



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

**SORBITEC®**

**Planta de produção de Sorbitol com foco na indústria farmacêutica**

**TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO**

**Gabriel da Silva Sauzem  
João Antônio Gregoski Kazmirski  
Marco Antônio Dutra Garcia  
Matheus Pelizzaro Panciera  
Roberto Covalski Zubaran**

**Santa Maria, RS, Brasil  
2019**

**SORBITEC®**

**Planta de produção de Sorbitol com foco na indústria farmacêutica**

**Gabriel da Silva Sauzem  
João Antônio Gregoski Kazmirski  
Marco Antônio Dutra Garcia  
Matheus Pelizzaro Panciera  
Roberto Covaleski Zubaran**

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

Orientador: Mônica Beatriz Alvarado Soares

Santa Maria, RS, Brasil  
2019

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

**SORBITEC®**

**Planta de produção de Sorbitol com foco na indústria farmacêutica**

Elaborado por  
Gabriel da Silva Sauzem  
João Antônio Gregoski Kazmirski  
Marco Antônio Dutra Garcia  
Matheus Pelizzaro Panciera  
Roberto Covaleski Zubaran

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

COMISSÃO EXAMINADORA:

---

Mônica Beatriz Alvarado Soares, Dr. (UFSM)  
(Presidente/Orientador)

---

Lisiane De Marsillac Terra, Dr. (UFSM)  
(Professor convidado)

---

Christian Luiz da Silveira, Dr. (UFSM)  
(Professor convidado)

Santa Maria, 5 de dezembro de 2019.

## **AGRADECIMENTOS**

Gostaríamos de agradecer à todas pessoas e organizações que contribuíram para a realização deste trabalho.

À nossa professora orientadora, Mônica Alvarado Soares, pelas reuniões, pelo apoio e orientação dados.

Aos nossos pais Nilza Lourenço da Silva, Geni Gregorski e Germano Kazmirski, Cleusa Maria Pelizzaro Panciera e Otacir Panciera, Mariza Terezinha Dutra Garcia e Dilmar de Almeida Garcia, Vera Rosane Covalesky Zubaran e Carlos Roberto Zubaran, sempre nos fornecendo apoio, carinho e amor em todos os momentos.

Ao Gabriel Budel, por toda ajuda e dicas que o mesmo nos deu para realizar o TCC.

Aos nossos irmãos Alexandre Arthur e Ana Paula Kazmirski, Felipe Pelizzaro Panciera, Fábio e Edeson Garcia, Maurício Zubaran, pela ajuda nos momentos de dificuldade.

À Aline Colling Schneider pela força e amor em todo os momentos.

Ao Departamento de Expressão Gráfica, pelo espaço disponibilizado para nossas reuniões de projeto.

E a todas as pessoas que acreditaram.

## RESUMO

### SORBITEC<sup>®</sup>

#### **Planta de produção de Sorbitol com foco na indústria farmacêutica**

AUTORES: Gabriel da Silva Sauzem, João Antônio Gregoski Kazmirski, Marco Antônio Dutra Garcia, Matheus Pelizzaro Panciera e Roberto Kovaleski Zubaran

ORIENTADOR: Mônica Beatriz Alvarado Soares

O Sorbitol é um poli álcool com sabor adocicado, inodoro, não carcinogênico, na forma de um pó branco cristalino e com peso molecular de 182,17 g/mol, apresentando 60% de doçura em comparação a sacarose. Está presente em diversos tipos de alimentos, produtos farmacêuticos, entre outros. Até então, o comércio de Sorbitol no Brasil se dá apenas por meio de importação, sem fabricação aqui no país. A quantidade de Sorbitol importado para o Brasil ao ano é de 6000 toneladas, e tende a crescer ainda mais até o ano de 2021. Com essas informações, a Sorbitec<sup>®</sup> tem por objetivo começar a produção desse produto, que se faz importante no dia a dia de diversas indústrias. Assim, foi selecionado a rota tecnológica que consiga o produto mais puro possível, empregando um catalisador, para assim acontecer uma hidrogenação da glicose. Outro ponto do projeto, foi a procura de um recuperador de hidrogênio, visando 100% do reuso do mesmo. O dimensionamento do processo escolhido foi realizado considerando o processamento de 600 toneladas ao ano, tendo em vista ocupar 10% do mercado nacional importado de Sorbitol. Isso refere-se a aproximadamente 1818 kg de sorbitol por dia. A partir da análise econômica da planta, constatou-se que o retorno financeiro é obtido em torno de 5 anos.

