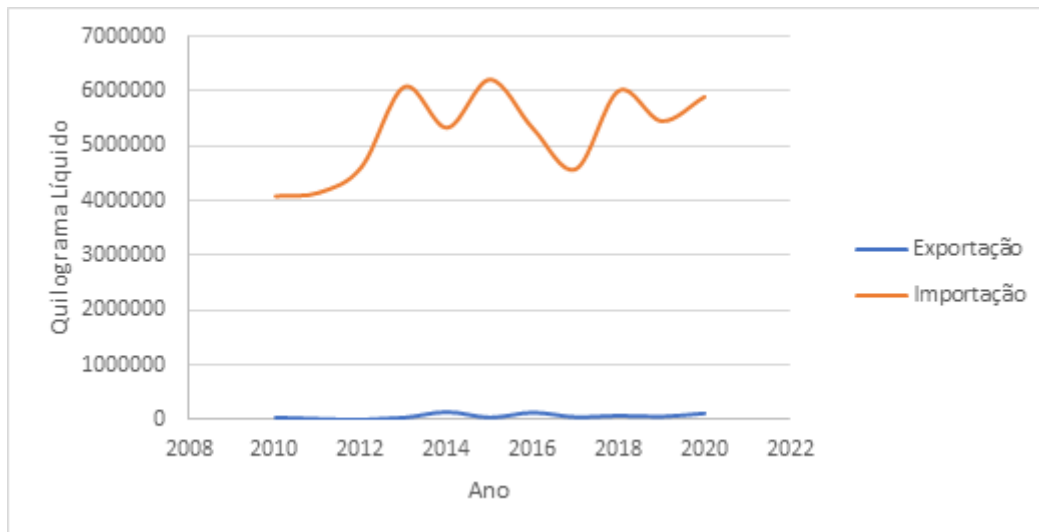
2.1 DESCRIÇÃO DO MERCADO

O principal mercado da goma xantana é o mercado alimentício, utilizada como espessante, agente de suspensão e emulsificante de alta eficiência, agente de enchimento de alta viscosidade em vários alimentos, bebidas, rações e pet food. No mercado farmacêutico é usada como espessante e estabilizante em líquidos ou pomadas medicinais, cosméticos, produtos de higiene oral e loções. Na indústria petrolífera a goma xantana, devido sua alta viscosidade, é usada em baixas concentrações (0,5 a 1%), apresenta comportamento altamente pseudoplástico e estabilidade da viscosidade à salinidade a temperatura e condições alcalinas. Passou a ser aplicada em grande escala na exploração de petróleo, principalmente em

métodos especiais de recuperação de petróleo, mas também como fluido de perfuração de poços.

No Gráfico 1, observa-se que o Brasil importa mais goma xantana do que exporta. Isso significa que há uma demanda por esse produto, que pode ser suprida implementando uma produção interna, substituindo as importações.

Gráfico 1: Comparativo da quantidade (quilograma) importada e exportada de goma xantana no Brasil.



Fonte: Autores, 2021.

2.2 PÚBLICO-ALVO

Como a fonte base de carbono é a glicerina bruta, deixa de ser um produto alimentício. Sendo usado principalmente como fluido de perfuração, assim, o público alvo serão as perfuradoras de poços de petróleo alocadas no Brasil. Segundo reportagem da Click Macaé de 2017, as maiores perfuradoras que estão presentes no país são:

- American Drilling do Brasil
- Archer
- Delba Perfurações
- Diamond Offshore/Brasdrill
- Dolphin Drilling Brasil
- ELFE
- ENSCO/Pride
- Etesco

- Etx Drilling
- Five Star
- Noble Corp
- Ocean Rig
- Odebrecht Óleo e Gás
- Odfjell
- Pacific Drilling
- Perbras
- Queiroz Galvão
- Saipem
- San Antonio Internacional
- Schahin
- Seadrill/Seawell
- Sete Brasil
- Sevan Drilling
- Stena Drilling
- Transocean
- Tuscany Drilling
- Ventura/Petroserve

Podendo ser grandes compradores em potencial. Tendo a intenção suprir a demanda total ou parcial do mercado brasileiro.

2.3 CONCORRENTES

Praticamente toda a goma xantana importada para o Brasil é produzida pela China, França, Áustria e Estados Unidos (Munhoz, 2017). Baseado nessa informação fica claro que não há um concorrente nacional. Internacionalmente, a goma xantana para perfuração de poços de petróleo chegou a gerar 722 milhões dólares em 2016 (SAHU, 2017). Ainda segundo os dados da pesquisa, estima-se que tenha uma taxa de crescimento composto por ano de 5,9%, sendo que em 2023 atinja 1,076 bilhões de dólares.

O maior produtor de goma xantana do mundo é o Fufeng Group Company Ltd, atuando em mais de 70 países com a venda da goma. Segundo a própria empresa, em 2013, a capacidade de produção foi aumentada para 70 mil toneladas de goma xantana produzida, representando 50% do mercado. Sua representante comercial na América Latina é Wanda. A empresa que fornece goma xantana para a perfuração de

poços de petróleo e gás é a CP Kelco (EUA), utilizando as marcas Xanvis, Kelzan e Jungbunzlauer (Markets and Markets, 2017)

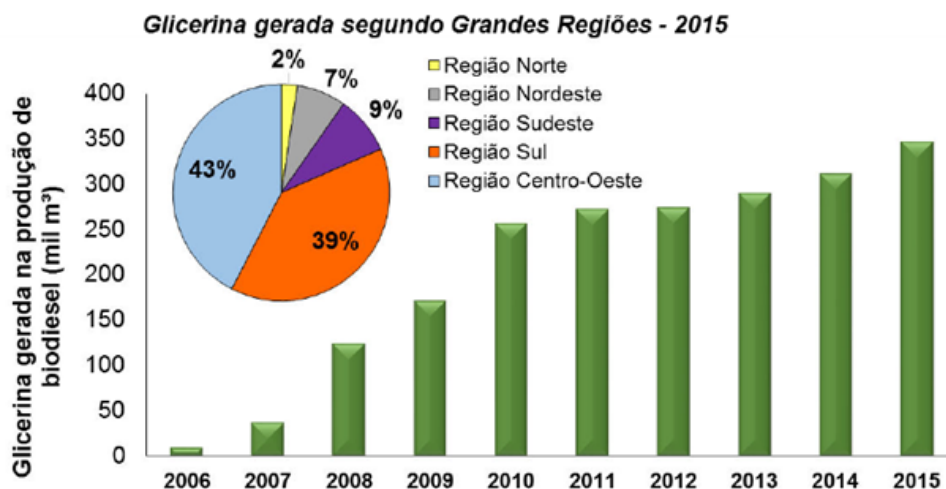
2.4 FORNECEDORES

Esta seção trata-se dos fornecedores das principais matérias primas utilizadas para a produção de goma xantana, sendo elas a glicerina e o microrganismo utilizado para a fermentação.

2.4.1 Matéria Prima

Uma das principais matérias primas utilizadas para a produção de goma xantana é a glicerina residual da produção do biodiesel. No Gráfico 2 observa-se que no Brasil, as maiores produtoras de biodiesel são a região centro-oeste e sul. Nessas regiões estão localizadas o maior número de usinas de biodiesel. O Rio Grande do Sul foi o maior produtor do país com 1,06 milhão de barreis equivalente a óleo (boe) em junho de 2020, em seguida vem o Mato Grosso com 739,1 mil de boe (ISTOÉ, 2020).

Gráfico 2: Glicerina gerada nas regiões do Brasil.



Fonte: Lenardão et al, 2016.

No Mato Grosso, principalmente em Rondonópolis algumas empresas que fornecem a glicerina residual são (BIODIESELBR, 2021):

- ADM MT
- Aliança
- Caibiense
- Cofco
- Rondobio
- SSIL
- Bio Brazilian

2.4.2 Cultura de Microrganismo

O processo de obtenção do biopolímero é realizado por fermentação utilizando a cepa *Xanthomonas campestris mangiferaeindicae*. A cepa poderá ser fornecida pelo Sistema de Informação de Coleções de Interesse Biotecnológico (SICol), que tem como objetivo servir de fonte de diversas coleções de interesse biotecnológico, econômico e de aplicações industriais.

Outra possibilidade seria isolar o microrganismo a partir de meios naturais, apesar de ter um custo relativamente alto e demorado pode trazer o benefício de obter uma linhagem com um produto de melhor qualidade. Para a obtenção como fonte natural pode ser realizado a partir das folhas de mangueira.

Apesar do Brasil não ser produtor de goma xantana há grandes valores de importação para o mercado regional e apresenta grandes possíveis consumidores locais para uso na perfuração de poços de petróleo. Tendo bastante demanda pelo produto, sendo atrativo para o mercado por ser de origem local e a matéria prima sendo um resíduo, diminuindo os custos da produção.

3 EMPRESA

3.1 LOCALIZAÇÃO DA UNIDADE

Para a definição da localização da unidade, levou-se em consideração a proximidade com os fornecedores de uma das principais matérias-primas utilizadas para a produção de goma xantana, que é a glicerina proveniente da produção do biodiesel.

O estado com maior número de usinas de biodiesel é o Mato Grosso (Figura 1), por tanto, a indústria será localizada na cidade de Rondonópolis - Mato Grosso. Essa cidade tem o maior número de usinas do estado de MT e é onde a ADM MT está localizada. A usina produz cerca de 344 milhões de litros de biodiesel por ano, sendo a maior usina de biodiesel do Brasil.

Figura 1: Número de usinas de biodiesel em cada estado.



Fonte: Biodieselbr, 2021.

3.2 CAPACIDADE DE PRODUÇÃO

A goma xantana será produzida a partir da glicerina bruta, sem nenhum tipo de purificação, sendo assim, ela não poderá ser utilizada na indústria alimentícia ou farmacêutica. A goma xantana produzida será destinada à indústria petrolífera, mais especificamente, será utilizada em fluidos de injeção na recuperação de óleo aprimorada (Enhanced Oil Recovery-EOR).










A concentração utilizada do polímero na solução de água de injeção é de 0,2 kg/m³ e a quantidade máxima de fluido injetado é de 5000 m³/dia em um poço de petróleo (Vianna, 2016). Com isso a intenção é produzir o equivalente a 1400kg por dia de goma xantana.

3.3 MODELO DE NEGÓCIOS

De acordo com definição do SEBRAE, de 2016, “o modelo de negócios é a forma como a empresa cria, entrega e captura valor”. O objetivo do modelo de negócios é entender os principais aspectos que definem o funcionamento de uma empresa, proporcionando clareza sobre a forma como a mesma criará valor, gerando entendimento sobre aspectos essenciais para que a empresa se sustente, identificando otimizações e desenvolvendo um diferencial competitivo.

A ferramenta utilizada para esse modelo de negócios será o Canvas (Figura 2), por ser uma ferramenta organizada, simples, com exposição visual de vários aspectos importantes da empresa facilitando o entendimento de todas as atividades.

Figura 2: Modelo Canvas.

<p><i>Parcerias Chave</i> </p> <ul style="list-style-type: none"> - Fornecedores de matéria-prima - Assistência técnica - Laboratório de análises - Transporte 	<p><i>Atividades Chave</i> </p> <ul style="list-style-type: none"> - Produção de goma xantana 	<p><i>Proposta de valor</i> </p> <ul style="list-style-type: none"> - Produto com baixo custo. - Biopolímero de qualidade para aplicação na indústria petrolífera. 	<p><i>Relações com clientes</i> </p> <ul style="list-style-type: none"> - Site próprio e redes sociais - Serviços de atendimento ao cliente - Plano de fidelização de clientes 	<p><i>Segmentos de mercado</i> </p> <ul style="list-style-type: none"> - Empresas perfuradoras de poços de petróleo
<p><i>Estrutura de custos</i> </p> <ul style="list-style-type: none"> - Custo operacional - Funcionários - Logística 	<p><i>Recursos Chave</i> </p> <ul style="list-style-type: none"> - Matérias-primas - Equipamentos - Mão-de-obra 	<p>- Agregar valor a matéria-prima (glicerina).</p>	<p><i>Canais</i> </p> <ul style="list-style-type: none"> - Vendas online (site próprio) - Vendas por telefone - Representante comercial 	<p><i>Fontes de renda</i> </p> <ul style="list-style-type: none"> - Venda de Goma Xantana

Fonte: Autores, 2022.

3.3.1 Proposta de Valor

A proposta de valor informa qual é o produto ou serviço que realmente terá valor para o mercado consumidor. No caso da empresa, é a produção de Goma xantana a partir da glicerina residual proveniente da produção de biodiesel, sendo

assim, um produto de valor competitivo para utilização na indústria petrolífera, além de destinar a matéria-prima (glicerina) para fins que gerem mais rentabilidade (produção de goma xantana).

3.3.2 Relações com clientes

Neste tópico são apresentadas as formas de relacionamento com cliente. A forma de relacionamento se dará através de um site próprio e redes sociais, informando as características do produto, novidades e meios de contato direto com a equipe de vendas, comunicação e assistência técnica. Esse contato direto pode ser por telefone ou e-mail com objetivo de fidelizar o cliente, promover a qualidade do produto vendido e atender cada cliente conforme suas demandas específicas. Pesquisas de satisfação serão aplicadas, a fim de obter informações de melhorias que possam ser feitas tanto no produto como no atendimento ao cliente.

3.3.3 Canais de Comunicação

Os canais de comunicação são os meios utilizados para o desenvolvimento de negociações, como compra e venda e demais atividades cotidianas da empresa. As vendas ocorrem por telefone, pelo site próprio da empresa e por um representante comercial.

3.3.4 Segmento de Mercado

O segmento de mercado é o público-alvo da empresa. A goma xantana será produzida a fim de suprir a demanda da indústria de perfuração de poços de petróleo. Como já citado, houve uma movimentação de 772 milhões de dólares em 2016 e é previsto uma taxa de crescimento de 5,9%.

3.3.5 Fontes de Renda

As fontes de renda compreendem os mecanismos de obtenção de lucro através do empreendimento proposto. A fonte de renda da empresa é a venda de goma xantana.

3.3.6 Atividades Chaves

As atividades chaves estão relacionadas com as ações necessárias para o desenvolvimento da proposta de valor. A principal atividade é a produção de goma xantana, que envolve desde a aquisição de matéria-prima até o relacionamento com cliente.

3.3.7 Parceiros Chaves

Os parceiros chaves correspondem às empresas e parcerias necessárias para o desenvolvimento e fabricação do produto. As principais parcerias da empresa são fornecedores de matéria-prima, empresas de transporte, laboratório de análises e assistência técnica.

3.3.8 Recursos Chaves

Os recursos chaves são os insumos necessários para a fabricação do produto ao longo de sua cadeia produtiva. Os recursos principais da empresa são: matérias-primas, equipamentos e mão de obra.

3.3.9 Estrutura de Custos

A estrutura dos custos está relacionada com as despesas econômicas envolvidas na operação e manutenção do empreendimento. Alguns custos envolvidos na produção de goma xantana são o pagamento de funcionários, manutenção em equipamentos, marketing, logística e gastos que envolvem o processo produtivo e para manter a indústria funcionando.

3.4 LICENÇA AMBIENTAL

O licenciamento ambiental é necessário e obrigatório para todo negócio ou atividade que possa provocar potencial impacto ambiental, contribuindo para o controle dessas atividades e conciliando o desenvolvimento econômico com a utilização dos recursos naturais. Conforme a Resolução CONAMA nº 237/1997, a fabricação de goma xantana se enquadra na indústria química, sendo uma atividade que pode gerar impacto ambiental e, portanto, está sujeita ao licenciamento ambiental.

A competência para a realização do licenciamento ambiental pode ser da União, Estados ou Municípios. Os empreendimentos e atividades, no entanto, são licenciados por um único ente federativo. O Ibama é o órgão executor do licenciamento ambiental de competência da União. No estado de Mato Grosso, a Secretaria do Meio Ambiente (Sema/ MT) é o órgão responsável pelo licenciamento ambiental. Porém, segundo a Lei Complementar nº 140/2011, art. 9º e a resolução CONSEMA Nº85 de 2014, é de responsabilidade do Município de Rondonópolis executar o licenciamento da indústria de goma xantana, devido seu impacto ambiental será no âmbito local. A Secretaria Municipal de Desenvolvimento Econômico e do Meio Ambiente - SEDEMA é o órgão, que tem atribuição para licenciar a localização, a instalação, a operação e a ampliação das obras e atividades consideradas efetiva ou potencialmente poluidoras ou degradadoras do meio ambiente, de impacto local, bem como determinar a realização de estudos prévios de impacto ambiental, cuja competência seja atribuída ao Município.

A Secretaria Municipal de Desenvolvimento Econômico e do Meio Ambiente expedirá as seguintes licenças ambientais:

A Licença Municipal de Conformidade - LMC, será requerida pelo proponente do empreendimento ou atividade, para verificação de sua adequação ambiental à área prevista para sua implantação.

Parágrafo Único - Para ser concedida a Licença Municipal de Conformidade, a Secretaria Municipal de Desenvolvimento Econômico e do Meio Ambiente poderá determinar a elaboração de EPIA/RIMA, nos termos do Código ambiental do município de Rondonópolis e sua regulamentação.

A Licença Municipal de Instalação - LMI autoriza o início da implantação, de acordo com as especificações constantes do projeto executivo aprovado, devendo conter o cronograma para implantação dos equipamentos e sistemas de controle, monitoramento, mitigação ou reparação de danos ambientais.

A Licença Municipal de Operação - LMO será concedida depois de concluída a instalação, será verificada a adequação da obra e o cumprimento de todas as condições previstas na LMI, autorizando o início da atividade e o funcionamento dos equipamentos de controle da poluição.

A LMI e a LMO serão requeridas mediante apresentação do projeto competente e do EPIA/RIMA, quando exigido (Minuta da Lei do Plano Diretor Municipal – Elaboração: URBANIZA, 2018, p.18)

3.5 VIABILIDADE ECONÔMICA

Custo estimado para produção de goma xantana durante um ano de produção, considerando 365 dias de operação, obteve a Tabela 1. Fazendo a consideração que o preço de venda da goma xantana será R\$ 40,00/kg.

Tabela 1: Viabilidade econômica da goma xantana.

Item	%(p/v) (kg/100L)	Quantidade	Valor
glicerina residual (-)	2,00	1679000	-R\$ 5.372.800,00
ureia (-)	0,01	8395	-R\$ 75.555,00
fosfato (-)	0,10	83950	-R\$ 243.455,00
Cepa (-)	10% (v/v)	230000	-R\$ 10.000,00
Etanol 98°GL (-)	3 para 1 (m ³)	690	-R\$ 2.760.000,00
Goma xantana (+)	6,08 Kg/m ³	511000	R\$ 20.440.000,00
Valores Total			R\$ 11.978.190,00

Fonte: Autores, 2021.

4 PRODUTO

4.1 GOMA XANTANA

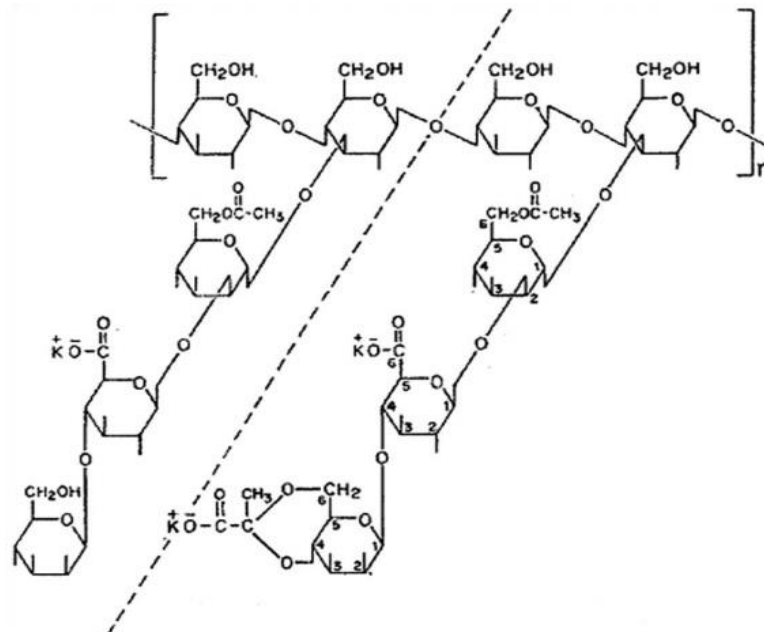
A goma xantana é um exopolissarídeo (EPS) obtido pelo processo fermentativo utilizando as bactérias do gênero *Xanthomonas*. O Departamento de Agricultura dos Estados Unidos descobriu o novo polímero por meio de um programa de pesquisa iniciado em 1950 no *Northern Regional Research Laboratories* (NRRL), e em 1960 obteve a produção do polímero em escala industrial (ASSIS,2013).

A Goma Xantana é solúvel em água a qualquer temperatura, tendo ótima estabilidade em grandes variações de pH e temperaturas e em baixas concentrações apresenta alta viscosidade. A viscosidade não é alterada com as variações de pH entre 1 a 13 e nem a variação de temperatura entre 0 e 100°C. Tem a capacidade de formar um gel elástico e termorreversível combinada com a goma locusta e quando combinada com a goma guar apresenta alta viscosidade (PRADELLA, 2006). A cadeia polimérica é apresentada na Figura 3 e segundo Assis (2006),

A cadeia principal consiste em unidades de β -D-glucose com ligações nas posições 1 e 4. O trissacarídeo que constitui a cadeia lateral

contém uma unidade de ácido D-glucurônico entre duas unidades de D-manose ligadas na posição O-3 de resíduos de glicose da cadeia principal. Aproximadamente metade dos resíduos de D-manose terminais contém uma unidade de ácido pirúvico ligado, com distribuição indeterminada. A unidade D-manose ligada à cadeia principal contém um grupo acetil na posição O-6. A presença dos grupos piruvato e acetil torna o polissacarídeo do tipo aniônico.

Figura 3: Estrutura molecular da goma xantana.



Fonte: BRANDÃO, 2012.

4.2 BACTÉRIA XANTHOMONAS

Descoberta em 1940 por Vers, a bactéria do tipo *Xanthomonas* é da família *Pseudomonaceae*, conhecida por causar podridão negra em crucíferas (ASSIS, 2013). As folhas ficam com vários furos, podendo chegar até a fruta causando os pontos negros e rachaduras longitudinais percebendo que nas lesões há regiões amareladas ou esbranquiçadas no entorno da podridão e nota-se que a superfície tem

aspecto úmido. Apresentando formato de bastonetes, produzindo um exopolissacarídeo para poder sobreviver na superfície do hospedeiro.

Os principais métodos utilizados para obter as cepas de *Xanthomonas* são os convencionais que são principalmente o isolamento microbiano em relógios e em seguida armazenado em tubos de ensaios para a reprodução da cepa que pode ser mantida sob refrigeração com a temperatura em torno de 4°C (Brandão, 2012).

4.3 GLICERINA RESIDUAL

Com a intenção de diminuir o custo de produção da goma xantana, utilizando como um substrato alternativo a glicerina residual da produção do biodiesel. A glicerina é obtida a partir do processo de transesterificação de óleos vegetais e gorduras animais com álcoois (etanol ou metanol) por catálise ácida ou alcalina. A síntese utilizando o metanol como produto obtém uma glicerina de fácil separação em comparação ao do processo utilizando etanol que depende de um número maior de processos de separação. Apesar dos altos valores de produção de biodiesel no Brasil, 3,35 milhões m³ de biodiesel no primeiro bimestre de 2021, crescendo 13% em relação ao mesmo período do ano passado, segundo matéria do site BiodieselBr. Citando ainda que a cada 10 litros de Biodiesel gerado tem-se 1 litro de glicerina. Dessa maneira gera-se grandes valores de glicerina que o mercado não consegue absorver.

O glicerol é o composto puro da glicerina, enquanto a glicerina apresenta 95% de pureza. Mas a glicerina bruta difere, já que não passa por um processo de tratamento para purificação, tendo uma cor diferente e impurezas em relação a glicerina tratada que é vendida comercialmente (BRANDÃO, 2012).

5 SELEÇÃO DE TECNOLOGIAS

5.1 OBTENÇÃO DE GOMA XANTANA

A goma xantana é um heteropolissacarídeo produzido pela fermentação de açúcares por culturas de *Xanthomonas campestris*. Essa bactéria necessita de vários nutrientes, tais como fontes de carbono e de nitrogênio, além de micronutrientes como potássio, ferro e cálcio. A glicose e a sacarose são as fontes de carbono mais frequentemente utilizadas. Geralmente a porcentagem desses açúcares no meio fermentativo é de 2-4%. Encontra-se na literatura, que o meio fermentativo é composto por nitrogênio de 0,05% a 0,1%, extrato de levedura, peptona, nitrato de amônio e ureia são alguns produtos que contém esse nutriente (SILMAN e ROGOVIN, 1970).

Alguns parâmetros devem ser controlados no meio de cultivo para uma produção otimizada de goma xantana. A temperatura é um desses parâmetros, podendo variar entre 25°C a 35°C. Valores de pH maiores que 11 ou menores de 2,5 afetam a estabilidade da produção da goma xantana (PEREIRA e FERRAZ, 2016). Como ocorre grande aumento da viscosidade durante a fermentação é requerido um bom nível de aeração e a faixa de oxigenação recomendável de 1,5-3,5 Mm O₂/minuto. O tempo de fermentação varia de 48 a 96 horas (MECCA, 2010).

Para se produzir goma xantana a cepa microbiana é selecionada e estocada, mantendo-se as propriedades desejadas e as culturas de *Xanthomonas campestris* puras são cultivadas utilizando fermentação aeróbica submersa. Os nutrientes como, carboidratos, nitrogênio e sais minerais, presentes no meio de fermentação são esterilizados. Após isso, o meio é inoculado com a cultura selecionada. O processo fermentativo ocorre produzindo goma xantana que é precipitada com solvente (isopropanol, etanol ou acetona), posteriormente é separada, secada, moída, peneirada, e então embalada.

5.2 FERMENTAÇÃO

Há dois processos fermentativos para obtenção da goma xantana pode ser por fermentação submersa, na qual a bactéria fica submersa no meio líquido fermentativo; ou por fermentação semi-sólida, onde os microrganismos se desenvolvem sobre e no interior de partículas porosas úmidas. A fermentação mais utilizada é a submersa, por ser de fácil controle, possibilitando a variação do meio de cultivo, fácil esterilização do meio, aeração estéril menos dispendiosa e a superfície bacteriana fica inteiramente exposta ao meio facilitando as trocas metabólicas (MECCA, 2010). Um comparativo entre as duas metodologias, com suas características, como é mostrado no Quadro 1.

Para a produção de goma xantana foi escolhida a fermentação submersa, a fim de prevenir problemas ligados ao aumento de viscosidade no meio durante a produção. A fermentação semi-sólida pode gerar custos relacionados ao aumento da demanda de energia para agitar um meio mais viscoso.

Quadro 1: Comparativos entre fermentação no estado sólido e fermentação submersa.

(Continua)

FERMENTAÇÃO SEMI-SÓLIDA	FERMENTAÇÃO SUBMERSA
Meio de cultura não flui livremente	Meio de cultura sempre flui livremente
Profundidade do meio limitada	Profundidade do meio variável com o biorreator
Menor consumo água	Maior consumo de água
Baixa capacidade de transferência de calor	Fácil controle de temperatura
Fácil aeração e grande área de contato ar/substrato	Fluxo elevado de aeração

(Conclusão)

Substrato tampão	Fácil controle do pH
Necessidade de projetos para o design de novos equipamentos	Equipamentos industriais disponíveis
Risco de contaminação por fungos de crescimento lento	Risco de contaminação por uma única célula bacteriana
Baixo consumo de energia	Elevado consumo energético
Pequenos volumes e baixos custos de equipamentos	Grandes volumes e elevado custo de equipamento

Fonte: BIOPROCESSOS PARA A PRODUÇÃO DE GOMA XANTANA UTILIZANDO RESÍDUOS AGROINDUSTRIAIS COMO MATÉRIAS-PRIMAS, adaptado pelos autores,2021.

5.3 MODO DE OPERAÇÃO

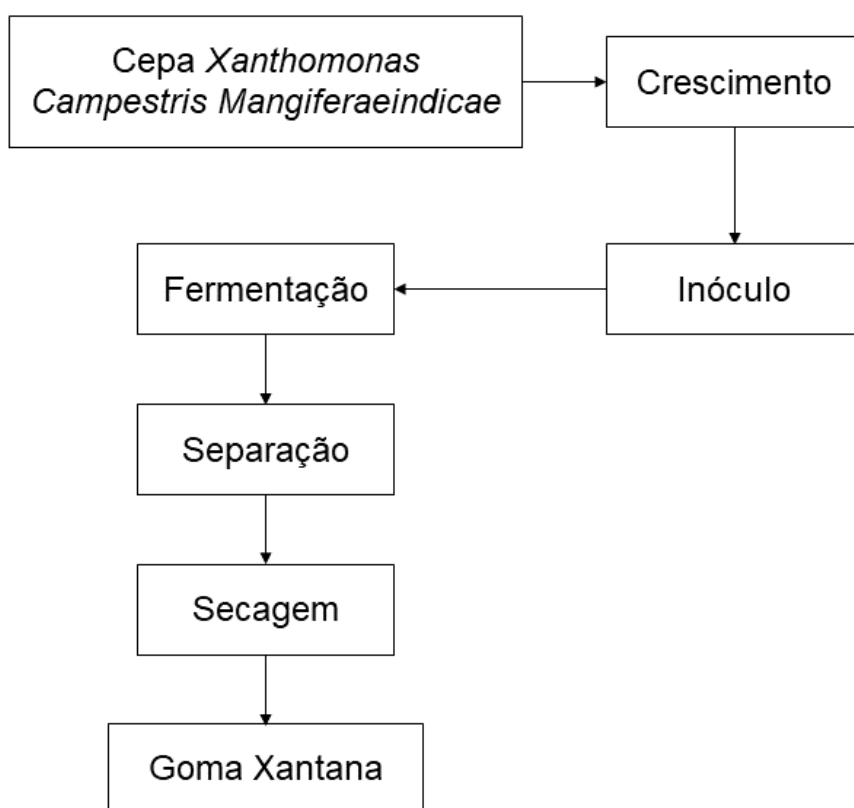
O processo de produção de goma xantana pode ocorrer tanto em sistema contínuo (estado estacionário) como descontínuo (batelada). No sistema batelada o processo de alimentação do meio de cultivo é dado de forma gradual, respeitando o tempo de enchimento do processo, e a retirada do caldo fermentado é feita de uma só vez, assim que passar o tempo de reação requerido. No sistema contínuo, o processo em que a alimentação do meio de cultivo e a retirada do caldo fermentado são feitos simultaneamente e na mesma vazão. O modo de operação escolhido foi o sistema descontínuo, pela simplicidade do processo.

6 PROJETO DO PROCESSO

6.1 DIAGRAMA DE BLOCOS

Na Figura 4 mostra-se o diagrama de blocos do processo de obtenção da goma xantana.

Figura 4: Diagrama de Blocos do Processo de Produção da Goma Xantana



Fonte: CENTRO DE GESTÃO E ESTUDOS ESTRATÉGICOS (ADAPTADO), 2021.

6.1.1 Esterilização dos meios e materiais

Todos os materiais empregados nos ensaios microbiológicos e de produção serão esterilizados por vapor úmido a temperatura de 121°C. Os materiais e meios de cultura foram esterilizados durante 15 minutos, enquanto o biorreator juntamente com o meio de produção foi esterilizado por 30 minutos (BRANDÃO *et al*, 2009).

6.1.2 Descrição das Etapas do Processo

À matéria prima é transportada a indústria por caminhões, na recepção a glicerina bruta residual será realizada o teste para avaliação da composição e qualidade. Garantindo que a quantidade carboidratos não seja inferior á 33% de massa para garantir a relação 15:1 de carbono para nitrogênio na formulação do mosto (ASSIS, 2013) ou então contaminação por metais pesados. Enquanto os demais produtos podem ser aplicados a testes esporádicos de verificação. O armazenamento da glicerina líquida será em tanques de armazenamento, enquanto os outros produtos serão armazenados nas embalagens de origem em depósitos específicos.

A Cepa *Xanthomonas campestris mangiferaeindicae* será guardada em ultrafreezers a -80C° (ASSIS, 2013) para melhor armazenagem. Enquanto pequenas amostras de inóculos e para aplicação no fermentador podem ser armazenados em freezers. O processo inicia-se com o crescimento da Cepa, para formar o inóculo. O inóculo formado será aumentado de volume até atingir 10% do volume do tanque fermentador, levando 48 horas para essa etapa em cada tanque fermentador. A primeira etapa desse processo de crescimento, inicia-se no laboratório, com Erlenmeyer de 50ml segue para um Erlenmeyer de 500ml e, por fim, num Erlenmeyer de 5000ml. A partir de agora inicia-se o crescimento do inóculo em escala industrial, onde todos os tanques apresentam agitação mecânica e aeração. Começando por um tanque de 30 litros, que seguirá por bombeamento para um tanque de 300 litros, seguindo novamente para um tanque de 3 m³ e posteriormente para o tanque de 30 m³, após todas essas etapas chegará ao fermentador.

No fermentador será introduzido o inóculo juntamente com o substrato, composto por glicerina residual, fosfato e ureia. Sendo acompanhado os parâmetros da reação como a temperatura, pH, aeração. Amostras serão retiradas para acompanhamento da produção, consumo de substrato entre outros. Caso haja alterações nos parâmetros, como pH, há adição de soluções tamponante para ajustar ou no caso de formação de espuma será usado fluido antiespumante.

Após a fermentação de 120 horas é encerrada essa etapa passando para a retirada das células por meio de filtração por centrifugação com alimentação continua a 5700 rpm. Logo após a filtração o material é transferido para um tanque, onde será realizada a precipitação da goma xantana com adição de etanol na proporção 3:1 de volume de etanol para volume do material centrifugado. A continuação é feita a secagem por estufa de bandejas a 70°C. Então encaminhado para moagem em moinhos de bolas até atingir 75µm de espessura, para então ser empacotado e armazenado.

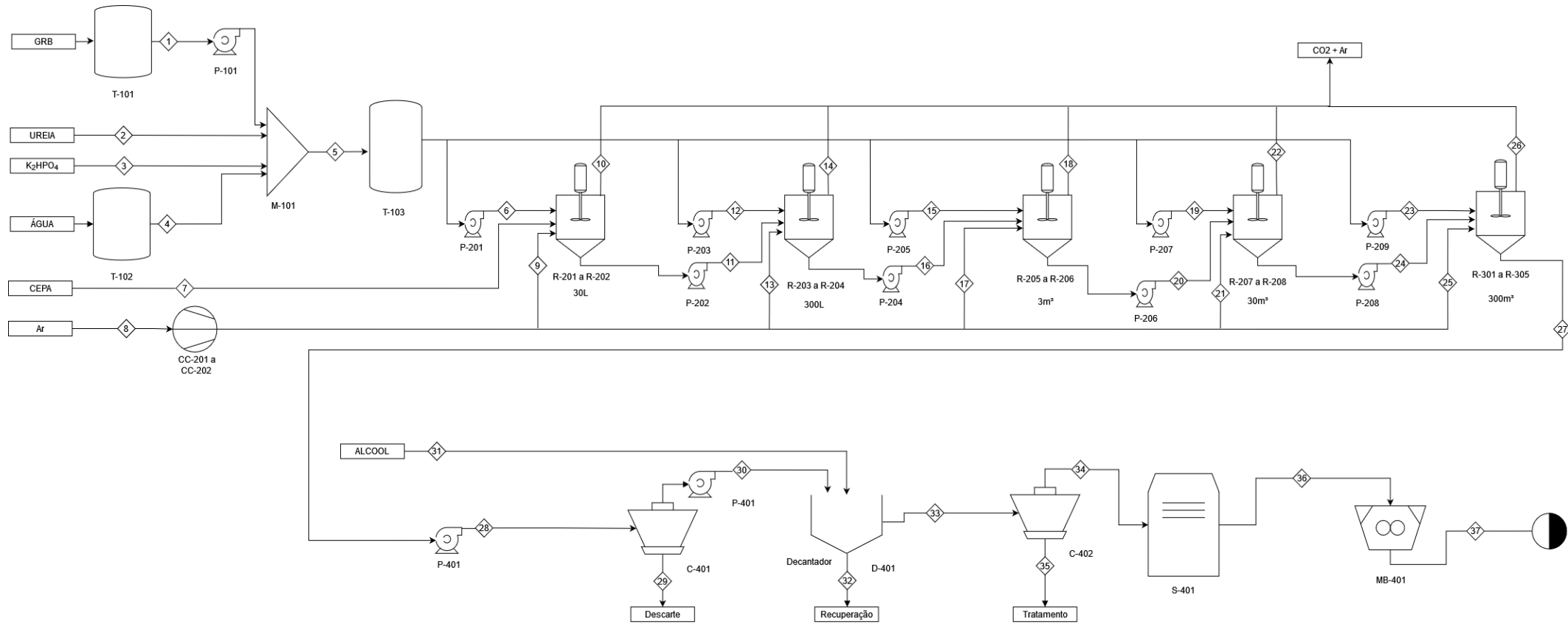
6.2 FLUXO GRAMA DO PROCESSO

Conforme mostrado na Figura 5, apresenta-se o fluxograma do processo para obtenção da goma xantada. O processo foi dividido em 5 áreas principais que são:

- Armazenamento (malha 100)
- Produção de Inoculo (malha 200)
- Produção de Goma Xantana (malha 300)
- Recuperação de Goma Xantana (malha 400)

Onde cada equipamento é identificado com uma TAG com uma ou duas letras maiúsculas que indicam o tipo do equipamento seguido por 3 números, o primeiro indica área e os outros dois citam a numeração naquela área. Na Tabela 2, apresenta-se a identificação da TAG, qual é o equipamento e sua função. Já a Tabela 3, mostra-se as identificações das correntes e sua função no processo.

Figura 5: Fluxograma do Processo de Produção da Goma Xantana.



Fonte: Autores, 2022.

Tabela 2: TAGs e identificação dos equipamentos.

Código	Informação
T-101	Tanque de Armazenamento de Glicerina Residual
P-101	Bomba Alimentação GRB
T-102	Tanque de Armazenamento de Água
M-101	Misturador de Correntes do Substrato
T-103	Tanque de Armazenamento do Substrato
CC-201 a CC-202	Compressor Centrifugo de Ar
P-201	Bomba Alimentação Substrato aos Reatores de 30L
R-201 a R-202	Reatores de Inoculo de 30L
P-202	Bomba Alimentação de Inoculo aos Reatores de 300L
P-203	Bomba Alimentação Substrato aos Reatores de 300L
R-203 a R-204	Reatores de Inoculo de 300L
P-204	Bomba Alimentação de Inoculo aos Reatores de 3m ³
P-205	Bomba Alimentação Substrato aos Reatores de 3m ³
R-205 a R-206	Reatores de Inoculo de 3m ³
P-206	Bomba Alimentação de Inoculo aos Reatores de 30m ³
P-207	Bomba Alimentação Substrato aos Reatores de 30m ³
R-207 a R-208	Reatores de Inoculo de 30m ³
P-208	Bomba Alimentação de Inoculo aos Reatores de 300m ³
P-209	Bomba Alimentação Substrato aos Reatores de 300m ³
R-301 a R-305	Reatores de Inoculo de 300m ³
P-401	Bomba de Alimentação da Recuperação da Goma Xantana
C-401	Centrifuga de Separação de Bactérias
P-402	Bomba de Alimentação Goma Xantana Não Precipitada
D-401	Separador de Goma Xantana e Resíduo de Substrato
C-402	Centrifuga de Goma Xantana e Resíduo de Substrato
S-401	Secadora de Goma Xantana
MB-401	Moinho de Bolas

Fonte: Autores, 2022.

Tabela 3: Identificação das correntes do processo. (Continua)

Número	Informação da Corrente
1	Entrada de Glicerina Residual a P-101
2	Entrada de Ureia
3	Entrada de Permanganato de Potássio
4	Entrada de Água
5	Entrada de Substrato
6	Entrada de Substrato aos Reatores de 30L
7	Entrada de Ceba
8	Entrada de Ar
9	Entrada de Ar aos Reatores de 30L
10	Saída de CO ₂ e Ar dos reatores de 30L
11	Saída de Inoculo dos Reatores 30L
12	Entrada de Substrato aos Reatores de 300L
13	Entrada de Ar aos Reatores de 300L
14	Saída de CO ₂ e Ar dos reatores de 300L
15	Entrada de Substrato aos Reatores de 3m ³
16	Entrada de Inoculo aos Reatores de 3m ³
17	Entrada de Ar aos Reatores de 3m ³
18	Saída de CO ₂ e Ar dos reatores de 3m ³
19	Entrada de Substrato aos Reatores de 30m ³
20	Entrada de Inoculo aos Reatores de 30m ³
21	Entrada de Ar aos Reatores de 30m ³
22	Saída de CO ₂ e Ar dos reatores de 30m ³
23	Entrada de Substrato aos Reatores de 300m ³
24	Entrada de Inoculo aos Reatores de 300m ³
25	Entrada de Ar aos Reatores de 300m ³
26	Saída de CO ₂ e Ar dos reatores de 300m ³
27	Saída do mosto fermentado dos Reatores 300m ³
28	Entrada do mosto fermentado a Centrifuga C-401
29	Saída de Bactérias
30	Entrada da Goma Xantana

(Conclusão)

31	Entrada de Álcool
32	Saída de Álcool e Resíduo de Substrato
33	Entrada Goma Xantana Molhada
34	Saída de Goma Xantana Úmida
35	Saída de Resíduo de Substrato
36	Saída de Goma Xantana
37	Goma Xantana Finalizada

Fonte: Autores, 2022.

6.3 DIMENSIONAMENTOS DE EQUIPAMENTOS E BALANÇO DE ENERGIA

6.3.1 Tanque T-103

O substrato será armazenado no tanque T-103, com volume 600 m³, sendo construído em aço vitrificado para evitar contaminação. As dimensões de 8,65m de diâmetro e 10,2m de altura. Terá a capacidade de alimentar duas vezes o processo sem ser abastecido novamente, sendo reabastecido a cada ciclo de fermentação.

6.3.2 Bombas de Alimentação de Mosto P-201, P-203, P-205, P-207 e P-209

O mosto precisa ser levado até os reatores, sendo necessário a utilização de estações de bombeamento. Diminuindo o tempo necessário para encher os tanques, aumentando a eficiência do tempo do processo. As potencias das bombas estão presentes na Tabela 4 e os cálculos no Apêndice B.3.

Tabela 4: Potência das bombas de alimentação de mosto.

TAG da Bomba	Potência da bomba (W)	Potência da bomba (cv)
P-201	1,4	0,1
P-203	315,8	0,4
P-205	1389,4	1,9
P-207	7017,4	9,5
P-209	29419,9	40

Fonte: Autores, 2022.

6.3.3 Compressores de Ar CC-201 e CC-202

Serão os compressores que fornecerão oxigênio proveniente do ar, com capacidades superiores de 20m³/s operando juntos, vazões ar presente no Apêndice A.2. Os equipamentos não deveram ter contato com óleo lubrificante das partes moveis com o ar em compressão na câmara para evitar contaminação na fermentação, degradando o produto desejado. Para evitar contaminação do ar alimentado, será utilizado filtros de remoção de microrganismos na entrada do compressor.

6.3.4 Reatores R-201 a R-209

Esses reatores são responsáveis pela fermentação do inóculo que vem do laboratório. A esterilização é feita manualmente pelo operador antes de adicionar o inóculo e o mosto, o vapor que tem sua pressão reduzido para ter sua temperatura de 121 °C, esse processo leva 30 minutos, com isso o vapor saturado que sai é descartado. Quando inicia a fermentação, caso seja necessário será corrigido manualmente o pH da solução que será 7, com isso fica 48 horas fermentando para seguir para próxima etapa. Os tanques serão feitos de aço inox 304 com as dimensões consideradas de tanque ideal com volume útil de 77%, respectivas no Quadro 2 e os cálculos estão presente no Apêndice C.1. Existindo em duplicada cada tipo de reator.

Toda a operação desses tanques será de forma manual, como sua carga e descarga além de seu aquecimento e resfriamento.

Quadro 2: As dimensões dos tanques dos reatores.

Identificação do Biorreator	R-201 a R202	R-203 a R-204	R-205 a R-206	R-207 a R-208
volume Real (m ³)	0,03	0,3	3	30
Diâmetro do Tanque (m)	0,31	0,66	1,43	3,08
Altura do Tanque (m)	0,40	0,87	1,87	4,02
Diâmetro do Impelidor (m)	0,10	0,22	0,48	1,03
Rotação do Impelidor (rpm)	500	191	114	69
Vazão de Ar (m ³ /s)	0,0004	0,004	0,04	0,38

Fonte: Autores, 2022.

6.3.5 Reatores R-301 a R-305

Esses são os reatores responsáveis pela obtenção da goma xantana, operando durante 120 horas. São 5 reatores que operam todos os dias, ficando fora de operação apenas quando estão em esterilização, carga e descarga. Terão o volume útil de 230 m³ sendo o real de 300 m³ com 6,65 m de diâmetro e 8,65 m de altura. Serão 3 impelidores em cada reator que terão o diâmetro de 2,22 metros, com rotação de 41 rpm, também serão feitos de aço inox 304, como os reatores. Serão alimentados com uma vazão de 3,84 m³/s. A operação será controlada eletronicamente, como por exemplo o sistema de controle de temperatura que será feito nas camisas dos reservatórios com o controle de vazão de água ou vapor. Outros poucos pontos serão manualmente controlados, como pH que será mantido em 7 e o momento de descarga.

6.3.6 Centrifuga C-401

Como a solução deve ser separada das células para seu posterior processamento, desse modo, faz uso de uma centrifuga. Utilizando uma centrifuga com 75cv de potência com rotação de 5700rpm operando por 4 horas conforme consta no Apêndice C.2.

6.3.7 Decantador D-401

Será feita a separação da goma xantana da solução de etanol e água, que será feita por um raspador mecânico que retira o polímero da superfície. Apresenta o volume total de 1050m³, conforme Apêndice C.3, que terá uma saída de biopolímero molhado na parte superior e outra saindo inferior da solução que irá para recuperação.

6.3.8 Centrifuga C-402

Recebendo a goma xantana com grandes quantidades de etanol e água, será utilizado uma nova centrifuga para retirar maior parte dessa solução. Fazendo uso de uma centrifuga com 30cv de potência que atinge uma rotação de 5110rpm operando 6,25 horas, segundo Apêndice C.2.

6.3.9 Secador S-402

Obtendo aproximadamente 1400 kg de goma xantana será seca por 60 bandejas a uma temperatura de 70°C durante 24 horas, conforme Apêndice C.4.

6.3.10 Moinho de Bolas MB-401

Para finalizar o processo, será moída a goma xantana com um tamanho médio de 75 μm . Levando 1 hora para completar o processo de moagem conforme é apresentado no Apêndice C.5.

6.4 BALANÇO DE MASSA

O balanço de massa foi feito para uma escala de produção de 9800 kg de goma xantana por semana para atender a demanda do mercado. A indústria irá operar 7 dias por semana 24 horas por dia, produzindo então, 1400 kg por dia de goma xantana. A quantidade total das matérias primas necessárias para uma batelada está disposta na Tabela 5 e os cálculos estão no Apêndice A.1.

Tabela 5: Quantidade total de matéria prima utilizada por ciclo.

MATÉRIA PRIMA	QUANTIDADE POR CICLO (kg)	QUANTIDADE POR ANO (kg)
GLICERINA (GRB)	5125,34	1870748,24
INÓCULO	25626,69	9353741,20
ÚREIA	25,63	9353,74
K ₂ HPO ₄	256,27	93537,41
ÁGUA	225615,36	82349605,24
ar	2081309,1	759.677.785

Fonte: Autores, 2022.

As quantidades mássicas em cada corrente e as frações molares de cada componente estão dispostos na Tabela 6. Quantidades em massa de cada corrente e as frações mássicas de cada componente. Sendo C (corrente), GRB (glicerina residual bruta), U (ureia), GX (goma xantana), F (K₂HPO₄), E (etanol), I (inóculo), BIO (biomassa). A Tabela 7 mostra o Balanço de massa para o sistema de aeração dos reatores.

Tabela 6: Quantidade mássicas em cada corrente.

C	M (Kg)	GRB	U	Água	GX	F	E	I	Ar	CO2+AR	BIO
1	5125,34	1									
2	25,63		1								
3	256,27					1					
4	225615,36			1							
5	231022,59	0,0222	0,00011	0,97659							
6	20,79	0,0222	0,00011	0,97659							
7	2,31							1			
8	2081309,10								1		
9	79,71								1		
10	80,26									1	
11	23,06							1			
12	207,92	0,0222	0,00011	0,97659							
13	797,10								1		
14	802,62									1	
15	2079,22	0,0222	0,00011	0,97659							
16	230,64							1			
17	7971,00								1		
18	8026,23									1	
19	20792,24	0,0222	0,00011	0,97659							
20	2306,43							1			
21	79710,05								1		
22	80262,33									1	
23	207922,41	0,0222	0,00011	0,97659							
24	23064,25							1			
25	1992751,24								1		
26	2006558,15									1	
27	230986,66	0,0117		0,97893	0,00606						0,003
28	230986,66	0,0117		0,97893	0,00606						0,003
29	763,43										1
30	230223,23			0,98218	0,00608						
31	544410000						1				
32	544635223,23			0,00042			0,9996				
33	5000			0,0003	0,28		0,72				
34	1750				0,8		0,2				
35	3250			0,00042			0,9996				
36	1555,6			0,1	0,9						
37	1555,6			0,1	0,9						

Fonte: Autores, 2022.

Tabela 7: Balanço de massa para o sistema de aeração dos reatores.

FERMENTADORES	R-301 a R-305	R-201 a R-202	R-203 a R-204	R-205 a R-206	R-207 a R-208
ENTRADA DE AR (m ³ /s)	3,8440	0,000384	0,00384	0,0384	0,3844
ENTRADA DE AR (kg/s)	4,61285	0,00046	0,0046	0,046	0,4613
ENTRADA DE AR (m ³ /Batelada)	1660626,03	66,4250	664,25	6642,50	66425,04
ENTRADA DE AR (kg/Batelada)	1992751,236	79,71	797,10	7971,0049	79710,0494
ENTRADA DE O ₂ (mol/s)	31,7133	0,00317	0,0317	0,3171	3,1713
SAÍDA DE O ₂ (mol/s)	12,6853	0,001268534	0,012685338	0,126853377	1,2685
SAÍDA DE O ₂ (kg/s)	0,4059	4,05931E-05	0,000406	0,00406	0,0406
SAÍDA DE CO ₂ (kg/s)	0,8372	8,37232E-05	0,000837	0,00837	0,0837
SAÍDA DE N ₂ (kg/s)	3,598	0,00036	0,0036	0,036	0,36
ENTRADA/SAÍDA DE N ₂ (mol/s)	128,5008	0,01285	0,1285	1,285	12,85
SAÍDA DE CO ₂ (mol/s)	19,028	0,00190	0,0190	0,1902	1,9028
SAÍDA DE GASES (mol/s)	160,214	0,01602	0,1602	1,6021	16,0214
SAÍDA DE GASES (kg/s)	4,8412	0,00048	0,00484	0,0484	0,4841
SAÍDA DE GASES (kg/batelada)	2091392,422	83,65	836,55	8365,57	83655,69

Fonte: Autores, 2022.

6.5 PROJETO DE UTILIDADES

6.5.1 Fornecimento de Água

O fornecimento de água será feito por um poço artesiano com profundidade de 50m. Utilizando o modelo Ebara BHSE 665-08 para abastecer o reservatório principal T-102.

Para o reservatório do processo T-102, conforme consta no apêndice A 3.1, será utilizado um reservatório de 1200 m³ alimentando os reatores, a linha de combate

de incêndios e demais reservatórios, sendo produzido em aço vitrificado. O consumo humano será utilizado um reservatório de 5 m³ para suprimento dos banheiros, cozinha e bebedores da fábrica. Sendo o mesmo constituído de material de fibra de vidro.

Para o armazenamento de água fria para os trocadores de calor e para a caldeira deve-se usar um tanque de armazenamento contendo água desmineralizada com capacidade de 2000 m³.

6.5.2 Instalações de Água Fria

As tubulações para resfriamento dos reatores, como apresentado no apêndice C 6.3, são canalizadas do tanque de água desmineralizada, localizada no setor de utilidades, bombeadas até os reatores. Será utilizada uma bomba GS 150-250 com impelidor de 219mm com um motor de 40cv atingindo uma vazão máxima de 590m³/h, suficiente para operar o sistema inteiro. As dimensões da tubulação ficaram conforme segue a Tabela 8.

Tabela 8: Diâmetro da tubulação de água de resfriamento dos reatores.

(Continua)	
Linha	Diâmetro da Tubulação (pol)
1-2	10
2-3	4
2-4	8
4-5	4
4-6	8
6-7	4
6-8	6
8-9	4
8-10	4

8-11	2
11-12	1,5
11-13	1,5
13-14	1,5
14-15	1,5
13-16	1
16-17	1
16-18	1
16-19	1
16-20	1
20-21	1

Fonte: Autores, 2022.

(Conclusão)

6.5.3 Instalações de Vapor Saturado e Condensado

Conforme consta no apêndice C 6.2, as linhas de vapor identificadas com seus diâmetros são apresentadas na Tabela 9. Esse vapor será usado para alimentar os trocadores de calor presente nos cascos dos reatores e para esterilização dos mesmos. A tubulação deve estar identificada com a cor branca, representando vapor aquecido.

Tabela 9: Linhas de vapor com seu comprimento e diâmetro.

(Continua)		
Linha	Comprimento (m)	Diâmetro da Tubulação (pol)
1-2	15,40	8
2-3	4,66	6
2-4	5,09	8
4-5	3,15	6
4-6	2,92	6
4-7	14,35	8
7-8	5,28	6

7-9	3,59	6
7-10	10,86	2,5
10-11	1,22	2
10-12	9,06	2
10-13	7,08	1
13-14	4,88	1
13-15	1,50	1
13-16	4,02	0,5
13-17	3,60	0,5
13-18	4,48	0,5
18-19	2,43	0,5

Fonte: Autores, 2022.

(Conclusão)

Igualmente fez o dimensionamento das ancoragens das redes, isolamento, e o tamanho da junta de dilatação, conforme é visto na Tabela 10.

Tabela 10: Ancoragens, Juntas de Dilatação e Espessura do Isolamento das Linhas de Vapor.

(Continua)				
Linha	Diâmetro da Tubulação (pol)	Número de Ancoragens	Dilatação da Junta (mm)	Espessura do Isolamento (pol)
1-2	8	2	30	1,5
2-3	6	1	25	1,5
2-4	8	1	22	1,5
4-5	6	1	25	1,5
4-6	6	1	25	1,5
4-7	8	2	25	1,5
7-8	6	1	25	1,5
7-9	6	1	25	1,5
7-10	2,5	3	25	1
10-11	2	0	12	1
10-12	2	3	25	1
10-13	1	3	50	1

13-14	1	2	50	1
13-15	1	1	50	1
13-16	0,5	2	50	1
13-17	0,5	2	50	1
13-18	0,5	2	50	1
18-19	0,5	1	50	1

Fonte: Autores, 2022.

(Conclusão)

Como esse vapor será condensado no momento da troca térmica, dimensionou a linha de condensado com retorno para caldeira, conforme consta na Tabela 11 e os cálculos estão presentes no apêndice C6.2. Onde essas linhas estarão identificadas nas cores vermelho e branco, representado vapor saturado.

Tabela 11: Linha de Condensado. (Continua)

Linha	Diâmetro Comercial (pol)
1-2	3,5
2-3	1,5
2-4	3,5
4-5	1,5
4-6	1,5
4-7	2,5
7-8	1,5
7-9	1,5
7-10	1
10-11	0,5
10-12	0,5
10-13	0,5
13-14	0,5
13-15	0,5
13-16	0,5
13-17	0,5

13-18	0,5
18-19	0,5

Fonte: Autores, 2022.

(Conclusão)

Para alimentar essa demanda de vapor, será utilizado duas caldeiras, conforme a necessidade de vapor de cada processo, uma com a capacidade 12000 kg/h de vapor para suprir até duas linhas de fermentadores partindo juntas. Outra caldeira de 30000 kg/h será instalada para suprir a demanda do refeedor da torre de destilação.

6.5.4 Torre de Destilação

Devido a necessidade de precipitar a goma xantana em etanol, utilizara-se um grande volume de etanol. Sendo necessário fazer uma recuperação desse material para não ter desperdício desnecessário e reduzir custos. O processo de destilação será contínuo, chegando apenas uma mistura líquida de água e etanol.

A alimentação de vapor será por caldeira própria, como já citada com 30000kg/h de vapor também será alimentado com água de resfriamento, que será realizado por uma bomba, com alimentação de 20 m³/h.

Para o dimensionamento da torre de destilação foi utilizado o *software* de simulação *UniSim Design R451*, os detalhes estão presentes no Apêndice C.6.1. A torre terá 11 pratos, sua alimentação será no 9º prato e com o refluxo igual 1,4. Alimentada com aproximadamente 38 m³/h e apresentará uma fração de 0,48 mols de etanol. A corrente de saída de topo com uma fração molar de 0,80 e 0,1 na corrente de fundo.

6.5.5 Instalações de Ar Comprimido

Como esse processo fermentativo depende de aeração, faz-se necessário conduzir o ar comprimido até os fermentadores. Conforme consta no apêndice C 6.4,

está presente a linha de ar comprimido, sendo sinalizada na cor azul. Tabela 12 são apresentadas as linhas e seus respectivos diâmetros.

Tabela 12: Dimensionamento da linha de suprimento de ar comprimido.

Linha	Diâmetro (pol)
1-2	30
2-3	12
2-4	28
4-5	12
4-6	26
6-7	12
6-8	22
8-9	12
8-10	12
8-11	10
11-12	6
11-13	8
13-14	6
14-15	6
13-16	4
16-17	2,5
16-18	1
16-19	1
16-20	1
20-21	1

Fonte: Autores, 2022.

6.6 LAYOUT

Para realizar um projeto de arranjo físico foi utilizado o diagrama de relações, que possibilita um desdobramento mais efetivo do processo de elaboração do arranjo físico através do estabelecimento de vínculos entre diferentes áreas e etapas do processo produtivo. No presente projeto, esses vínculos foram classificados de acordo

com a proximidade que cada área ou etapa tem entre si, e para isso utilizou-se os critérios de Muther, os quais definem a prioridade de proximidade, conforme pode ser visualizado no Quadro 3.

Quadro 3: Critérios de Muther (1961) para a definição de prioridade de proximidade.

Símbolo	Proximidade	Valor
A	Absolutamente necessária	4
E	Especialmente necessária	3
I	Importante	2
O	Regular	1
U	Não importante	0
X	Indesejável	-1

Fonte: Muther, 1961.

O diagrama de relações, representado pela Figura 6, estabelece a relação de proximidade entre 13 áreas da planta industrial, as quais correspondem tanto ao processo produtivo quanto a outras áreas gerais presentes na indústria (como refeitório e banheiros).

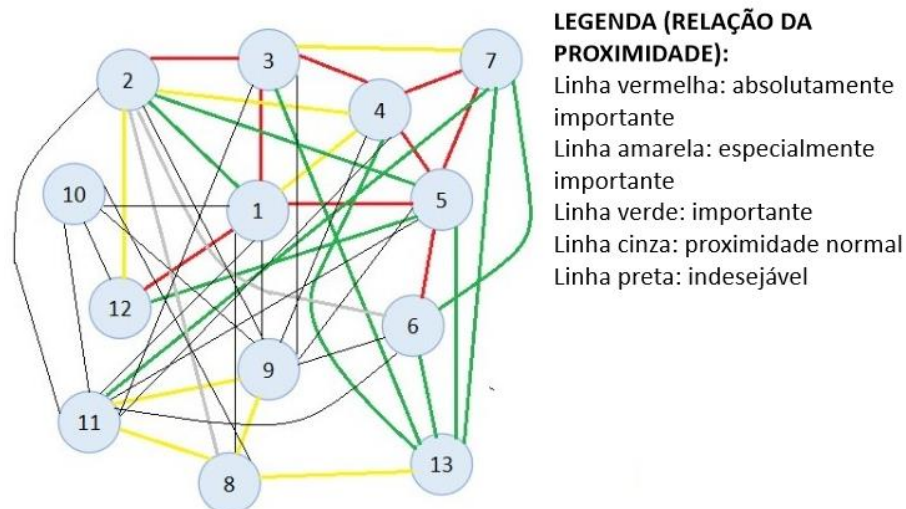
O critério O (regular) foi adotado para áreas que não tem interferência direta entre si, mas apresentam pequena importância de proximidade para melhora do fluxo do processo, como por exemplo os laboratórios e o processo de recuperação de etanol.

O critério U (não importante) foi adotado para áreas que não apresentam nenhuma interferência entre si e cuja proximidade não é importante, como é o caso do almoxarifado com os banheiros e refeitório, por exemplo.

O critério X (Indesejável) foi adotado para áreas que não devem estar próximas entre si, levando em conta principalmente a segurança e saúde dos trabalhadores. Foi utilizado principalmente para o refeitório e banheiros, os quais devem ficar o mais longe possível das áreas onde ocorre o processo produtivo, do tratamento de resíduos, dos tanques de armazenamento e dos laboratórios. Também foi bastante adotado para o tratamento de resíduos, o qual deve ficar preferencialmente em um local mais afastado, devido aos odores fortes que possui.

Levando-se em consideração os critérios de Mutter, assim como o Diagrama de Relações elaborou-se o Diagrama de Arranjo de Atividades, demonstrado na Figura 7, o qual consiste em mostrar as relações entre os setores da empresa, visando-se ligar cada setor com linhas de cores diferentes, que demonstram o nível de importância na proximidade entre cada um destes setores. Neste caso, como são muitos setores, a fim de facilitar a visualização das linhas do Diagrama de Arranjo de Atividades e evitar a poluição visual, optou-se por não incluir o critério U (não importante).

Figura 7: Diagrama de Arranjo de Atividades



Fonte: Autores, 2022.

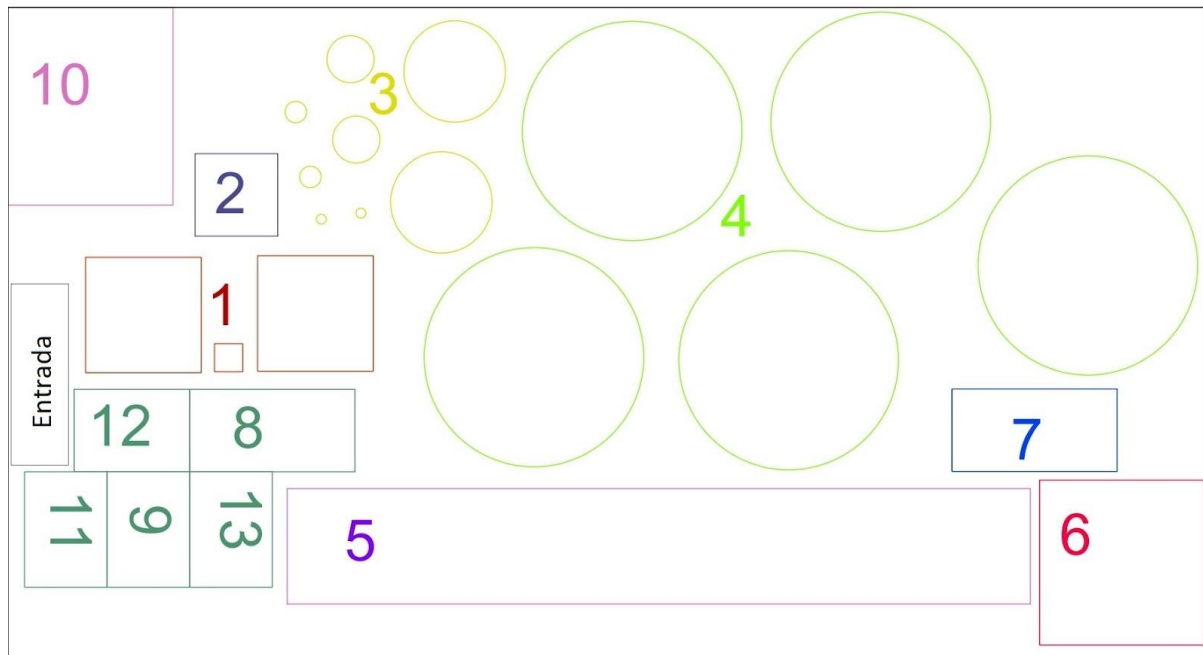
O diagrama de arranjo de atividades e as áreas correspondentes a cada local da planta industrial estão presentes no Quadro 4.

Quadro 4: Área em m² em cada local da planta industrial.

Local	Área (m ²)
Tanques de armazenamento	50
Laboratórios	25
Reatores inóculo	40
Reatores principais	250
Processo purificação	315
Recuperação etanol	100
Manutenção	50
Escritórios	50
Refeitório	50
Tratamento de Resíduos	120
Banheiros	50
Expedição	50
Almoxarifado	50

Fonte: Autores, 2022.

Considerando o processo linear para obtenção da Goma Xantana e o diagrama de arranjo de atividades, ficamos com o *layout* da Figura 8.

Figura 8: *Layout* da fábrica

N°	Local
1	Tanques de Armazenamento
2	Laboratórios
3	Reatores de Inóculo
4	Reatores Principais
5	Processo de Purificação
6	Recuperação Etanol
7	Manutenção
8	Escritório
9	Refeitório
10	Tratamento de Resíduos
11	Banheiros
12	Expedição
13	Almoxarifado

Fonte: Autores, 2022.

7 CONTROLE DE PROCESSOS

7.1 REATORES PRINCIPAIS

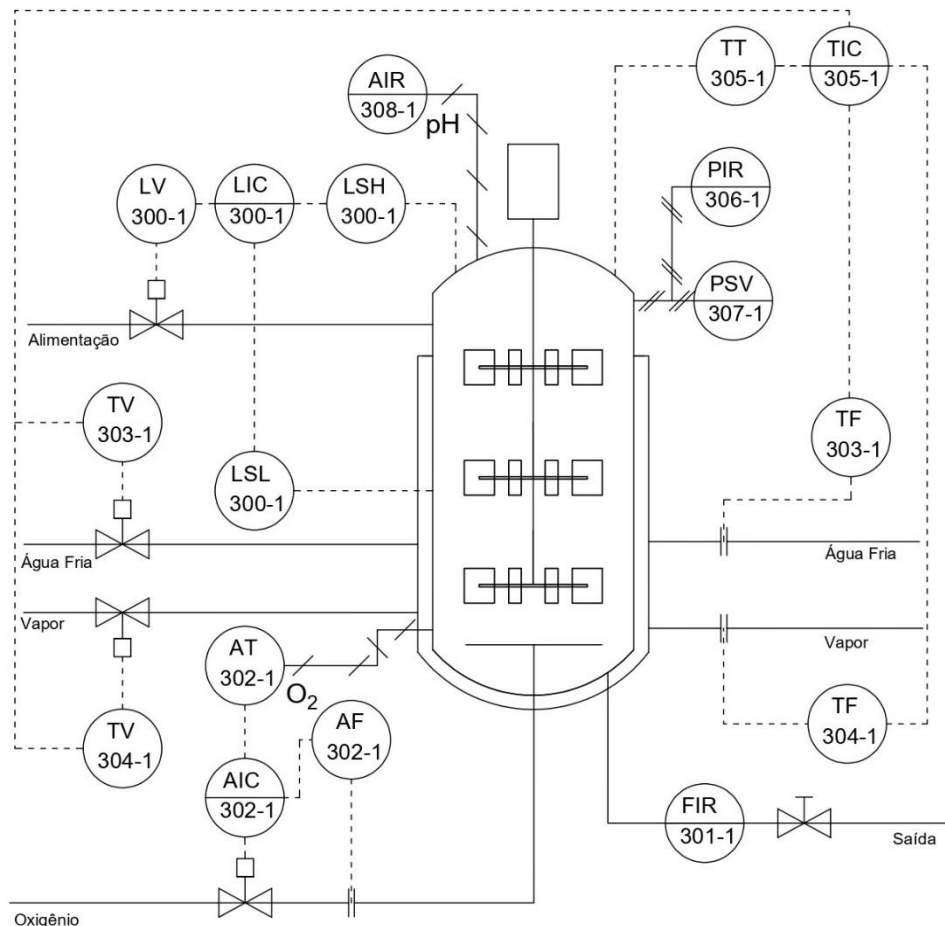
O controle e instrumentação do processo serão realizados nos tanques de fermentação, visto que podem ser consideradas como um grande fermentador convencional e serem cruciais para a obtenção dos produtos desejados. Em virtude do processo fermentativo, as salas são ambientes cuja limpeza do ar e outros parâmetros (temperatura, umidade e pressão) devem ser controlados e monitorados. Dessa forma garante-se a execução de um processo com maior higiene e esterilidade possível, o que favorece o crescimento dos microrganismos e produção do produto de interesse. De acordo com a ISO 14644-1:2004, a qual dispõe das classificações e limpeza do ar, o fluxo de ar nas salas deve ser unidirecional, ou seja, é controlado transversalmente com velocidade constante e fluxo relativamente paralelo (ABNT, 2004).

O controle e instrumentação do processo de fermentação será realizado no reator principal para garantir uma otimização ou até mesmo evitar as perdas de uma dorna inteira. Serão mantidas as condições de operação para diferentes bateladas e utilizado o sistema de controle de processo P&ID.

As variáveis acompanhadas no processo são a temperatura, pH, oximetria, pressão e nível. A temperatura dentro do reator será a controlada com acionamento de válvulas solenoides que farão o controle de vazão de vapor e água fria para aumentar ou diminuir respectivamente a temperatura do reator. O pH será controlado manualmente, sendo apenas acompanhado no painel a indicação e seu registro. O oxigênio será acompanhado pelo controlador que da mesma forma fará o controle de fluxo de ar por válvula solenoide. A pressão no sistema será acompanhada no painel pelo operador e terá sistemas de alerta para o aumento da pressão. No reator terá controle de nível por dois sensores, sendo um para nível alto e outro do nível baixo. A alimentação será utilizada um controlador para atingir o nível ideal, enquanto para a drenagem será feito manualmente.

Para o controle do nível do reator será acompanhado por dois sensores de nível (alta e baixa) para mandar o sinal a controladora que fará o controle do nível ideal na alimentação. A saída do fermentado será feita o controle manualmente apenas tendo a indicação da vazão e seu registro. As informações descritas podem ser acompanhadas na Figura 9.

Figura 9: Diagrama de Blocos PID do Processo de Produção da Goma Xantana.



Fonte: AUTORES, 2022.

As TAGs seguem conforme ANSI/ISA S5.1 e NBR 8190, conforme segue Quadro 5, indicando que os 3 primeiros algarismos representam a função do instrumento, os 3 primeiros números representam a malha do processo e o 4º número representa a qual reator pertence o equipamento.

Quadro 5: Significado dos 3 primeiros Algarismos da TAG.

Letra	Primeira Letra		Letras Sucessoras		
	Variável Medida	Modificadora	Leitura de Saída ou função passiva	Função Final	Modifi- cadora
A	Análise				
C				Controle	
F	Vazão				
H					Alto
I			Indicador		
L	Nível				Baixo
P	Pressão				
R			Registrador		
S	Velocidade ou Frequência	Segurança			
T	Temperatura			Transmissor	
V				Válvula	

Fonte: NBR 8190 (ADAPTADA), 2022.

Como cada número de malha representa uma variável que é acompanhada e controlada no processo.

- A malha 300 representa a vazão de alimentação e o controle de nível.
- A malha 301 é linha da vazão de saída do fermentado
- A malha 302 é o controle de alimentação de oxigênio
- A malha 303 é a alimentação de água fria para resfriamento
- A malha 304 é a alimentação de vapor para o aquecimento
- A malha 305 faz o controle de temperatura no reator, operando a malha 303 e 304
- A malha 306 é da linha de pressão
- A malha 307 é da linha de segurança de pressão
- A malha 308 é a indicadora do pH

8 ANÁLISE ECONÔMICA

Será feito um levantamento dos custos de investimentos, encargos trabalhista e custo de operação para obter o levantamento de lucro do empreendimento.

8.1 INVESTIMENTOS

Aqui serão considerados os gastos com terreno, galpão industrial, construção das áreas administrativas e aquisição de máquina e equipamentos.

8.1.1 Terreno

Sendo necessário um terreno com pelo menos 3000m², sendo a média do metro quadrado comercial na região de Rondonópolis-MT utilizando sites de venda na internet foi de R\$ 183,33/m². Resultando num terreno no valor total de R\$ 549.990,00.

8.1.2 Infraestrutura Civil

Para cálculo da construção do galpão industrial, áreas comuns e prédios administrativos, foi considerado o valor do Custo Unitário Básico (CUB/m²) do estado do Mato Grosso fornecido pela CBIC – Câmara Brasileiro da Industria da Construção. Selecionou-se as classificações para cada setor da empresa, entre as classificações que se enquadram são GI, galpão industrial e CSL-8, edifício comercial de lojas e salas com 8 pavimentos. Com os valores respectivos para o m² de R\$1219,19 e R\$2282,35, valores médios para o mês de abril de 2022 em mato grosso levando em consideração a mão de obra. O custo total da obra está previsto segundo o Tabela 13.

Tabela 13: Custos da Infraestrutura Civil

Setor	Classificação	Area (m ²)	Valor (R\$/m ²)	Valor Total (R\$)
Tanques de Armazenamento	GI	122	R\$ 1.219,19	R\$ 148.741,18
Laboratórios	CSL-8	25	R\$ 2.282,35	R\$ 57.058,75
Reatores de Inóculos	GI	240	R\$ 1.219,19	R\$ 292.605,60
Reatores Principais	GI	1215	R\$ 1.219,19	R\$ 1.481.315,85
Processo de Purificação	GI	450	R\$ 1.219,19	R\$ 548.635,50
Recuperação Etanol	GI	100	R\$ 1.219,19	R\$ 121.919,00
Manutenção	GI	50	R\$ 1.219,19	R\$ 60.959,50
Escritório	CSL-8	35	R\$ 2.282,35	R\$ 79.882,25
Refeitório	CSL-8	50	R\$ 2.282,35	R\$ 114.117,50
Tratamento de Resíduos	GI	120	R\$ 1.219,19	R\$ 146.302,80
Banheiros	CSL-8	35	R\$ 2.282,35	R\$ 79.882,25
Expedição	GI	35	R\$ 1.219,19	R\$ 42.671,65
Almoxarifado	GI	35	R\$ 1.219,19	R\$ 42.671,65
Total		2512		R\$ 3.216.763,48

Fonte: Autores, 2022.

8.1.3 Equipamentos Principais

Obteve-se o custo da aquisição dos principais equipamentos do processo industrial. Com esses valores, será possível aproximar demais custos industriais. Os valores obtidos são referentes às cotações e orçamentos, ou em catálogos e sites online ou então por aproximação de valores com equipamentos com capacidade similares.

Determinou-se o valor da instalação dos equipamentos utilizando a Equação 1 e seus principais insumos necessários para deixar os equipamentos prontos para operação. Os valores são demonstrados na Tabela 14.

$$\text{Custo total} = (ft+fc+fi+fe+fs+fp+fm) \cdot ci \cdot CE \quad (1)$$

Sendo:

ft o fator da correção do custo da tubulação para o equipamento;

Fc é o fator de correção do custo do uso de concreto;

Fi é o fator de correção do custo de instrumentos de medição e aferição;
Fe é o fator de correção associado a energia elétrica para instalação;
Fs é o fator de correção para uso de isolamentos, elétrico, acústico, térmicos;
Fp é o fator de correção para realizar a pintura do equipamento;
Fm é o fator de correção da mão de obra utilizada;
Ci é o multiplicador para corrigir algum item que faltou nos demais fatores de correção;
Ce é o custo de aquisição do equipamento.

Com os levantamentos de custo de aquisição de cada equipamento e quantidade temos o custo principal do processo.

Tabela 14: Custos Totais da Implementação dos Equipamentos Principais

(Continua)

Código	Tipo de Equipamento	Valor Unitário	Unidade	ft	fc	fi	fe	fs	fp	fm	ci	Valor Final
T-101	Tanque de Armazenamento de Glicerina Residual	R\$ 900,000.00	1	42	8	7	6	6	1	65	1.34	R\$ 2,830,482.00
T-102	Tanque de Armazenamento de Água	R\$ 800,000.00	1	42	8	*	6	*	*	*	1.2	R\$ 1,497,600.00
T-103	Tanque de Armazenamento do Substrato	R\$ 1,440,000.00	1	42	8	7	6	6	1	65	1.34	R\$ 4,528,771.20
CC-201 a CC-202	Compressor Centrifugo de Ar	R\$ 627,606.36	2	16	5	12	7	2	1	32	1.32	R\$ 1,254,120.72
P-201	Bomba Alimentação Substrato aos Reatores de 30L	R\$ 630.53	2	32	5	3	32	3	1	65	1.3	R\$ 3,950.90
R-201 a R-202	Reatores de Inoculo de 30L	R\$ 8,899.00	2	42	8	12	6	6	1	65	1.34	R\$ 57,166.82
P-202	Bomba Alimentação de Inoculo aos Reatores de 300L	R\$ 630.53	2	32	5	3	32	3	1	65	1.3	R\$ 3,950.90
P-203	Bomba Alimentação Substrato aos Reatores de 300L	R\$ 796.55	2	32	5	3	32	3	1	65	1.3	R\$ 4,991.18
R-203 a R-204	Reatores de Inoculo de 300L	R\$ 24,980.00	2	42	8	12	6	6	1	65	1.34	R\$ 160,470.52
P-204	Bomba Alimentação de Inoculo aos Reatores de 3m ³	R\$ 796.55	2	32	5	3	32	3	1	65	1.3	R\$ 4,991.18
P-205	Bomba Alimentação Substrato aos Reatores de 3m ³	R\$ 1,642.55	2	32	5	3	32	3	1	65	1.3	R\$ 10,292.22
R-205 a R-206	Reatores de Inoculo de 3m ³	R\$ 46,674.00	2	42	8	12	6	6	1	65	1.34	R\$ 299,831.91
P-206	Bomba Alimentação de Inoculo aos Reatores de 30m ³	R\$ 1,642.55	2	32	5	3	32	3	1	65	1.3	R\$ 10,292.22
P-207	Bomba Alimentação Substrato aos Reatores de 30m ³	R\$ 10,918.18	2	32	5	3	32	3	1	65	1.3	R\$ 68,413.32

													(Conclusão)	
R-207 a R-208	Reatores de Inoculo de 30m ³	R\$	360,000.00	2	42	8	12	6	6	1	65	1.34	R\$	2,312,625.60
P-208	Bomba Alimentação de Inoculo aos Reatores de 300m ³	R\$	10,918.18	2	32	5	3	32	3	1	65	1.3	R\$	68,413.32
P-209	Bomba Alimentação Substrato ao Reatores de 300m ³	R\$	24,675.80	2	32	5	3	32	3	1	65	1.3	R\$	154,618.56
R-301 a R-305	Reatores de Inoculo de 300m ³	R\$	3,600,000.00	5	42	8	12	6	6	1	65	1.34	R\$	57,815,640.00
P-401	Bomba de Alimentação da Recuperação da Goma Xantana	R\$	24,675.80	2	32	5	3	32	3	1	65	1.3	R\$	154,618.56
C-401	Centrifuga de Separação de Células	R\$	495,000.00	1	32	5	3	32	3	1	65	1.3	R\$	1,550,835.00
P-402	Bomba de Alimentação Goma Xantana Não Precipitada	R\$	24,675.80	2	32	5	3	32	3	1	65	1.3	R\$	77,309.28
D-401	Separador de Goma Xantana e Resíduo de Substrato	R\$	1,600,000.00	1	42	8	7	6	6	1	65	1.34	R\$	5,031,968.00
C-402	Centrifuga de Goma Xantana e Resíduo de Substrato	R\$	528,000.00	1	32	5	3	32	3	1	65	1.3	R\$	1,654,224.00
S-401	Secadora de Goma Xantana	R\$	1,600,000.00	1	17	9	5	3	4	-	30	1.36	R\$	3,640,448.00
MB-401	Moinho de Bolas	R\$	26,150.00	1	-	5	1	7	2	1	32	1.32	R\$	50,672.42
Utilidades	Reservatório de Água Desmineralizada, 2000m ³	R\$	1,200,000.00	1	42	8	*	6	*	*	*	1.2	R\$	2,246,400.00
	Caldeira 12000 kg/h	R\$	950,000.00	1	18	8	4	2	2		32	1.32	R\$	2,077,878.00
	Cadeira 30000 kg/h	R\$	1,646,300.00	1	18	8	4	2	2		32	1.32	R\$	3,600,853.21
Total		R\$	15,955,066.38	52									R\$	92,798,172.80

Fonte: Autores, 2022.

8.1.4 Custos Indiretos

São levados em conta os custos de funcionamento e operação do setor de utilidades, fundações das edificações, construção e operação da estação de tratamento de efluentes, custo da energia elétrica, tratamento de água para caldeira e resfriamento, distribuição de ar. Segundo Erwim, em Projetos Químicos Industriais (2002), pode-se considerar 20% do valor dos custos unitários dos equipamentos principais do processo. O valor corresponde à R\$ 18.617.425,81.

8.1.5 Custos Especiais

São gastos relacionados com peças de reposição, inspeção em equipamentos e montagens, gerenciamento de projeto, produtos químicos, mobílias de escritórios e equipamentos para laboratório. É levado em consideração 4% dos gastos com os equipamentos principais mais os custos indiretos (ERWIM, 2002). Sendo o valor total de R\$ 4.468.182,19.

8.1.6 Custos de Contingências

São custos não esperados para suprir erros de estimativas de valores com equipamentos ou equipamentos que não foram contabilizados no momento do levantamento de gastos. Equivalente a 15% dos gastos dos equipamentos principais e dos gastos indiretos. Contabilizando um valor de R\$ 16.755.683,30.

8.2 CUSTOS FIXOS

São os custos que independem do volume de operação da planta e incluem os custos empregatícios, manutenção, seguros, pagamento de juros, entre outros.

8.2.1 Salários

Os salários foram estipulados a partir do piso salarial nacional para cada profissão presente na tabela do site salario.com.br, exceto para o responsável técnico, para esse foi estipulado 6 salários mínimos nacional.

Para o trabalhador do expediente noturno, o adicional noturno equivale a 20% do salário base. A contribuição patronal para o Instituto Nacional do Seguro Social (INSS) foi calculada como 20% do salário e a contribuição para o Fundo de Garantia do Tempo de Serviço (FGTS) foi calculado como 8% do salário. Durante o mês de férias os salários terão um acréscimo de 1/3 do salário base e o 13º foi calculado considerando que os funcionários exerceram sua função por 12 meses, ou seja, o 13º é igual ao salário base. calculou-se a contribuição do INSS e FGTS incidentes sobre o 13º salário e o adicional de férias, na mesma porcentagem da incidência sobre o salário. Na Tabela 15, mostra-se os cargos, a quantidade de trabalhadores, salários, benefícios pagos ao empregado e encargos, bem como o custo final, para os 12 meses de operação.

Tabela 15: Custos com funcionários durante a operação de 12 meses, (R\$).

Cargo	Quantidade	Salário	Adc. Noturno	13º e Férias	INSS e FGTS	Custo total
Caldeireiro	1	1.803,44	-	2.404,58	1.178,24	38.184,84
Embalador	2	1.407,44	-	1.876,58	919,52	29.800,20
Limpeza	2	1.329,04	-	1.772,05	868,30	28.140,21
Laboratorista	2	2.215,65	-	2.954,20	1.447,55	46.912,70
Operário diurno	4	1.418,83	-	1.891,77	926,96	30.041,36
Operário noturno	2	1.418,83	283,76	1.891,77	926,96	30.041,36
Porteiro	2	1.484,96	-	1.979,95	970,17	31.441,55
Resp.Técnico	1	7.272,00	-	9.696,00	4.751,04	153.972,5
Administração	1	4.045,68	-	5.394,24	2.643,17	85.660,53
Total	23	-	-	-	-	474.195,20

Fonte: Autores, 2022.

Ao valor total do gasto com funcionários, adicionou-se 20% para aumentos salariais e concessão de benefícios como plano de saúde e auxílio alimentação. Com isso, o valor final calculado foi de R\$ 569.034,24 anuais.

8.2.2 Financiamento

Para a implementação do empreendimento, será realizado um financiamento direto com o BNDES, considerando todo o valor do investimento de R\$ 140.000.000,00. Para o fator custo foi considerada a TLP, Equação 2. Sendo o valor do IPCA 7,96% a.a. A taxa do BNDES é 6,08% a.a. A partir da Equação 3 obteve-se a taxa de juros de 19,81%.

$$TPL = IPCA + 4,99 \% a. a \quad (2)$$

$$Taxa \ de \ Juros = (Fator \ custo * Fator \ taxa \ do \ BNDES) - 1 \quad (3)$$

Resolvendo a equação 3:

$$Taxa \ de \ Juros = (1,1295 * 1,0608) - 1 = 19,81\%$$

Após o cálculo dos juros foi possível estimar as parcelas anuais durante o período de 10 anos já que o BNDES conta com uma linha de crédito para médias empresas, em que até 100% do investimento pode ser financiado, neste prazo. O sistema de amortização mais empregado pelo Banco é o Sistema de Amortização Constante (SAC). O cálculo do financiamento está presente na Tabela 16.

Tabela 16: Cálculo do financiamento, (R\$).

Parcela	Saldo a amortizar	Juros	Amortização	Prestação
0	R\$ 140.000.000,00	-	-	-
1	R\$ 126.000.000,00	R\$ 27.744.304,00	R\$ 14.000.000,00	R\$ 41.744.304,00
2	R\$ 112.000.000,00	R\$ 24.969.873,60	R\$ 14.000.000,00	R\$ 38.969.873,60
3	R\$ 98.000.000,00	R\$ 22.195.443,20	R\$ 14.000.000,00	R\$ 36.195.443,20
4	R\$ 84.000.000,00	R\$ 19.421.012,80	R\$ 14.000.000,00	R\$ 33.421.012,80
5	R\$ 70.000.000,00	R\$ 16.646.582,40	R\$ 14.000.000,00	R\$ 30.646.582,40
6	R\$ 56.000.000,00	R\$ 13.872.152,00	R\$ 14.000.000,00	R\$ 27.872.152,00
7	R\$ 42.000.000,00	R\$ 11.097.721,60	R\$ 14.000.000,00	R\$ 25.097.721,60
8	R\$ 28.000.000,00	R\$ 8.323.291,20	R\$ 14.000.000,00	R\$ 22.323.291,20
9	R\$ 14.000.000,00	R\$ 5.548.860,80	R\$ 14.000.000,00	R\$ 19.548.860,80
10	R\$ -	R\$ 2.774.430,40	R\$ 14.000.000,00	R\$ 16.774.430,40

Fonte: Autores, 2022.

8.2.3 Manutenção

É levando em consideração a manutenção dos equipamentos da planta e de sua infraestrutura civil. Levando em consideração peças, mão de obra específica e materiais. Sendo contabilizado 2% por ano dos equipamentos principais, resultando em R\$ 1.861.742,58.

8.2.4 Seguro

Considerando a contratação de seguro para cobrir danos contra roubo, incêndio, transporte, acidentes e avaria em máquinas e equipamentos. Contabilizando um custo de 1,5% dos equipamentos principais, resultando em R\$ 1.396.306,94.

8.2.5 Venda e Marketing

São considerados gastos com viagens a visita a clientes, propagandas, sites, redes sociais. Sendo levado em consideração um valor fixo R\$ 150.000,00.

8.3 IMPOSTOS

Foram considerados os principais impostos que devem ser pagos em relação ao rendimento anual. Sendo os principais é contribuição social sobre o lucro (CSLL), imposto circulação de mercadorias e serviços (ICMS), imposto de renda de pessoa jurídica (IRPJ) e imposto sobre serviços (ISS). São equivalentes a 12, 17, 15 e 2% sobre o rendimento anual, respectivamente.

8.4 RECEITAS

Levando em consideração o preço dos insumos do item 3.5 Viabilidade Econômica, obtém um custo básico de 16,56 reais por quilograma de goma xantana produzida. Estimando um gasto médio de R\$1,50 de insumos para cada quilo grama de goma xantana produzida. Considerando os valores para a comercialização do produto, citados no item 8.3 Impostos, que no total equivalem 46% no produto comercializado (CC). Desse modo, usando a Equação 4, determinou o preço de venda (PV) da goma xantana.

$$PV = \frac{CP}{1 - \frac{CC}{100}} \quad (4)$$

Resultando em um valor de R\$32,25 por quilograma de goma xantana produzida. O preço da venda para o mercado está entorno de 42 reais abaixo da opção mais barata no mercado. O valor mais barato foi de R\$74,25, mas a faixa de preço mais encontrada foi entre 100 a 120 reais.

8.5 AVALIAÇÃO ECONÔMICA

Levantando todos os custos fixos que não dependem da quantidade produzida de goma xantana, obtém a Tabela 17. Considerando apenas os custos dentro de 1 ano.

Tabela 17: Custo fixos durante 1 ano.

Tipo do Custo	Valor
Manutenção	R\$ 1.861.742,58
Seguro	R\$ 1.396.306,94
Marketing	R\$ 150.000,00
Salários	R\$ 569.034,24
Total	R\$ 3.977.083,76

Fonte: Autores, 2022.

Dividindo o valor total pela máxima produção, obtém um valor de R\$ 7,78 no acréscimo da venda da goma xantana. Para o financiamento, que apresenta um montante final de R\$292.593.672,00 durante seus 10 anos. Considerou uma parcela média anual de R\$29.259.367,20, resultando num acréscimo no preço de comercialização R\$57,26. Gerando um valor de comercialização de R\$98,48. Então, considerando um acréscimo de 25% no valor total da comercialização da goma xantana obtém o valor final de R\$122,91. A Tabela 18 demonstra a perspectiva financeira ao longo do ano da empresa. Fazendo a consideração de custo simples, ou seja, depreciação dos equipamentos. Enquanto a Tabela 19 apresenta os valores acumulados do lucro durante os 11 anos.

Tabela 18: Lucro Anual durante 10 anos.

Ano	Financiamento	Lucro Bruto	Imposto	Custo Fixos	Lucro Anual
1	R\$ 41.744.304,00	R\$ 62.807.010,00	R\$ 17.087.840,00	R\$ 3.977.083,76	-R\$ 2.217,76
2	R\$ 38.969.873,60	R\$ 62.807.010,00	R\$ 17.087.840,00	R\$ 3.977.083,76	R\$ 2.772.212,64
3	R\$ 36.195.443,20	R\$ 62.807.010,00	R\$ 17.087.840,00	R\$ 3.977.083,76	R\$ 5.546.643,04
4	R\$ 33.421.012,80	R\$ 62.807.010,00	R\$ 17.087.840,00	R\$ 3.977.083,76	R\$ 8.321.073,44
5	R\$ 30.646.582,40	R\$ 62.807.010,00	R\$ 17.087.840,00	R\$ 3.977.083,76	R\$ 11.095.503,84
6	R\$ 27.872.152,00	R\$ 62.807.010,00	R\$ 17.087.840,00	R\$ 3.977.083,76	R\$ 13.869.934,24
7	R\$ 25.097.721,60	R\$ 62.807.010,00	R\$ 17.087.840,00	R\$ 3.977.083,76	R\$ 16.644.364,64
8	R\$ 22.323.291,20	R\$ 62.807.010,00	R\$ 17.087.840,00	R\$ 3.977.083,76	R\$ 19.418.795,04
9	R\$ 19.548.860,80	R\$ 62.807.010,00	R\$ 17.087.840,00	R\$ 3.977.083,76	R\$ 22.193.225,44
10	R\$ 16.774.430,40	R\$ 62.807.010,00	R\$ 17.087.840,00	R\$ 3.977.083,76	R\$ 24.967.655,84

Fonte: Autores, 2022.

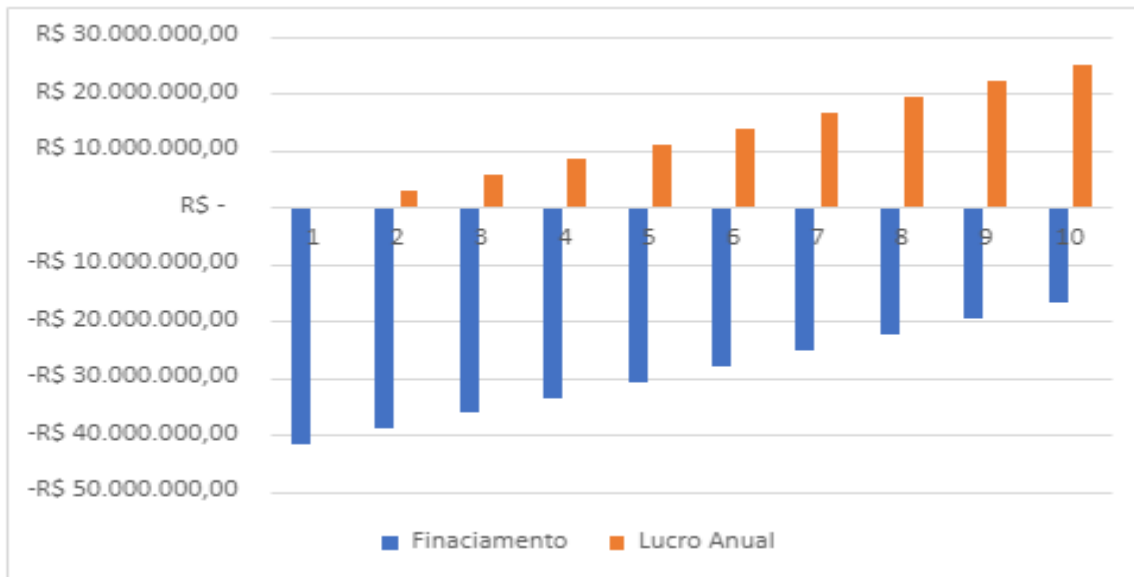
Tabela 19: Lucro acumulado durante 11 anos.

Ano	Financiado	Outros custos	Lucro Bruto	Acumulado
1	-R\$ 292.593.672,00	-	-	-R\$ 292.593.672,00
2	-R\$ 250.849.368,00	-R\$ 21.064.923,76	R\$ 62.807.010,00	-R\$ 209.107.281,76
3	-R\$ 211.879.494,40	-R\$ 42.129.847,52	R\$ 125.614.020,00	-R\$ 128.395.321,92
4	-R\$ 175.684.051,20	-R\$ 63.194.771,28	R\$ 188.421.030,00	-R\$ 50.457.792,48
5	-R\$ 142.263.038,40	-R\$ 84.259.695,04	R\$ 251.228.040,00	R\$ 24.705.306,56
6	-R\$ 111.616.456,00	-R\$ 105.324.618,80	R\$ 314.035.050,00	R\$ 97.093.975,20
7	-R\$ 83.744.304,00	-R\$ 126.389.542,56	R\$ 376.842.060,00	R\$ 166.708.213,44
8	-R\$ 58.646.582,40	-R\$ 147.454.466,32	R\$ 439.649.070,00	R\$ 233.548.021,28
9	-R\$ 36.323.291,20	-R\$ 168.519.390,08	R\$ 502.456.080,00	R\$ 297.613.398,72
10	-R\$ 16.774.430,40	-R\$ 189.584.313,84	R\$ 565.263.090,00	R\$ 358.904.345,76
11	R\$ 0,00	-R\$ 210.649.237,60	R\$ 628.070.100,00	R\$ 417.420.862,40

Fonte: Autores, 2022.

No Gráfico 3 é mostrado que começa ter um retorno a partir do 2 ano de produção, também é mostrado as mensalidades do financiamento dentro do período de 10 anos.

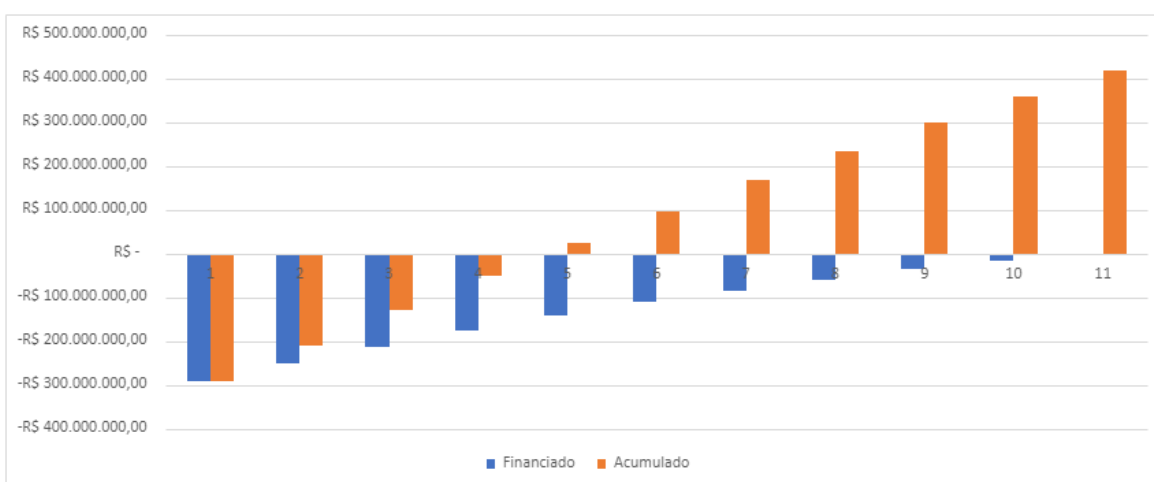
Gráfico 3: Lucro anual durante 10 anos.



Fonte: Autores, 2022.

É possível ver que o lucro começa no quarto ano, como é demonstrado no Gráfico 4.

Gráfico 4: Lucro acumulado em 10 anos.



Fonte: Autores, 2022.

8.5.1 Análise econômica

Considerando a taxa mínima de atrativa (TMA) que é o mínimo que se deseja receber de um investimento. Considerando a taxa sistema especial de liquidação de custódia (Selic) no período de julho de 2022, apresentou o valor de 13,25% a.a. Para comparar com o investimento na empresa, utiliza-se o cálculo do valor presente líquido (VPL). Esse cálculo avaliará se o empreendimento terá um retorno vantajoso utilizando o TMA. Obtendo um valor positivo a empresa dará retorno do investimento, se der negativo não é viável. Utilizando o cálculo da taxa interna de retorno (TIR) para determinar quando o VPL será 0. Caso o valor do TIR obtido seja menor que a TMA, o projeto deixa de ser atrativo enquanto seja maior que a TMA será atrativo o investimento. Os valores obtidos da TMA, VPL e TIR utilizando o *software Excel* é demonstrando na Tabela 20.

Tabela 20: Valores de TMA, VPL e TIR.

TMA	13,25%
VPL	-R\$ 40.100.023,36
TIR	2,15%

Fonte: Autores, 2022.

A análise econômica mostra que o projeto não seria rentável, pois, o valor presente líquido não é positivo e a taxa interna de retorno não superou a taxa mínima de atratividade. Foi considerado o período de 10 anos conforme foi demonstrando na Tabela 18.

9 CONCLUSÃO

A proposta de desenvolver e dimensionar um processo industrial para a produção de goma xantana por processo fermentativo usando como fonte de carbono alternativa a glicerina residual do processo de fabricação do biodiesel para proporcionar um produto mais sustentável, juntamente, com a cepa da *Xanthomonas campestris mangiferaeindicae*. O projeto foi dimensionado para atingir uma produção de 1400kg de goma xantana/dia, sendo a empresa localizada em Rondonópolis-MT.

O estudo da viabilidade econômica do projeto mostrou um produto com custo alto não sendo competitivo no mercado. O empreendimento apresenta alto custo de operação devido ao valor do financiamento e aos juros elevados. A análise técnica demonstrou retorno financeiro a partir do segundo ano, no entanto o empreendimento não trará um rendimento satisfatório, apresentando baixa rentabilidade se comparado com a taxa Selic..

Novos estudos de viabilidade econômica do projeto poderiam ser realizados visando enxugar gastos de produção e equipamentos para diminuir o valor do financiamento. Uma alternativa seria substituir o sistema de reatores em batelada por um sistema de batelada alimentado, diminuindo-se o número de tanques fermentadores no processo e por consequência seus insumos de matéria prima e utilidades.

10 REFERÊNCIAS

ALIBABA, **Secador de bandejas descontínuas**. Disponível em: <https://portuguese.alibaba.com/p-detail/90-1600317252959.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_image.3bfe4246Ncrvrc&s=p>. Acesso em: 25 abril 2022.

ALIBABA, **Moinho de bolas**. Disponível em: <<https://portuguese.alibaba.com/product-detail/200-mesh-Ball-Mill-for-Crusher-62223302861.html>>. Acesso em: 25 abril 2022.

ASSIS, D. J. **Influência da Aeração e Agitação nas Propriedades de Gomas Xantanas Produzidas por *Xanthomonas Campestris Mangiferaeindicae* 2013 com Glicerina Residual do Biodiesel: Otimização e Cinética do Bioprocesso**. 2013, Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Curso de Engenharia Química - UFBA. Salvador, 2013.

ATLAS COPCP, Product Catalog: Compressed air filters. 2022. Disponível em <<https://www.atlascopco.com/content/dam/atlas-copco/compressor-technique/industrial-air/documents/brochures/Compressed%20air%20filters%20leaflet.pdf>> Acesso em: 10 julho 2022.

Berwanger, A. L. S. *et al.* **Produção de biopolímero sintetizado por *Sphingomonas capsulata* a partir de meios industriais**. SciELO Brasil – Scientific Electronic Library Online – v.31, n.1, Lavras, p 177-183, 2007.

BRANDÃO, L. V. **Goma Xantana Obtida por Fermentação da Glicerina Bruta Residual do Biodiesel: Produção, Caracterização e Aplicação para Fluido de Perfuração de Poços de Petróleo**. 2012, Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Curso de Engenharia Química - UFBA. Salvador, 2012.

CLICK MACAÉ. **Lista das Maiores Empresas de Petróleo e Gás Offshore, que atuam no Brasil**. 2017. Disponível em <<https://clickmacae.com.br/noticias/14049/lista-das-maiores-empresas-de-petroleo-e-gas-offshore-que-atuam-no-brasil>> Acesso: em 26 jun. 2021.

COSTA, S. N. O., PINHO, A. S., SANTOS, E. D. A. **Caracterização Física, Química e Biológica da Goma Xantana Comercial**. Revista de Engenharia da Faculdade Salesiana – n.10 Macaé/RJ, p. 25-35, 2019.

ERWIM, D. **Projeto de Processos Químicos Industriais**. 2 ed. Porto Alegre: Bookman, 2016. 411 p.

FARIA, S. **Otimização da Produção e Caracterização de Goma Xantana Empregando Caldo de Cana.** 2009, Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Curso de Engenharia Química – UFU, Uberlândia, 2009.

FERREIRA, V. M. **Avaliação de Métodos de Recuperação Melhorada de Petróleo para Campos Marítimos no Brasil: O Caso da Bacia de Campos.** 2016, Dissertação (Mestrado em Planejamento Energético) – Curso de Engenharia – UFRJ, Rio de Janeiro, 2016.

ISTOÉ DINHEIRO. **ANP: Brasil atinge maior produção de biodiesel na série histórica da agência.** 2020. Disponível em <<https://www.istoedinheiro.com.br/anp-brasil-atinge-maior-producao-de-biodiesel-na-serie-historica-da-agencia/>> Acesso: em 07 jun. 2021.

MARKETS AND MARKETS. **Xanthan Gum Market by Application (Food & Beverages, Oil & Gas, Pharmaceuticals), Function (Thickeners, Stabilizers, Gelling Agents, Fat Replacers, Coating Materials), Form (Dry, Liquid), and Region - Global Forecast to 2022.** 2017. Disponível em <<https://www.marketsandmarkets.com/Market-Reports/xanthan-gum-market-171291392.html>> Acesso: em 03 jun. 2021.

PEREIRA L. E., FERRAZ T. A. Bioprocessos para a produção de goma xantana utilizando resíduos agroindustriais como matérias primas. **Revista da Universidade Vale do Rio Verde** – v.14, n.2, Três Corações, p. 756-776,2016.

PRADELLA, José Geraldo da Cruz, Centro de Gestão e Estudos Estratégicos. CGEE. **Biopolímeros e Intermediários Químicos:** relatório técnico. São Paulo;2006. n. 84 396-205.

RODRIGUES, F. **Nova tecnologia permite aproveitar sais residuais da glicerina.** 2020. Disponível em <<https://www.biodieselbr.com/noticias/pesquisa/nova-tecnologia-permite-aproveitar-sais-residuais-da-glicerina-290420>> Acesso em: 25 abr. 2021.

APÊNDICE A – BALANÇO DE MASSA

A.1 BALANÇO GLOBAL

Para o cálculo do balanço material foram utilizadas as concentrações alcançadas na dissertação de Denilson de Jesus de Assis (2013). A concentração de goma xantana após 120 horas de fermentação é de 6,07 kg/m³. Sabendo-se que a produção anual de goma xantana será de 511 toneladas, a produção diária de goma xantana será de 1400 kg. Para se obter essa quantia diariamente, serão necessários 5 reatores (R-301 a R-305) de 230,64 m³ de volume útil (76,88% do volume total do reator), cada um iniciando a batelada em dias diferentes. Além disso, como as bateladas dos tanques de inóculo duram 48h, são necessários 2 tanques de inóculo de cada um dos seguintes volumes: 30L (R-201 a R-202), 300L (R-203 a R-204), 3 m³ (R-205 a R-206) e 30 m³ (R-207 a R-208), sendo utilizado apenas 76,88% do volume desses reatores. A indústria irá operar 7 dias por semana (365 dias no ano), 24 horas por dia.

O meio fermentativo será composto por: 2,0% de GRB (m/v), 0,1% de K₂HPO₄ (m/v) e 0,01% de ureia (m/v). O meio foi inoculado 10% (v/v) e a aeração do reator foi de 1 vvm. A partir desses dados e sabendo que o volume útil do reator é de 230,64 m³ foram calculadas as quantidades na entrada de cada matéria prima necessária para produção de goma xantana demonstrado na Tabela 1. Os mesmos cálculos foram feitos para os tanques de inóculo, que são os fermentadores de menor volume. Foi considerado uma conversão de 100% em inóculo após 48 horas de fermentação para esses tanques.

Cálculo da quantidade de matéria prima utilizada nos fermentadores R-301 a R-305:

Sabe-se que 2% de GRB (m/v) equivale a 2g de GRB em 100 mL, ou 2kg de GRB em 0,1 m³, logo, por uma regra de 3 (Equação 1) é possível calcular a massa necessária de GRB (m_{GRB}) para cada determinado volume útil de cada reator (vu_R).

$$\frac{2 \text{ kg} \cdot vu_R \text{ m}^3}{0,1 \text{ m}^3} = m_{GRB} \quad (1)$$

1% de K₂HPO₄ (m/v) equivale a 1g de K₂HPO₄ em 100 mL, ou 1kg de K₂HPO₄ em 0,1 m³, logo, pela Equação 2 é possível calcular a massa necessária de K₂HPO₄ ($m_{K_2HPO_4}$) para cada determinado volume útil de cada reator (vu_R).

$$\frac{1 \text{ kg} \cdot vu_R \text{ m}^3}{0,1 \text{ m}^3} = m_{K_2HPO_4} \quad (2)$$

0,01% de K₂HPO₄ (m/v) equivale a 0,01g de ureia em 100 mL, ou 0,01kg de ureia em 0,1 m³, logo, pela equação 3 calcular determina-se a massa necessária de ureia (m_{ureia}) para cada determinado volume útil de cada reator (vu_R).

$$\frac{0,01 \text{ kg} \cdot vu_R \text{ m}^3}{0,1 \text{ m}^3} = m_{ureia} \quad (3)$$

A quantidade necessária de inóculo foi calculada pela Equação 4.

$$0,1 \cdot vu_R \text{ m}^3 = m_{inóculo} \quad (4)$$

Tabela 1: Quantidade de matéria prima utilizada nos fermentadores R-301 a R-305.

MATÉRIA PRIMA	QUANTIDADE POR CICLO (kg)	QUANTIDADE POR ANO (kg)
GLICERINA (GRB)	4.612,85	1.683.690,25
INÓCULO	23.064,25	8.418.451,25
ÚREIA	23,06425	8.418,45
K ₂ HPO ₄	230,6425	84.184,51
ÁGUA	203.055,8517	74.115.385,87
AR	1992751,236	717390444,8

Fonte: Autores, 2022.

Tabela 2: Quantidade de matéria prima utilizada nos fermentadores R-201 a R-202.

MATÉRIA PRIMA	QUANTIDADE POR CICLO (kg)	QUANTIDADE POR ANO (kg)
GLICERINA (GRB)	0,46	168,37
INÓCULO	2,31	841,85
ÚREIA	0,0023	0,84
K ₂ HPO ₄	0,023	8,42
ÁGUA	20,31	7411,54
ar	79,71	29094,17

Fonte: Autores, 2022.

Tabela 3: Quantidade de matéria prima utilizada nos fermentadores R-203 a R-204.

MATÉRIA PRIMA	QUANTIDADE POR CICLO (Kg)	QUANTIDADE POR ANO (Kg)
GLICERINA (GRB)	4,61	1683,69
INÓCULO	23,06	8418,45
ÚREIA	0,0231	8,42
K ₂ HPO ₄	0,231	84,18
ÁGUA	203,06	74115,39
ar	797,10	290941,68

Fonte: Autores, 2022.

Tabela 4: Quantidade de matéria prima utilizada nos fermentadores R-205 a R-206.

MATÉRIA PRIMA	QUANTIDADE POR CICLO (kg)	QUANTIDADE POR ANO (kg)
GLICERINA (GRB)	46,13	16836,90
INÓCULO	230,64	84184,51
ÚREIA	0,2306	84,18
K ₂ HPO ₄	2,306	841,85
ÁGUA	2030,56	741153,86
ar	7971,00	2909416,80

Fonte: Autores, 2022.

Tabela 5: Quantidade de matéria prima utilizada nos fermentadores R-207 a R-208.

MATÉRIA PRIMA	QUANTIDADE POR CICLO (kg)	QUANTIDADE POR ANO (kg)
GLICERINA (GRB)	461,29	168369,03
INÓCULO	2306,43	841845,14
ÚREIA	2,3064	841,85
K ₂ HPO ₄	23,064	8418,45
ÁGUA	20305,59	7411538,59
ar	79710,05	29094168,04

Fonte: Autores, 2022.

Tabela 6: Quantidade total de matéria-prima utilizada.

MATÉRIA PRIMA	QUANTIDADE POR CICLO (kg)	QUANTIDADE POR ANO (kg)
GLICERINA (GRB)	5125,34	1870748,24
INÓCULO	25626,69	9353741,20
ÚREIA	25,63	9353,74
K ₂ HPO ₄	256,27	93537,41
ÁGUA	225615,36	82349605,24
ar	10140871,91	3701418247,15

Fonte: Autores, 2022.

A.2 BALANÇO PARA AERAÇÃO

Sabendo que a aeração será de 1 vvm, a vazão de ar para cada fermentador pode ser calculada a partir da Equação 5. Considerou-se que o ar é composto por 22% de O₂ e 78% de N₂ e que o quociente respiratório para formação de goma xantana é de 0,6 (J.H Kim, 1990). Com essas informações é possível calcular quanto será gerado de CO₂ no processo a partir da Equação 6.

$$Q_{ar} = 1 \cdot \frac{m^3 \text{ de ar}}{m^3 \text{ de meio} \cdot \text{min}} \cdot \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}} \cdot m^3 \text{ de meio} \quad (5)$$

$$Q_{CO_2} = 0,6 \cdot \text{vazão molar de } O_2 \quad (6)$$

Tabela 7: Vazões de ar nos fermentadores.

FERMENTADORES	ENTRADA DE AR (m ³ /s)	ENTRADA DE AR (kg/s)	ENTRADA DE O ₂ (mol/s)
R-301 a R-305	3,844041735	4,612850082	31,713344
R-201 a R-202	0,000384404	0,000461285	0,003171
R-203 a R-204	0,003844042	0,00461285	0,031713
R-205 a R-206	0,038440417	0,046128501	0,317133
R-207 a R-208	0,384404174	0,461285008	3,171334

Fonte: Autores, 2022.

Tabela 8: Vazões de oxigênio, nitrogênio e dióxido de carbono nos fermentadores.

ENTRADA DE O ₂ (mol/s)	ENTRADA/SAÍDA DE N ₂	SAÍDA DE CO ₂
31,713344	128,5008237	19,02800659
0,003171	0,012850082	0,001902801
0,031713	0,128500824	0,019028007
0,317133	1,285008237	0,190280066
3,171334	12,85008237	1,902800659

Fonte: Autores, 2022.

Tabela 9: Vazões de saída de gases para cada fermentador.

SAÍDA DE GASES (mol/s)	SAÍDA DE GASES (kg/s)
160,214168	4,612850082
0,016021	0,000461285
0,160214	0,00461285
1,602142	0,046128501
16,021417	0,461285008

Fonte: Autores, 2022.

Para garantir um ar livre de microrganismos, utilizar-se-á um filtro de remoção de microrganismos, compatível com bioprocessos. Assim, escolheu-se o filtro 500+ H series, ou similar, que pode atender uma demanda superior à necessária (Anexo C). A vantagem desse filtro é que remove também outros contaminantes como poeira e óleo.

A.3 BALANÇO PARCIAL POR EQUIPAMENTO

A.3.1 TANQUES ARMAZENAMENTO DE MATÉRIA-PRIMA (T-101 a 102)

O tanque de armazenamento de glicerina residual bruta, cuja massa específica é igual a 1020 kg/m^3 (MEDEIROS *et al*, 2015), deve possuir capacidade para armazenar o volume necessário desse substrato para a produção mensal (30 dias), isto é 138,39 toneladas, que corresponde a $135,67 \text{ m}^3$. Com isso, o volume escolhido para o T -101 foi de 150 m^3 .

Para o reservatório de água considerou-se uma média de 22 pessoas por dia na fábrica, e que cada uma consome em média 75 litros de água por dia (considerando banho, banheiro, cozinha e consumo). Temos um consumo diário de $1,65 \text{ m}^3$, considerando a reserva para dois dias e meio deve ser um reservatório de $4,95 \text{ m}^3$ fazendo o arredondamento para 5 m^3 .

Para tanque de água para o processo, considerando 1 dia de operação, os reatores consumirão no total $333,333 \text{ m}^3$ considerando que se enche um reator de cada modelo por dia. Para 3 dias de operação deve utilizar um reservatório de $999,999 \text{ m}^3$. Levando em consideração 20% desse volume para o sistema de combate de incêndio deve-se utilizar um reservatório (T-102) de 1200 m^3 .

No fornecimento de vapor saturado para aquecer a camisa do reator durante duas horas no dia, será necessária uma vazão mássica $1,45 \text{ kg/s}$. Utilizando a densidade da água em 20°C , necessita-se de $11,6 \text{ m}^3$ por dia para fazer o início das reações, depois o volume é muito baixo para manter o reator nessa temperatura, podendo ser desconsiderado. Para o refeedor da torre de destilação é necessário $27 \text{ m}^3/\text{h}$ e para o condensador $198 \text{ m}^3/\text{h}$. A massa de água necessária para resfriar os reatores é 222220 kg/dia , conforme apresentado no apêndice B.2, durante o de início de fermentação. Dividindo a massa pela densidade da água a 20°C igual 998 kg/m^3 obtém o volume necessário de $222,7 \text{ m}^3$. Porém esses volumes serão necessários apenas na partida do reator, em seguida será mantida uma menor vazão para pequenas correções da temperatura pela TIC-305. A reserva de água desmineralizada para operar 6 horas na torre de destilação, já que é um circuito fechado e não perderá massa na sua operação, fica 1500 m^3 . Para o resfriamento dos fermentadores foi

considerando 2 dias de operação, por se tratar de uma atividade principal do processo, é necessário 445 m³. Desse modo é necessário um reservatório de 2000 m³.

A.3.2 MISTURADOR (M-101)

A Tabela 10 mostra o Balanço de massa para o misturador M-101.

Tabela 10: Balanço de massa para o misturador M-101.

CORRENTES	MASSA (kg)
1	5125,34
2	25,63
3	256,27
4	225615,36
5	231022,59

Fonte: Autores, 2022.

A.3.3 TANQUE (T-103)

Na Tabela 11 observa-se os dados de balanço de massa para o tanque T-103.

Tabela 11: Balanço de massa para o tanque T-103.

CORRENTES	MASSA (kg)
5	231022,59
6	20,79
12	207,9224
15	2079,2241
19	20792,2409
23	207922,4085

Fonte: Autores, 2022.

A.3.2 Esterilização do substrato e do biorreator

O vapor será conduzido no estado de vapor saturado puro a 2,7 bar (130 °C) nas linhas de distribuição. A esterilização dos equipamentos, tubulações e acessórios será feita com vapor direto e, portanto, o condensado será redirecionado para o tratamento de efluentes.

Os biorreatores juntamente com o meio de produção foram esterilizados por 30 minutos por vapor a temperatura de 121°C (ASSIS, 2013).

Como o meio de cultura é uma solução aquosa diluída, considerou-se o calor específico como 4.180J/kg.K. Os tanques serão isolados com lã de rocha de forma manter essa temperatura constante. Como o aquecimento ocorre por injeção direta de vapor, a diluição da solução deve ser considerada. Assim, estimou-se a demanda de vapor pela Equação 7. Considerando o calor latente de vaporização (λ) aproximadamente de 2200 kJ/kg.

$$Q_1+Q_2+Q_3=0 \quad (7)$$

Sendo Q_1 o calor necessário para aquecer o meio fermentativo de 28°C para 121°C, Q_2 o calor perdido pelo vapor para a sua temperatura baixar de 130°C para 121°C e Q_3 é o calor perdido na liquefação do vapor.

A Equação 7 pode ser reescrita na Equação 8 a fim de se obter a quantidade de vapor necessário para a esterilização.

$$m_a * C_{p_a} * \Delta T_a + m_v * C_{p_v} * \Delta T_v - m_v * \lambda = 0 \quad (8)$$

Onde m_a é a massa do meio fermentativo, no caso dos reatores R-301 a R-305 é a massa proveniente da corrente 23, para os Reatores R-207 a R-208 a massa é a corrente 19, para R-205 a R-206 a corrente 15, para R-203 a R-204 a corrente 12 e para R-201 a R-202 a corrente 6, C_{p_a} é o calor específico da água, ΔT_a é a diferença entre 28 °C (temperatura inicial do meio) e 121 °C (temperatura de esterilização), m_v é a massa de vapor, C_{p_v} é o calor específico do vapor d'água, ΔT_v é a diferença entre 130°C e 121°C (como está perdendo calor essa diferença é negativa, ou seja -9°C), e λ é o calor latente de vaporização.

A Tabela 12 apresenta a massa de vapor necessária para esterilizar cada fermentador e seus respectivos meios fermentativo.

Tabela 12: Demanda de vapor para esterilização dos fermentadores.

Fermentador	Demanda de vapor (kg)	Q1 (J)
R-301 a R-305	36440,25133	80827757,08
R-207 a R-208	3644,025142	8082775,727
R-205 a R-206	364,402516	808277,5766
R-203 a R-204	36,44024984	80827,75378
R-201 a R-202	3,643632404	8081,9046

Fonte: Autores, 2022.

A.3.3 SECADOR DE BANDEJAS DESCONTÍNUAS

No início da secagem, considerou-se uma entrada de 1400 kg de goma xantana com 20% de umidade no equipamento, ou seja, uma massa total de 1750kg, sendo 20% dessa massa 350 kg de água. Após a secagem, a goma xantana na saída do equipamento terá 10% de umidade. Apesar do álcool estar presente na goma xantana foi considerado para os cálculos que continha apenas água. Como o calor latente para evaporar a água é maior do que para evaporar o álcool, significa que a secadora foi superestimada.

Para se obter a vazão de ar de secagem necessária foi utilizada a Equação 9 resultando em 6,63 kg/h de ar de secagem.

$$Q_{secador} = m_{Ar} * Cp_{Ar} * \Delta T + m_{Ar} * \lambda * \Delta w \quad (9)$$

Onde m_{Ar} é a massa de ar necessária para a secagem desejada, Cp_{Ar} é o calor específico do ar, ΔT (25°C) é a variação da temperatura de bulbo seco, porém para facilitar o cálculo foi utilizada a variação de temperatura de bulbo úmido, Δw (0,95) é a variação da umidade específica do ar, sendo considerado uma umidade específica de 0,05 no ar de secagem no início da secagem e de 1,0 ao final. Ao dividir m_{Ar} pelo tempo de secagem de 24h foi obtida a vazão de ar.

APENDICE B – BALANÇO DE ENERGIA

B.1 BALANÇO DE ENERGIA NOS TROCADORES DE CALOR

B.1.1 Aquecimento dos Reatores de Inóculo

Considerando uma temperatura máxima que pode atingir no ambiente de 43,5 °C pelo clima da região, será necessário o resfriamento utilizando a água fria na temperatura 18°C nas camisas do reator. Pela Equação 1 pode-se determinar a quantidade de energia necessária para retirar do fermentador. Sabendo que temperatura inicial é 43,5°C deve-se baixar para 28°C, a temperatura ideal da reação. Como será logo na adição da solução no reator, considerou-se como o Cp da água de 4,18 kJ/kg.K, para a massa do reator, sabendo que o volume útil é 230 m³ e densidade do fluido é 1009kg/m³. Assim o valor de q será:

$$q = m * C_p * \Delta T \quad (1)$$

$$q = 1009 * 230 * m * 4,18 * (28 - 43,5) \quad (2)$$

$$q = -15035815,3 \text{ kJ}$$

Para determinar a massa de água fria será considerada a energia que será fornecida no trocador de camisa. Pode ser visto na Equação 3.

$$15035815,3 = m * 4,18 * (28 - 18) \quad (3)$$

A massa de água necessária é 199838 kg, logo será considerado 200000kg. Utilizando do mesmo raciocínio para o cálculo da energia e massa de água necessária para o resfriamento dos reatores de inoculo, obtêm a Tabela 1.

Tabela 1: Demanda de vapor para resfriar os fermentadores de inoculo.

Fermentador	Energia para Resfriar (kJ)	Massa de Água (kg)
R-207 a R-208	1503581.5	20000
R-205 a R-206	150358.2	2000
R-203 a R-204	15035.8	200
R-201 a R-202	1503.6	20

Fonte: Autores, 2022.

B.1.2 Aquecimento dos Reatores Principais

Utilizando a Equação 1 para determinar a energia que precisa ser fornecida para passar a temperatura dentro do reator, de 5°C que será das temperaturas mais frias que podem atingir a região, para 28°C que é a temperatura ideal do processo fermentativo. Fazendo as mesmas considerações anteriores, obtêm-se a Equação 4.

$$1009 * 230 = m * 4,18 * (28 - 5) \quad (4)$$

A energia necessária será 22311210kJ e será utilizado vapor saturado para fornecer essa energia. Vapor a 10 kgf/cm² com um calor latente (C_L) de 2015,29 kJ/kg (KORETSKY, 2009), utilizando a Equação (5) para determinar a massa de vapor ficamos com Equação 6. Então, é necessário 11071 kg de vapor saturado.

$$q = m * C_L \quad (5)$$

$$22311210 = m * 2015,29 \quad (6)$$

Da mesma forma determinou-se a energia e massa de vapor necessário para os demais reatores de inoculo, conforme segue na Tabela 2.

Tabela 2: Demanda de vapor para aquecer os fermentadores de inoculo.

Fermentador	Energia para Aquecer (kJ)	Massa de Vapor d'Água (kg)
R-207 a R-208	2231121,0	1107,1
R-205 a R-206	223112,1	110,7
R-203 a R-204	22311,2	11,1
R-201 a R-202	2231,1	1,1

Fonte: Autores, 2022.

B.2 BALANÇO DE ENERGIA PARA O SECADOR BANDEJAS DESCONTÍNUAS

Para se calcular o calor requerido para secar a goma xantana 10% de umidade, foi desprezadas as perdas de calor para o ambiente e foi considerado o calor sensível para aquecer a água contida na goma xantana de 25°C para 50°C e o calor latente necessário para evaporar a mesma. O cálculo é dado pela Equação 7 resultando em 345.240 kJ de energia requerida para a secagem, dividindo este valor pelas 24 horas de secagem obtêm-se uma potência de 4kw.

$$Q_{\text{secador}} = \lambda * (M_S - M_F) * W + M_S * W * (T_{Ar} - T) * Cp_{\text{água}} \quad (7)$$

Sendo λ o calor latente de vaporização da água, M_S (kg/kg) é a umidade inicial da goma xantana e M_F (kg/kg) é umidade final, W (kg) é a massa de goma xantana, T_{Ar} é a temperatura do ar de secagem e T é a temperatura da água contida no polímero, $Cp_{\text{água}}$ é o calor específico da água. Os dados utilizados na equação podem ser encontrados na Tabela 3.

Tabela 3: Dados utilizados para determinar a energia de secagem.

PARÂMETROS	VALORES	UNIDADES
CALOR LATENTE DE VAPORIZAÇÃO DA ÁGUA (λ)	2256	kJ/kg
UMIDADE INICIAL NO SÓLIDO	0,2	
UMIDADE FINAL NO SÓLIDO	0,1	
MASSA DO SÓLIDO SECO	1400	kg
TEMPERATURA DO AR	50	°C
TEMPERATURA DA ÁGUA PRESENTE NA GOMA	25	°C
CALOR ESPECÍFICO DA ÁGUA	4,2	kJ/kg*K
CALOR ESPECÍFICO DO AR	1,012	kJ/kg*K

Fonte: Autores, 2022.

B.3 BALANÇO DE ENERGIA NA TORRE DE DESTILAÇÃO

Conforme o programa *Unisim Design R451* forneceu os valores no condensador e refeedor, desse modo será feito o dimensionamento de fornecimento de vapor e água de resfriamento, os valores estão presentes na Tabela 4.

Tabela 4: Energia necessária para condensador e refeedor obtido no *software Unisim*.

Equipamento	Energia (kJ/h)
Condensador	5,05E+07
Refeedor	5,63E+07

Fonte: Autores, 2022.

Como já dito antes a temperatura da água de resfriamento será 18°C, o etanol e a água saem do condensador a uma temperatura 78,18°C, sendo considerado essa a temperatura final da água no condensador. Desse modo o Cp da água será igual

4,297 kJ/kgK e a quantidade de energia para absorver será de $5,052 \cdot 10^7$ kJ/h. Fazendo uso da Equação 8, obtêm os seguintes valores de massa de água. Dividindo pela densidade da água, obtêm o valor de 198 m³/h.

$$5,052 \cdot 10^7 = m \cdot 4,297 \cdot (78,18 - 18) \quad (8)$$

$$m = 197919 \text{ kg/h de água}$$

Para o refervedor que necessita de $5,831 \cdot 10^7$ kJ/h para operar, utilizando as mesmas condições de vapor de 10 kg/cm² e Equação 9. Então obtêm a massa de vapor necessário. Desse modo, é necessário aproximadamente de 28 m³/h de água.

$$5,831 \cdot 10^7 = m \cdot 2015,29 \quad (9)$$

$$m = 27941,4 \text{ kg/h de vapor}$$

B.3 BALANÇO DE ENERGIA NAS LINHAS DE ALIMENTAÇÃO DO MOSTO

Desconsiderou-se a perda de carga da alimentação do mosto das linhas 1 até 10, devido ao grande diâmetro da tubulação, desse modo escolheu apenas uma bomba com capacidade de bombeamento 414m³/h. Sendo o modelo indicado Ebara GS150-250 com impelidor de 219mm com motor de 40cv. As linhas 11 até 22, considerou-se alguns acessórios conforme é apresentado na Tabela 5.

Tabela 5: Lista de acessórios da linha de alimentação do mosto.

Linha	Acessórios
11-12	saída, válvula gaveta, te, redução 4,5x0,75
12-13	entrada, válvula gaveta cruzeta, redução 4,5x0,75, 4,5x1,5,
12-14	4,5x4
14-15	te
15-16	válvula gaveta, entrada
15-17	válvula gaveta, entrada
14-18	te
18-19	válvula gaveta, entrada
14-20	te
20-21	válvula gaveta, entrada
20-22	válvula gaveta, entrada

Fonte: Autores, 2022.

Para calcular considerou-se que o sistema está na mesma pressão, a velocidade constante e a diferença de altura dos reservatórios dos fermentadores. Utilizando a perda de carga localizada na Equação 9, sendo k o coeficiente de perda de carga do acessório, utilizou-se como base as informações fornecidas por FOX (2012). Com isso, foi possível somar as perdas de carga até alimentação de cada reator. Onde v é a velocidade média, que foi estipulada 3 m/s e g é a gravidade que é 9,81 m/s².

$$h_{lm} = k * \frac{v^2}{2 * g} \quad (9)$$

Para calcular a perda de carga singular utilizou-se a Equação 10. O coeficiente ϵ que é o coeficiente de rugosidade do aço inox como 0,002, o diâmetro (d) e o comprimento (L) foram retirados da Tabela 12 do anexo C. O coeficiente de atrito foi determinado pela Equação 11. Na Tabela 6, que representa os valores da perda de carga localizada e a singular para cada reator.

$$h_l = f * \frac{L * v^2}{D * 2 * g} \quad (10)$$

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -1,8 * \log \left[\left(\frac{\epsilon/D}{3,7} \right)^{1,11} + \frac{6,9}{Re} \right] \quad (11)$$

Tabela 6: Perdas de carga para alimentação de cada reator.

Fermentador	Perda de carga localizada (m)	Perda de carga distribuída (m)
R-207 a R-208	9,083	17,721
R-205 a R-206	10,321	29,332
R-203 a R-204	9,083	35,094
R-201 a R-202	5,161	2,403

Fonte: Autores, 2022.

Com esses dados determinou-se a potência da bomba necessária pela Equação 12. Onde z é a altura de recalque considerou a altura do reator (m), h_{bomba} é a força da bomba (m), assim é necessário fazer a conversão para potência usando-se a Equação 13. A potência é P (w), m é a vazão mássica (kg/s), os valores obtidos estão demonstrados na Tabela 7.

$$h_{bomba} = z + h_l + h_{lm} \quad (12)$$

$$P = h_{bomba} * m * g \quad (13)$$

Tabela 7: Dimensionamento das bombas.

Fermentador	Altura do reator (m)	Vazão mássica (kg/s)	Potência da bomba (W)	Potência da bomba (cv)
R-207 a R-208	4,02	23,207	7017,368	9,5
R-205 a R-206	0,87	3,495	1389,377	1,9
R-203 a R-204	1,87	0,699	315,747	0,4
R-201 a R-202	0,04	0,012	1,364	0,1

Fonte: Autores, 2022.

B.5 BALANÇO DE ENERGIA NAS LINHAS DE INÓCULO

Para o dimensionamento das bombas para alimentação dos inóculos, foi considerado a mesma potência das bombas de alimentação do substrato do reator anterior. A perda de carga foi desconsiderada por serem redes curtas e a proximidade dos reatores conforme segue na Tabela 8.

Tabela 8: Potencias das Bombas.

TAG da Bomba Substrato	TAG da Bomba Inoculo	Potência da bomba (W)	Potência da bomba (cv)
P-201	P-202	1,364	0,1
P-203	P-204	315,747	0,4
P-205	P-206	1389,377	1,9
P-207	P-208	7017,368	9,5

Fonte: Autores, 2022.

APENDICE C – MEMORIAL DE CÁLCULOS

C.1 DIMENSIONAMENTO DOS REATORES E AGITADORES

No dimensionamento dos reatores utilizou-se como base os conceitos de tanque padrão. Para determinar o diâmetro tanque utilizou a Equação 1, que utiliza equação do volume de um cilindro, porém a altura do cilindro é igual ao diâmetro do tanque (Dt) e o volume utilizado é o volume útil (Vu) do reator.

$$Dt = \sqrt[3]{\frac{4 * Vu}{\pi}} \quad (1)$$

Depois definiu que o valor de volume útil seria equivalente à 77% do volume real (Vr) do reator. Com isso, utilizou a Equação 2 para determinar a altura do tanque (H).

$$H = \frac{4 * Vr}{Dt^2 * \pi} \quad (2)$$

A partir das dimensões dos reatores, determinou-se as dimensões do impelidor do fermentador. Primeiro determinou o diâmetro (Di) do impelidor utilizando a Equação 3, depois a altura das pás (W) do impelidor pela Equação 4 e por último a largura (Li) das pás pela Equação 5.

$$\frac{Dt}{Di} = 3 \quad (3)$$

$$\frac{W}{Di} = 0,2 \quad (4)$$

$$\frac{Wb}{Di} = 0,1 \quad (5)$$

Como a largura das chicanas (Wb) do tanque depende do diâmetro do impelidor, utilizando a Equação 6. Os valores obtidos pelas equações estão presentes no Quadro 1.

$$\frac{L}{Di} = 0,25 \quad (6)$$

Quadro 1: Dimensões dos tanques dos fermentadores (Continua)

Identificação do Biorreator	R-201 a R202	R-203 a R-204	R-205 a R-206	R-207 a R-208	R-301 a R-305
Volume Útil (m³)	0,023	0,23	2,3	23	230
volume Real (m³)	0,03	0,3	3,0	30	300 (Conclusão)
Diâmetro do Tanque (m)	0,31	0,66	1,43	3,08	6,65
Altura do Tanque (m)	0,40	0,87	1,87	4,02	8,65
Diâmetro do Impelidor (m)	0,10	0,22	0,48	1,03	2,22
Altura das Pás do Impelidor (m)	0,02	0,04	0,10	0,27	0,44
Largura das Pás do Impelidor (m)	0,02	0,05	0,12	0,26	0,55
Larguras das Chicanas (m)	0,01	0,02	0,05	0,10	0,22

Fonte: Autores, 2022.

Para a determinação da potência do sistema de agitadores de cada reator foi considerado o grau de aumento (R) em relação a escala de laboratório, conforme Equação 7. Sendo V1 o volume do reator em escala de laboratório de volume 0,003 m³ e o V2 o volume do reator desejado. Com o valor de R, mantendo os valores de aeração constante e P/V também constantes.

$$R = \left(\frac{V2}{V1}\right)^{\frac{1}{3}} \quad (7)$$

Para obter o Número de rotação (N2) para cada reator, utilizou a Equação 8 que faz uso do número de rotação do experimento em laboratório (N1).

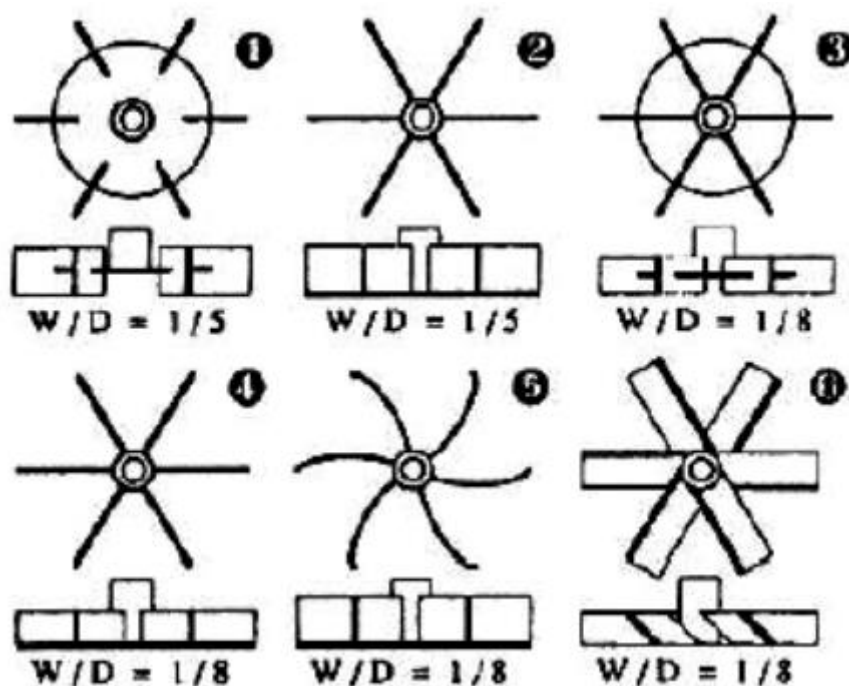
$$N2 = N1 * \left(\frac{V2}{R}\right)^{\frac{2}{3}} \quad (8)$$

Em seguida, determinou o Número Reynolds (Re) da agitação do tanque pela Equação 9.

$$Re = \frac{\rho * N2 * Di^2}{\mu} \quad (9)$$

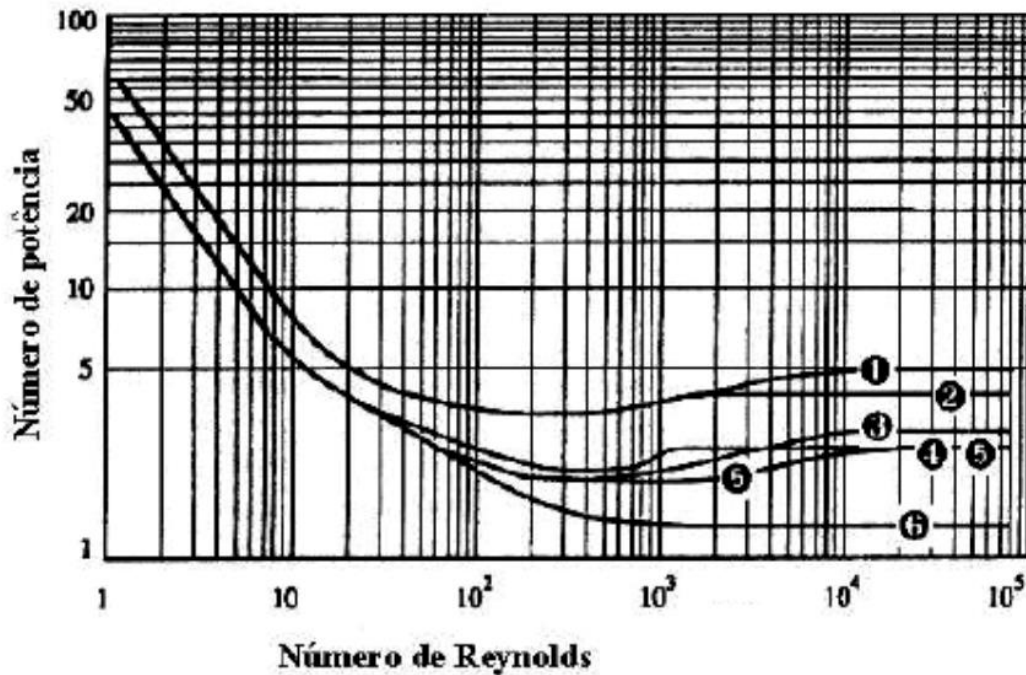
Para determinar a potência do agitador, precisou determinar o tipo do impelidor que será utilizado, para isso usou Figura 1, escolhendo o modelo 3. Então determinou o Número de Potência (Npo) pela Figura 2.

Figura 1: Tipos de pás



Fonte: McCabe, 1985.

Figura 2: Número de potência



Fonte: McCabe, 1985.

Utilizando esse valor obtém o valor da potência do motor necessário para agitar o reator sem aeração (P_o) pela Equação 10.

$$P_o = N_{po} * \rho * N^2 * D_i^5 \quad (10)$$

Para o número da potência com o sistema aerado (N_{pg}) é possível substituir na Equação 11 que faz uso da vazão de ar necessária em casa reator (Q) presente na Tabela do apêndice A.

$$N_{pg} = \frac{P_o^2 * N^2 * D_i^3}{Q^{0,56}} \quad (11)$$

Por fim, a potência do agitador com aeração no sistema (P_g) é determinado pela Equação 12.

$$P_g = 0,545 * (N_{pg})^{0,48} \quad (12)$$

Como na maioria dos reatores será utilizado 3 impelidores, é necessário multiplicar por 3 o valor obtido na Equação 12. Os valores das potências e das demais equações estão presente no quadro 2.

Quadro 2: Valores do dimensionamento dos agitadores

Identificação do Biorreator	R-201 a R202	R-203 a R-204	R-205 a R-206	R-207 a R-208	R-301 a R-305
Valor Ampliação	0,31	4,2	9,2	19,7	42,5
Número de Rotação (rpm)	500*	191	114	69	41
Reynolds	10321	18264	50820	141411	21264
Número Potência sem Aeração	3,17	3,2	3,32	3,35	3,21
Potência sem Aeração (W/hp)	21/0,28	55/0,07	571/0,8	5760/8	55317/74
Vazão de Ar (m ³ /s)	0,0004	0,004	0,04	0,38	3,84
Número Potência com Aeração	332	2366	418160,1	70296518	1.07E+10
Potência com Aeração 1 Impelidor(W/hp)	9/0,012	23/0,03	272/0,8	3184/4	35538/48
Potência com Aeração 3 Impelidores(W/hp)	**	**	781/1	9140/12	102030/137

Fonte: Autores, 2022.

* Foi mantido a rotação de 500rpm devido pequeno volume do reator e pequena potência necessária dos motores.

** Foi desconsiderado com 3 impelidores pelo pequeno volume do reator.

C.2 DIMENSIONAMENTO DAS CENTRÍFUGAS

Centrifuga (C-401)

Para dimensionar a centrífuga de retirada das células, utilizou como base o tempo que deseja-se operar de 4 horas diárias no turno de dia, sendo necessário esvaziar um reator completamente durante essa operação. Então 230 m³ no reator, dividindo por 4h, precisa centrifugar 57,5 m³/h.

Considerando que a *Xanthomonas* apresenta as propriedades próximas dos microrganismos produtores de etanol (levedura *Saccharomyces Cerevisiae*). Escolheu a Centrífuga Fermento SIAHT 70, com potência de 75cv com uma rotação de 5700rpm.

Centrifuga (C-402)

Considerando-se que o polímero apresente restos de álcool e que deseja-se obter 1400kg de goma, tem-se uma massa total de 5000kg de material entre goma e etanol. Utilizando o diâmetro da partícula de 200nm (referência) da goma xantana e utilizando a Equação 13 pode-se determinar a velocidade terminal (v_t).

$$v_t = \frac{(\rho_p - \rho) * d_p^2 * N^2 * r}{18 * \mu} \quad (13)$$

As dimensões físicas da centrífuga podem ser obtidos pelo Anexo D. Onde os dados são ρ massa específica do fluido, ρ_p massa específica da partícula, d_p é o diâmetro da partícula, N é o número de rotações do equipamento, r é a distância da parede da centrífuga e μ é viscosidade do fluido. A massa específica e a viscosidade do etanol é 789kg/m³ e 1,2*10⁻³ Pa.

$$v_t = \frac{(800 - 789) * (200 * 10^{-6})^2 * (5110/60)^2 * 0,1}{18 * 1,2 * 10^{-3}} \quad (14)$$

Para determinar o tempo de queda da partícula utilizando a Equação 15.

$$t_{qued} = \frac{r}{v_t} * \ln\left(\frac{R}{r}\right) \quad (15)$$

$$t_{qued} = \frac{0,1}{2,77 * 10^{-5}} * \ln\left(\frac{1,2}{0,1}\right) \quad (16)$$

$$t_{qued} = 8312,6 \text{ s}$$

Sendo R o valor do raio da centrífuga. Igualando a Equação 13 com a equação 15 para determinar a vazão de alimentação da centrífuga (Q), obtém-se a Equação 17.

$$Q = \frac{\pi * L * (R^2 - r^2)}{t_{qued}} \quad (17)$$

Logo se obtém o valor de

$$Q = \frac{\pi * 0,73 * (1^2 - 0,1^2)}{8312,6} \quad (18)$$

$$Q = 2,7 * 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$$

Que resulta em 1 m³/h, como o peso específico do etanol e da goma são quase os mesmos de 800kg/ m³. Então, a massa obtida de 5000kg de material, obtém-se 6,25 m³ o que significa 6,25 horas de operação da centrífuga. Optando por usar a centrífuga da Alfa Laval 400B de 30cv com 5110rpm.

C.3 Dimensionamento Decantador (D-401).

Fazendo a consideração que a quantidade de célula retirada C-401 não influenciou na quantidade de volume, mantendo 230 m³ da solução. Como a proporção de etanol necessário para separação é 3 vezes o volume da solução, será necessário um tanque de 920m³. O biopolímero ficará boiando na superfície, assim será possível fazer a remoção por um raspador mecânico que levará para uma canaleta na lateral do tanque. O tanque será de forma retangular com fundo inclinado para facilitar o escoamento do líquido. Desse modo, terá as dimensões de 12 m numa lateral com a outra lateral de 25 m sua altura menor será de 3 m que termina com 4 m de altura na região onde se encontra a canaleta e o saída da solução líquida.

C.4 DIMENSIONAMENTO DO SECADOR DE BANDEJAS DESCONTÍNUAS

Para o dimensionamento das bandejas foi calculado o volume de goma xantana (V_{GX}) e de água ($V_{\text{água}}$) que entram no equipamento segundo as Equações 19 e 20.

$$V_{GX} = \frac{W}{\rho_{GX}} \quad (19)$$

$$V_{GX} = 1,75 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{água}} = \frac{Ms * W}{\rho_{\text{água}}} \quad (20)$$

$$V_{\text{água}} = 0,28 \text{ m}^3$$

As dimensões das bandejas foram estipuladas conforme dados da literatura e o volume de uma bandeja (V_{bandeja}) foi calculado pela Equação 21.

$$V_{\text{bandeja}} = c * l * h \quad (21)$$

$$V_{\text{bandeja}} = 1,4 * 0,9 * 0,03 = 0,0378 \text{ m}^3$$

O volume total (V_{TOTAL}) que foi determinado pela Equação 22, entra no equipamento dividido pelo volume das bandejas resulta no número de bandejas ($N_{bandejas}$), conforme a Equação 23.

$$V_{TOTAL} = V_{GX} + V_{\acute{a}gua} \quad (22)$$

$$V_{TOTAL} = 2,03 \text{ m}^3$$

$$N_{bandejas} = \frac{V_{TOTAL}}{V_{bandeja}} \quad (23)$$

$$N_{bandejas} \cong 54 \text{ Bandejas}$$

Para a secagem da goma xantana são necessárias 54 bandejas com dimensões 1,4 m por 0,9 m. Será utilizado a Baverage Drying Machine modelo HF4 com 60 bandejas conforme Anexo B.

C.5 DIMENSIONAMENTO DO MOINHO

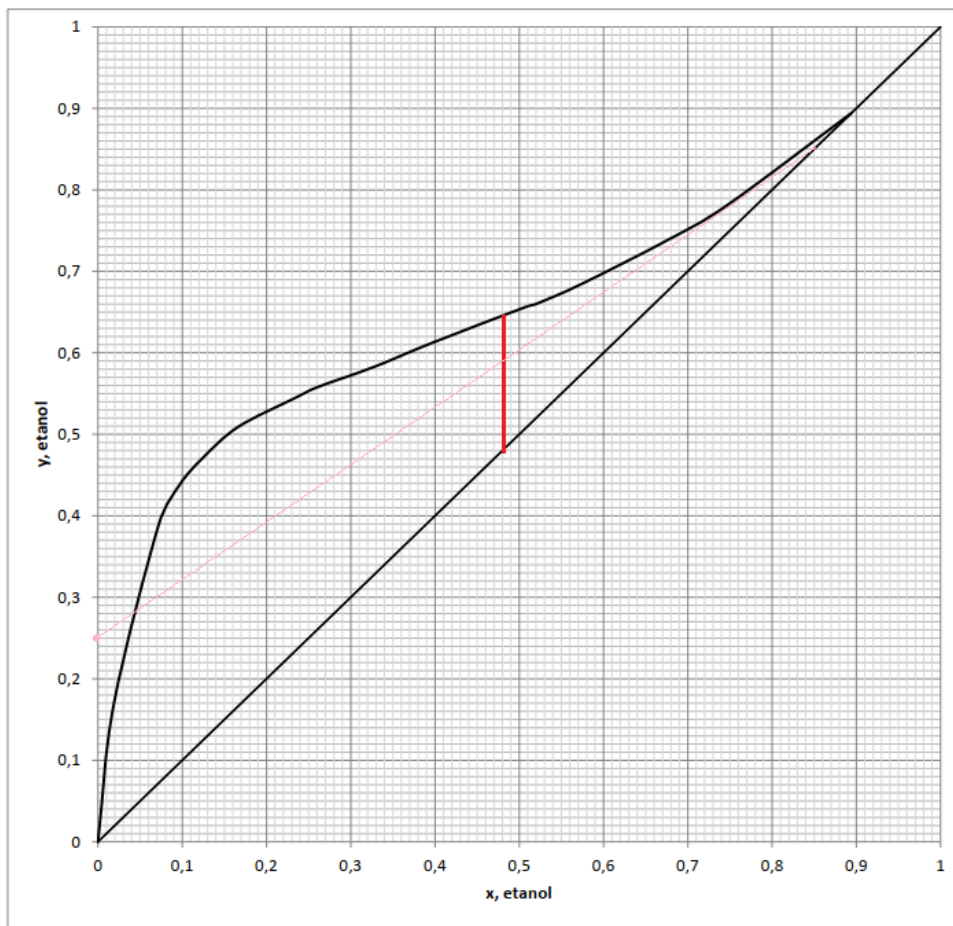
Para a moagem 1400 kg/h de goma xantana foi selecionado um moinho com ampla capacidade caso for necessário processar uma maior quantidade. Selecionou-se o Moinho de bolas de malha 200 modelo MQZ1224 (anexo A), que opera de 0,4 – 6,8 t/h.

C.6 DIMENSIONAMENTO DE UTILIDADES

C.6.1 DIMENSIONAMENTO DA TORRE DE DESTILAÇÃO

A corrente líquida que sai do decantador apresenta álcool e água, para fazer a recuperação do álcool será utilizado um destilador. Para seu dimensionamento foi necessário fazer uma estimativa dos números de pratos necessários pelo método de McCabe-Thiele, e a simulação no *software UniSim Design R451*. Determinou-se uma alimentação de aproximadamente 1000 kgmol/h. Com as correntes de topo e fundo saindo com as respectivas frações molares de etanol de 0,85 e 0,05 e considerando-se alimentação no ponto de saturação. Para a determinação do refluxo (R) utilizou-se o Rmin pelo método gráfico obtêm a Figura 3 que apresenta os pratos necessários.

Figura 3: Determinação dos números de pratos da coluna de destilação.



Fonte: Autores, 2022.

Obtendo-se o ponto 0,25, utilizando a Equação 23 para obter o valor do R_{min} .

$$0,25 = \frac{x_d}{R + 1} \quad (23)$$

Onde x_d é fração molar de etanol da corrente de destilado.

$$0,25 = \frac{0,85}{R + 1} \quad (24)$$

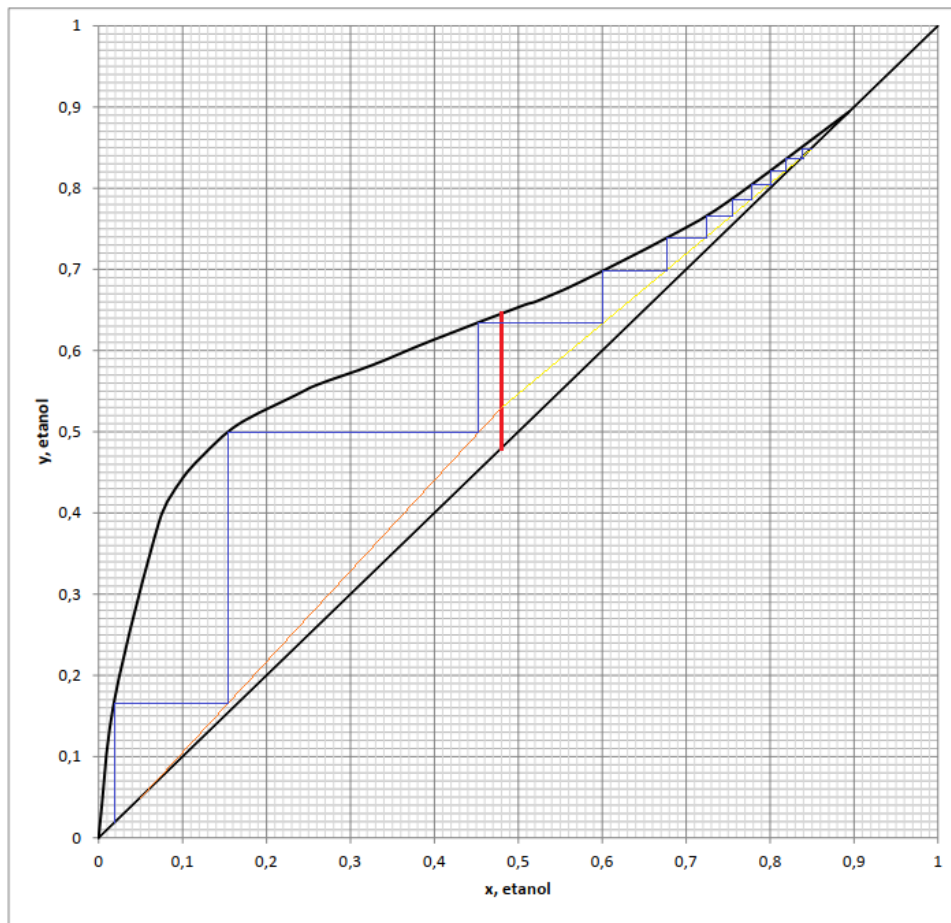
$$R_{min} = 2,4$$

Para uma operação mais próxima da ideal considerou 2,7 vezes o valor do R_{min} . Utilizando novamente da Equação 25.

$$\frac{0,85}{(2,7 * 2,4) + 1} \quad (25)$$

O ponto de interseção da linha de operação superior será (0;0,11). Então o número de pratos necessários obtém-se pela Figura 4.

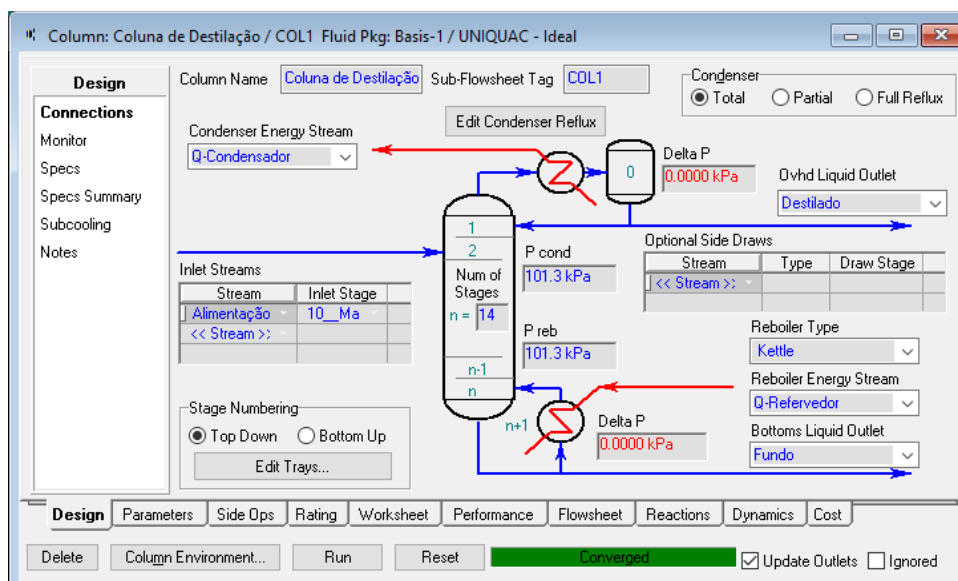
Figura 4: Determinação dos números de pratos da coluna de destilação.



Fonte: Autores (2022).

Os resultados mostram 11 pratos teóricos, com alimentação no 9º prato. Com essas informações e fazendo uso do simulador *UniSim*, para uma alimentação a temperatura ambiente (25°C) foram obtidos os valores das correntes de massa e energia fornecida pela torre de destilação (Figuras 5 e 6).

Figura 5: Valores da simulação da destilação



Fonte: Autores (2022)

Figura 6: Valores das correntes de molares e energia da coluna.

Name	Alimentação	Destilado	Fundo
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature [C]	25.00	78.18	86.33
Pressure [kPa]	101.3	101.3	101.3
Molar Flow [kgmole/h]	1000	537.7	462.3
Mass Flow [kg/h]	3.148e+004	2.182e+004	9659
Liquid Volume Flow [m3/h]	37.17	26.93	10.23
Heat Flow [kJ/h]	-2.817e+008	-1.462e+008	-1.290e+008

Name	Alimentação	Destilado	Fundo
Comp Mole Frac (H2O)	0.520000	0.195615	0.897353
Comp Mole Frac (Ethanol)	0.480000	0.804385	0.102647

Name	Q-Condensador	Q-Refervedor	*** New ***
Heat Flow [kJ/h]	5.051e+007	5.708e+007	

Fonte: Autores, 2022.

C.6.2 LINHA DE VAPOR, CONDENSADO E CALDEIRA

Com as linhas de vapor identificadas, determinou-se a vazão mássica de cada linha e sua velocidade ideal, sendo 25 m/s para ramais de alimentação e 15 m/s para ramais secundários. Considerou-se que, nem todos os biofermentadores iniciariam juntos, não havendo à necessidade de uma grande massa, por isso considerou-se que apenas dois dos reatores de 230 m³ iniciarão juntos o processo. Então, utilizando-se a equação da velocidade no interior da tubulação, sendo ela a Equação (26), para determinar o diâmetro da tubulação. Optou por essa equação por utilizar redes curtas de vapor.

$$D = \sqrt{\frac{\gamma * Q}{0,1981 * v}} \quad (26)$$

Sendo D o diâmetro da tubulação em cm, γ é o volume específico do vapor em m³/kg, Q é a vazão mássica de vapor em kg/h e v é a velocidade do vapor em m/s. Utilizou-se vapor na pressão de 10 kg/cm², o valor do volume específico é de 0,1944 m³/kg (KORETSKY, 2009). Com isso gerou-se a Tabela 1 com as informações descritas. Obteve-se os valores do diâmetro em cm, em seguida dividiu por 2,54 para converter para polegadas e por determinou o diâmetro comercial da tubulação.

Tabela 1: Dimensionamento das linhas de vapor.

Linha	Vazão Mássica (kg/h)	Velocidade Estipulada (m/s)	Diâmetro Calculado (cm)	Diâmetro Calculado (in)	Diâmetro da Tubulação (in)
1-2	28907,49	25	26,07	6,70	8
2-3	5535,50	15	14,73	5,80	6
2-4	23371,99	25	23,45	6,70	8
4-5	5535,50	15	14,73	5,80	6
4-6	5535,50	15	14,73	5,80	6
4-7	12300,99	25	17,01	6,70	8
7-8	5535,50	15	14,73	5,80	6
7-9	5535,50	15	14,73	5,80	6
7-10	1229,99	25	5,38	2,12	2,5
10-11	553,55	15	4,66	1,83	2
10-12	553,55	15	4,66	1,83	2
10-13	122,89	25	1,70	0,67	1
13-14	55,36	15	1,47	0,58	1
13-15	55,36	15	1,47	0,58	1
13-16	5,54	15	0,47	0,18	0,5
13-17	5,54	15	0,47	0,18	0,5
13-18	0,55	15	0,15	0,06	0,5
18-19	0,55	15	0,15	0,06	0,5
1-20	27941,40	25	25,64	10,09	12

Fonte: Autores, 2022.

Com os diâmetros estipulados, determinou-se a dilatação linear de cada linha de vapor, utilizando a Equação 27 para estipular a junta de expansão necessária. Conforme segue Tabela 2 que relaciona o tamanho de junta para cada linha e seu diâmetro.

$$\Delta l = C * (Tf - Ti) * l \quad (27)$$

Sendo Δl dilatação sofrida na tubulação em mm, C é a constante de dilatação linear do aço dada em mm/m, Tf é a temperatura final da tubulação em °C, Ti é a temperatura ambiente dada em °C e l é o comprimento da linha de vapor em m. Como o vapor está em 10 kg/cm², está na temperatura de aproximadamente 180 °C, sendo o Tf, a temperatura ambiente foi considerada de 25°C. O coeficiente de dilatação do

aço foi realizado a interpolação a 100°C e 200°C para uma melhor aproximação, resultando um valor de 0,0125 mm/m. O comprimento da linha utilizado foi obtido a partir da Tabela 1 dimensionamento das linhas de vapor utilizou-se a Equação 28.

$$\Delta l = 0,0123 * (180 - 25) * l \quad (28)$$

Substituindo os valores do comprimento, foi possível determinar a dilatação máxima da junta necessária, conforme consta na Tabela 2.

Tabela 2: Dimensionamento das juntas de dilatação das linhas de vapor

Linha	Comprimento (m)	Dilatação (mm)	Dilatação da Junta (mm)	Diâmetro da Tubulação (in)
1-2	15.40	22.72	30	8
2-3	4.66	6.87	25	6
2-4	5.09	7.51	22	8
4-5	3.15	4.65	25	6
4-6	2.92	4.31	25	6
4-7	14.35	21.17	25	8
7-8	5.28	7.79	25	6
7-9	3.59	5.30	25	6
7-10	10.86	16.02	25	2.5
10-11	1.22	1.80	12	2
10-12	9.06	13.36	25	2
10-13	7.08	10.44	50	1
13-14	4.88	7.20	50	1
13-15	1.50	2.21	50	1
13-16	4.02	5.93	50	0.5
13-17	3.60	5.31	50	0.5
13-18	4.48	6.61	50	0.5
18-19	2.43	3.58	50	0.5

Fonte: Autores, 2022.

Para o suporte das linhas de vapor, usou-se os dados da Imagem 4 para selecionar o espaçamento ideal. Para os outros diâmetros fora utilizado o valor mais próximo presente, com exceção do diâmetro de 3,5" que utilizou o valor médio entre o valor de 4" e 3".

Imagem 4: Espaçamento dos suportes em função do diâmetro da tubulação

Diâmetro (polegadas)	1	1½	2	2½	3	4	5	6	8	10	12	14
Espaçamento (metros)	2,1	2,7	3,0	3,3	3,6	4,2	4,8	5,1	6,7	6,7	7,0	7,6

Fonte: Macintyre, 1996.

Então, montou-se a Tabela 3 com a linha, o diâmetro da tubulação, seu espaçamento necessário e o número de suportes.

Tabela 3: Dimensionamento do número de suportes para as linhas de vapor

Linha	Comprimento (m)	Diâmetro da Tubulação (in)	Espaçamento das ancoragens (m)	Número de Ancoragens
1-2	15,40	8	6,7	2
2-3	4,66	6	5,1	1
2-4	5,09	8	6,7	1
4-5	3,15	6	5,1	1
4-6	2,92	6	5,1	1
4-7	14,35	8	6,7	2
7-8	5,28	6	5,1	1
7-9	3,59	6	5,1	1
7-10	10,86	2,5	3,3	3
10-11	1,22	2	3,0	0
10-12	9,06	2	3,0	3
10-13	7,08	1	2,1	3
13-14	4,88	1	2,1	2
13-15	1,50	1	2,1	1
13-16	4,02	0,5	2,1	2
13-17	3,60	0,5	2,1	2
13-18	4,48	0,5	2,1	2
18-19	2,43	0,5	2,1	1

Fonte: Autores, 2022.

O isolamento das linhas de vapor e condensado, será utilizado *Calorisol 815 / Thermo 12* que segundo a fabricante tem as especificações conforme segue a Tabela 4 considerando a temperatura de operação de até 200 °C.

Tabela 4: Espessura do isolamento Calorisol 815/Thermo 12 em função do diâmetro da tubulação de vapor.

Diâmetro da Tubulação (pol)	Espessura do Isolamento (pol)
até 4	1
maior 4	1.5

Fonte: Colorisol (Adaptada, 2022)

Para o dimensionamento da linha de condensado, foi considerado que todo o vapor que entra nas camisas dos reatores sai na forma de condensado na mesma vazão mássica. Sabendo que o volume específico do condensado a 10kg/cm² é 0,001127m³/kg (KORETSKY, 2009), então multiplica-se a vazão mássica presente na Tabela 5, Dimensionamento das linhas de vapor para determinar vazão volumétrica. Depois utiliza-se a Equação 28 para obter o diâmetro necessário da tubulação, onde é fixado a velocidade de escoamento de 1,5 m/s nas tubulações de condensado.

$$d = \sqrt{\frac{4 * Q}{v * \pi}} \quad (28)$$

Desse modo, d é o diâmetro (m), Q é a vazão (m³/s) e v é a velocidade (m/s). Com esses dados gerou-se a Tabela 5 para o diâmetro necessário e para o diâmetro comercial da tubulação.

Tabela 5: Dimensionamento das linhas de condensado

Linha	Vazão Volumétrica de Condensado (m ³ /s)	Diâmetro Calculado (pol)	Diâmetro Comercial (pol)
1-2	0,0085502	3,45	3,5
2-3	0,0016373	1,51	1,5
2-4	0,0069129	3,10	3,5
4-5	0,0016373	1,51	1,5
4-6	0,0016373	1,51	1,5
4-7	0,0036384	2,25	2,5
7-8	0,0016373	1,51	1,5
7-9	0,0016373	1,51	1,5
7-10	0,0003638	0,71	1
10-11	0,0001637	0,48	0,5
10-12	0,0001637	0,48	0,5

10-13	0,0000363	0,22	0,5
13-14	0,0000164	0,15	0,5
13-15	0,0000164	0,15	0,5
13-16	0,0000016	0,05	0,5
13-17	0,0000016	0,05	0,5
13-18	0,0000002	0,02	0,5
18-19	0,0085555	0,02	0,5
1-20	0,0082291	3,36	3,5

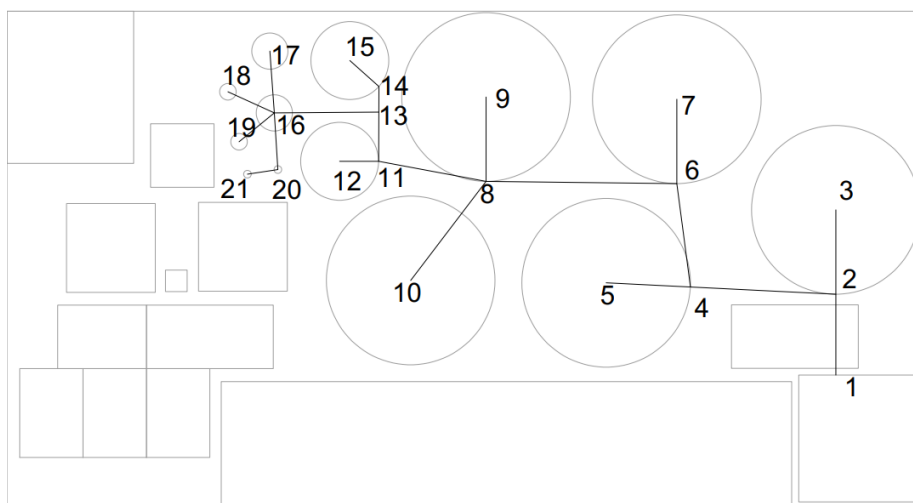
Fonte: Autores, 2022.

Para a geração de vapor, será utilizado duas caldeiras que produzirão 12000kg/h e 30000kg/h de vapor. Os modelos indicados são respectivamente o Waco S/A HC 15, para fornecimento de vapor para o processo de esterilização e aquecimento dos reatores e o modelo Waco S/A HC 19 que irá fornecer vapor necessários para o refeedor da torre de destilação.

C.6.3 DIMENSIONAMENTO DA LINHA DE ÁGUA FRIA

Na Figura 6 mostra-se o esboço das linhas de água fria na planta industrial, com a identificação de cada linha, saindo diretamente do setor utilidades.

Figura 6: Esboço da planta com a tubulação de água fria



Fonte: Autores, 2022.

Obteve-se o comprimento da linha, determinou-se a velocidade ótima de operação que será de 3 m/s. Em seguida foi calculado o valor do diâmetro teórico da tubulação com Equação 28, determinou-se o diâmetro comercial com a verificação da velocidade. Por fim calculou-se o Reynolds para verificar a continuidade do

escoamento turbulento com o aumento do diâmetro, conforme na Tabela 6. Foi desconsiderado as perdas de carga existente na rede, devido ao grande diâmetro da tubulação.

Tabela 6: Dimensionamento da linha de água fria

Linha	Comprimento (m)	D (pol)	D (pol) Comercial	Re
1-2	6,37	9,78	10	6,76E+08
2-3	6,51	4,28	4	2,96E+08
2-4	11,48	8,79	9	6,08E+08
4-5	6,66	4,28	4	2,96E+08
4-6	8,22	7,68	8	5,31E+08
6-7	6,65	4,28	4	2,96E+08
6-8	15,05	6,38	6	4,41E+08
8-9	6,65	4,28	4	2,96E+08
8-10	9,82	4,28	4	2,96E+08
8-11	8,62	2,02	2	1,39E+08
11-12	3,08	1,35	1,5	9,36E+07
11-13	3,88	1,50	1,5	1,03E+08
13-14	2,02	1,35	1,5	9,36E+07
14-15	3,08	1,35	1,5	9,36E+07
13-16	8,24	0,64	1	4,41E+07
16-17	4,08	0,43	1	2,96E+07
16-18	4,02	0,14	1	9,36E+06
16-19	3,6	0,14	1	9,36E+06
16-20	4,48	0,06	1	4,18E+06
20-21	2,43	0,04	1	2,96E+06

Fonte: Autores, 2022.

C.6.4 DIMENSIONAMENTO DA LINHA DE AR COMPRIMIDO

Utilizando a Tabela 7 do apêndice A, vazões de ar nos fermentadores, determinou-se a vazão necessária para cada tubulação já identificada, seu comprimento, e considerou-se 25% para ajuste do comprimento equivalente. Atribuiu-se uma perda de carga máxima padrão para as linhas principais de 0,02 kgf/cm²/100m e para as linhas secundárias no valor de 0,08 kgf/cm²/100m. Então determinou-se o

diâmetro teórico da tubulação através da Equação 29 da Atlas Copco para perda de carga na linha de ar comprimido.

$$hf = \frac{0,008 * Ql^{1,85} * Lt}{pi * d^5} \quad (29)$$

Onde hf é a perda de carga do sistema (kgf/cm²), Ql é a vazão livre do compressor (m³/min), Lt é o comprimento total da rede (m), levando em conta o comprimento real e o equivalente. Já o d é o diâmetro da tubulação (pol) e pi é a pressão absoluta inicial (kgf/cm²), nesse caso é 1.

(Continua)

Linha	Comprimento (m)	Lt (m)	Ql (m ³ /min)	D Teórico (pol)	D Comercial (pol)
1-2	6,37	7,96	1204,46	28,9	30
2-3	6,51	8,14	230,64	11,9	12
2-4	11,48	14,35	973,82	26,7	28
4-5	6,66	8,33	230,64	11,9	12
4-6	8,22	10,28	743,18	24,1	26
6-7	6,65	8,31	230,64	11,9	12
6-8	15,05	18,81	512,53	21,0	22
8-9	6,65	8,31	230,64	11,9	12
8-10	9,82	12,28	230,64	11,9	12
8-11	8,62	10,78	51,25	9,0	10
11-12	3,08	3,85	23,06	5,1	6
11-13	3,88	4,85	28,18	7,2	8
13-14	2,02	2,53	23,06	5,1	6
14-15	3,08	3,85	23,06	5,1	6
13-16	8,24	10,30	5,12	3,8	4
16-17	4,08	5,10	2,31	2,2	2,5
16-18	4,02	5,03	0,23	0,9	1
16-19	3,60	4,50	0,23	0,9	1
16-20	4,48	5,60	0,05	0,7	1
20-21	2,43	3,04	0,02	0,4	1

(Conclusão)

Para determinar o diâmetro da tubulação, isolou-se da Equação 29, obtendo-se a Equação 30. Obteve-se os valores presente na Tabela 7.

$$d = \sqrt[5]{\frac{0,008 * Ql^{1,85} * Lt}{hf * pi}} \quad (30)$$

Tabela 7: Diâmetro da tubulação de Ar Comprido

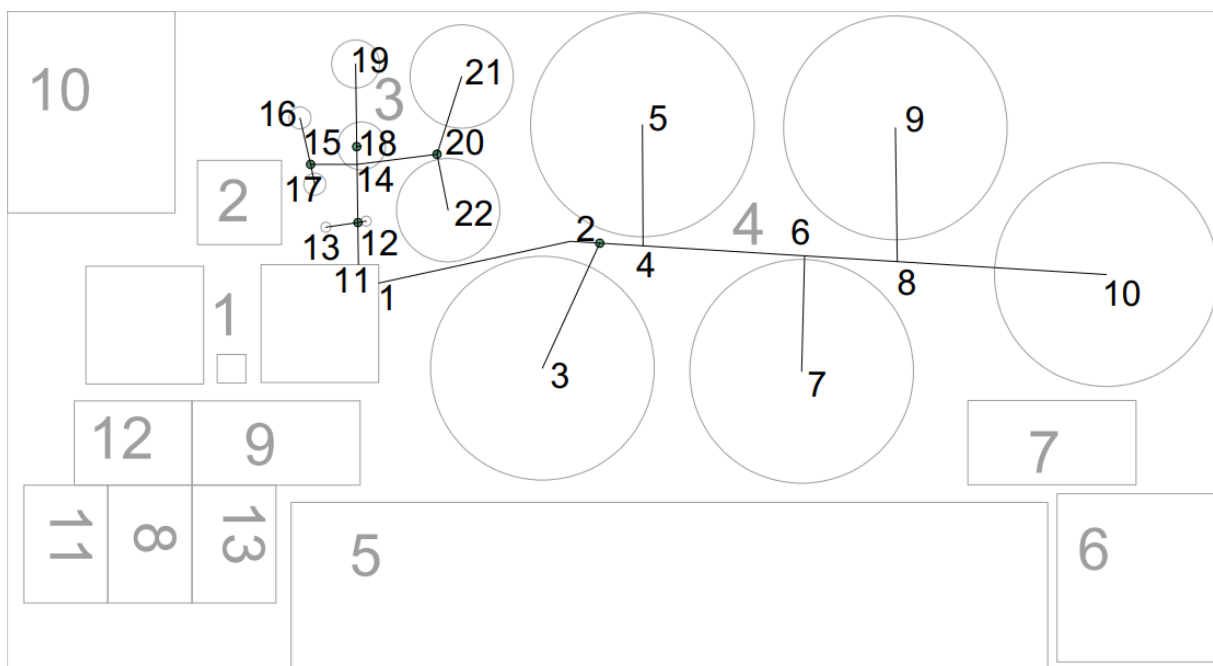
Fonte: Autores, 2022.

Considerando-se o volume necessário de ar alimentado para os fermentadores é indicado um compressor de ar do tipo parafuso da Rotor Plus de 15cv de 7,5 Bar ou similar.

C.6.4 DIMENSIONAMENTO DA LINHA DO MOSTO

Para a alimentação dos reatores, utilizou-se a Figura 7 esboço das tubulações que irão bombear o mosto para cada reator. Cada grupo de reator terá sua própria estação de bombeamento e todos deverão ter sua estação de bombeamento reserva. Com as tubulações identificadas, medidas do comprimento de cada linha, estipulou-se que a velocidade do bombeamento será de 3 m/s. Cada reator de mesmo volume será alimentado um de cada vez, ou seja, não há a necessidade de considerar o volume para encher dois reatores do mesmo tamanho ao mesmo tempo.

Figura 7: Tubulação de alimentação do mosto



Fonte: Autores, 2022.

A Tabela 8 mostra o tempo estipulado para alimentar cada reator e o volume necessário.

Tabela 8: Volume e tempo para alimentar cada reator

Fermentador	Volume de Mosto (m ³)	Tempo para Alimentação (min)
R-301 a R-305	207,00	30
R-207 a R-208	20,70	15
R-205 a R-206	2,07	10
R-203 a R-204	0,21	5
R-201 a R-202	0,02	5

Fonte: Autores, 2022.

A partir desses dados, calculou-se as vazões necessárias para cada reator. Com a velocidade estipulada obteve-se área transversal para posteriormente determinar o diâmetro da tubulação, utilizou-se a Equação 28. Em seguida, calculou-se o número de Reynolds para garantir a continuidade do regime turbulento. Os valores obtidos estão presentes na Tabela 9.

Tabela 9: Dimensionamento linha de alimentação do mosto

Linha	Comprimento (m)	Vazão (m ³ /h)	D Teórico (pol)	D Comercial (pol)	Re
1-2	13,41	414,00	8,70	10,00	5,23E+08
2-3	8,17	414,00	8,70	10,00	5,23E+08
2-4	2,58	414,00	8,70	10,00	5,23E+08
4-5	7,19	414,00	8,70	10,00	5,23E+08
4-6	9,62	414,00	8,70	10,00	5,23E+08
6-7	6,87	414,00	8,70	10,00	5,23E+08
6-8	5,52	414,00	8,70	10,00	5,23E+08
8-9	7,95	414,00	8,70	10,00	5,23E+08
8-10	12,46	414,00	8,70	10,00	5,23E+08
11-12	2,5	46,00	4,23	4,50	2,75E+08
12-13	1,92	0,04	0,08	0,75	6,97E+05
12-14	3,46	45,95	4,23	4,50	2,74E+08
14-15	2,76	2,49	0,68	0,75	4,20E+07
15-16	2,82	2,49	0,68	0,75	4,20E+07
15-17	1,21	2,49	0,68	0,75	4,20E+07
14-18	1,05	12,47	1,51	1,50	1,05E+08
18-19	4,91	12,47	1,51	1,50	1,05E+08
14-20	4,8	82,80	3,89	4,00	2,62E+08
20-21	4,85	82,80	3,89	4,00	2,62E+08
20-22	3,39	82,80	3,89	4,00	2,62E+08

Fonte: Autores, 2022.

ANEXOS

ANEXO A – MOINHO MB-401

Model	Drum Size (m)	Speed (r/min)	Ball Weigh(t)	Feed Size (mm)	Output Size (mm)	Capacity (t/h)	Power (kW)
MQZ1224	1.2X2.4	31	4.8	0-20	0.07-0.6	0.4-6.8	37
MQZ1245	1.2X4.5	31	5.2	0-20	0.07-0.6	1.6-12	45
MQZ1530	1.5X3.0	27.5	8.1	0-25	0.07-0.4	2.9-16.5	65
MQZ1557	1.5X5.7	29.2	15	0-25	0.07-0.4	4-25	95
MQZ1645	1.6X4.5	27.5	14	0-25	0.07-0.4	4-24	95
MQZ1836	1.8X3.6	23.9	11	0-25	0.07-0.4	8-40	132
MQZ1864	1.6X6.4	23.9	18.5	0-25	0.07-0.4	8-60	155
MQZ2130	2.1X3.0	23.8	19.8	0-25	0.07-0.4	6.5-36	155
MQZ2136	2.1X3.6	23.8	27	0-25	0.07-0.4	8-61	155
MQZ2265	2.2X6.5	21.6	28	0-25	0.07-0.4	8-35	210
MQZ2430	2.4X3.0	22	22.5	0-25	0.07-0.4	7-92	210
MQZ2436	2.4X3.6	22	28	0-25	0.07-0.4	7-95	210
MQZ2465	2.4X6.5	22	36	0-25	0.07-0.4	7-110	260
MQZ2736	2.7X3.6	21.9	39	0-25	0.07-0.4	13-140	310
MQZ2745	2.7X4.5	21.9	43	0-25	0.07-0.4	13-150	320
MQZ2836	2.8X3.6	20	42	0-25	0.07-0.4	15-140	310
MQZ3060	3.0X6.0	19	70	0-25	0.07-0.4	100-145	630
MQZ3245	3.2X4.5	18.6	65	0-25	0.07-0.4	100-145	630
MQZ3260	3.2X6.0	18.6	86	0-25	0.07-0.4	120-150	800
MQZ3645	3.6X4.5	17.8	90	0-25	0.07-0.4	120-220	1000
MQZ3660	3.6X6.0	17.8	120	0-25	0.07-0.4	50-230	1250

Fonte: ALIBABA (2022).

ANEXO B- SECADORA S-401

MODEL	HF4	HF6	HF8	HF10	HF12
Loading capacity	0.6T-1T per batch	1T-2T per batch	1.5T-2.5T per batch	1.8T-3T per batch	2T-4T per batch
Tray size(mm)	1400*900	1400*900	1400*900	1400*900	1400*900
Tray capacity	12---20kg	12---20kg	12---20kg	12---20kg	12---20kg
Tray Qty	60trays	90trays	120trays	150trays	180trays
Trolley	4	6	8	10	12
Chamber Dimension	5m×2.3m×2m	6.6m×2.3m×2m	8m×2.3m×2m	7m×3.3m×2m	8m×3.3m×2m
Installation Dimension	7m×2.3m×2.1m	8.6m×2.3m×2.1m	10m×2.3m×2.1m	9m×3.3m×2.1m	10m×3.3m×2.1m
Tray Material	Stainless Steel	Stainless Steel	Stainless Steel	Stainless Steel	Stainless Steel

Fonte: ALIBABA (2022)

ANEXO C- Filtro 500+ H series

Sizing & dimensions

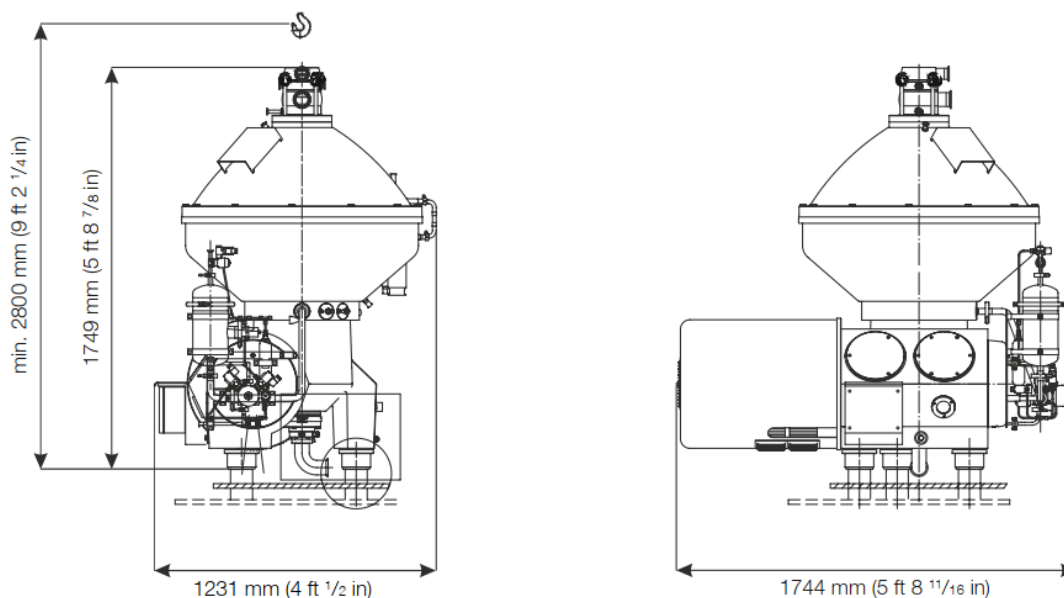
FILTER SIZE	Nominal capacity			Connections	Dimensions						Weight		
	DDH, DDHp, PDH, PDHp, QDH	m ³ /h	l/s		cfm	in	mm	in	mm	in	mm	in	kg
20 bar Aluminum													
15+	54	15	32	3/8	90	3.5	61	2.4	268	10.6	1.0	2.2	
32+	115	32	68	1/2	90	3.5	61	2.4	268	10.6	1.1	2.4	
55+	198	55	117	1/2	90	3.5	61	2.4	323	12.7	1.3	2.9	
80+	288	80	170	3/4 & 1	110	4.3	99	3.9	374	14.7	1.6	3.5	
110+	396	110	233	1	110	4.3	99	3.9	414	16.3	2.1	4.6	
200+	720	200	424	1 1/2	140	5.5	105	4.1	520	20.5	4.2	9.3	
270+	972	270	572	1 1/2	140	5.5	105	4.1	603	23.7	4.5	9.9	
330+	1188	330	699	1 1/2	140	5.5	105	4.1	603	23.7	4.6	10.1	
490+	1764	490	1038	2 & 2 1/2	179	7.0	121	4.8	689	27.1	6.9	15.2	
50 bar Aluminum													
160+	160	44	94	1/4	63	0.0	150	5.9	150	5.9	0.3	0.7	
250+	250	69	147	3/8	63	2.5	190	7.4	190	7.4	0.3	0.7	
450+	450	125	265	1/2	114	4.4	305	11.9	305	11.9	2.6	5.7	
550+	550	153	324	3/4	114	4.4	305	11.9	305	11.9	2.6	5.7	
835+	835	232	491	1	114	4.4	395	15.4	395	15.4	3.3	7.3	
1250+	1250	347	736	1 1/2	146	5.7	435	17.0	435	17.0	7.5	16.5	
1725+	1725	479	1015	1 1/2	146	5.7	435	17.0	435	17.0	7.5	16.5	
1925+	1925	535	1133	2	146	5.7	435	17.0	435	17.0	7.5	16.5	
3200+	3200	889	1883	2	146	5.7	635	24.8	635	24.8	10	22.0	
50 bar Stainless Steel													
100+	100	28	59	1/4	85	3.3	202	7.9	202	7.9	1.7	3.7	
200+	200	56	118	3/8	85	3.3	227	8.9	227	8.9	2	4.4	
340+	340	94	200	1/2	85	3.3	257	10.0	257	10.0	2.2	4.8	
500+	500	139	294	3/4	110	4.3	270	10.5	270	10.5	4	8.8	
1000+	1000	278	589	1	110	4.3	422	16.5	422	16.5	5	11.0	
1700+	1700	472	1000	1 1/2	150	5.9	517	20.2	517	20.2	15	33.1	
2040+	2040	567	1200	2	150	5.9	517	20.2	517	20.2	15	33.1	
3400+	3400	944	2000	2	150	5.9	817	31.9	817	31.9	21	46.3	

Fonte: Atlas Copco (2022).

ANEXO D – CENTRIFUGA C-402

Dimensões da centrífuga C-402.

Dimensions



Fonte: Alfa Laval, 2022.

ANEXO E – TABELA DA ÁGUA SATURADA

Apêndice B do Livro Termodinâmica para Engenharia Química 1ª ed, 2009 Koretsky, Milo D.

Tabela B 1.2.

Tabela B.1.2 (continuação)
Água saturada: tabela em função da pressão

Pressão kPa	Temp. °C	Volume específico (m ³ /kg)		Energia interna (kJ/kg)			Entalpia (kJ/kg)			Entropia (kJ/kg K)		
		Líquido sat.	Vapor sat.	Líquido sat.	Evap.	Vapor sat.	Líquido sat.	Evap.	Vapor sat.	Líquido sat.	Evap.	Vapor sat.
<i>P</i>	<i>T</i>	<i>v_l</i>	<i>v_v</i>	<i>u_l</i>	<i>u_{lv}</i>	<i>u_v</i>	<i>h_l</i>	<i>h_{lv}</i>	<i>h_v</i>	<i>s_l</i>	<i>s_{lv}</i>	<i>s_v</i>
850	172,96	0,001118	0,22698	731,25	1847,45	2578,69	732,20	2039,43	0,2771,63	2,0709	4,5711	6,6421
900	175,38	0,001121	0,21497	741,81	1838,65	2580,46	742,82	2031,12	2773,94	2,0946	4,5280	6,6225
950	177,69	0,001124	0,20419	751,94	1830,17	2582,11	753,00	2023,08	2776,08	2,1171	4,4869	6,6040
1000	179,91	0,001127	0,19444	761,67	1821,97	2583,64	762,79	2015,29	2778,08	2,1386	4,4478	6,5864
1100	184,09	0,001133	0,17753	780,08	1806,32	2586,40	781,32	2000,36	2781,68	2,1791	4,3744	6,5535
1200	187,99	0,001139	0,16333	797,27	1791,55	2588,82	798,64	1986,19	2784,82	2,2165	4,3067	6,5233
1300	191,64	0,001144	0,15125	813,42	1777,53	2590,95	814,91	1972,67	2787,58	2,2514	4,2438	6,4953

Fonte: Koretsky, 2009.