**Palavras-chave:** hidrogenação catalítica, glicose, catalisador, hidrogênio e purificação.

## ABSTRACT

### SORBITEC®

#### Sorbitol Production focused on Pharmaceutical Industry

AUTHORS: Gabriel da Silva Sauzem, João Antônio Gregoski Kazmirski, Marco Antônio Dutra Garcia, Matheus Pelizzaro Panciera e Roberto Kovaleski Zubaran

ADVISOR: Mônica Beatriz Alvarado Soares

Sorbitol is a sweet, odorless, non-carcinogenic, flavored polyalcohol in the form of a white crystalline powder with a molecular weight of 182.17 g/mol, with 60% sweetness compared to sucrose. It is present in many types of food, pharmaceutical products, among others. Until then, the Sorbitol trade in Brazil is only through imports, without manufacturing here in the country. The amount of Sorbitol imported to Brazil per year is 6000 tons, and tends to grow even more until the year 2021. With this information, Sorbitec® aims to start production of this product, which is important on the day to day from various industries. Thus, we selected the technological route that achieves the purest product possible, using a catalyst, so as to happen a hydrogenation of glucose. Another point of the project was the search for a hydrogen recuperator, aiming at 100% of its reuse. The sizing of the chosen process was performed considering the processing of 600 tons per year, aiming to occupy 10% of the national importation Sorbitol market. This refers to approximately 1818 kg of sorbitol per day. From the economic analysis of the plant, it was found that the financial return is obtained around 5 years.

**Keywords:** catalytic hydrogenation, glucose, catalyst, hydrogen and purification.

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Diferentes catalisadores analisados .....	9
Tabela 2 - Condições de controle para respectivas conversões.....	31
Tabela 3 - Custo de produção de hidrogênio .....	34
Tabela 4 - Quantidades globais de matéria prima e insumos utilizado no processo .....	48
Tabela 5 - Composição de cada corrente no processo.....	50
Tabela 6 - Balanço de energia dos equipamentos do processo.....	50
Tabela 7 - Equipamentos e suas dimensões .....	51
Tabela 8 - Demanda de água fria nos equipamentos .....	61
Tabela 9 - Dimensionamento de tubulações de ar .....	62
Tabela 10 - Payback .....	88
Tabela 11 - Interpolação do H <sub>2</sub> a 400K .....	96
Tabela 12 - Interpolação do H <sub>2</sub> a 500K .....	97
Tabela 13 - Interpolação a 89,2871 bar e 418 K .....	97
Tabela 14 - Dados do fabricante convertidos .....	116
Tabela 15 - Características necessárias para escoamento em tubulações de Aço Inox .....	125
Tabela 16 - Diâmetros comerciais escolhidos .....	126
Tabela 17 - Comprimento equivalente para as tubulações .....	127
Tabela 18 - Acessórios e suas perdas de carga.....	128
Tabela 19 - Vazões nas instalações de vapor .....	129
Tabela 20 - Diâmetro comercial das tubulações.....	130
Tabela 21 - Diâmetro das tubulações de condensado.....	130
Tabela 22 - Diâmetro comercial das tubulações de condensado .....	131
Tabela 23 - Comprimento necessário para cada trecho de tubulação.....	132
Tabela 24 - Dimensionamento de tubulações de ar .....	133
Tabela 25 - Potência das bombas .....	133
Tabela 26 - Regime de operação .....	134

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Logo da empresa.....	1
Figura 2 - Proporção de consumo de açúcar mundial .....	3
Figura 3 - Reação de hidrogenação da glicose .....	4
Figura 4 - Molécula de sorbitol com destaque para o grupo álcool .....	4
Figura 5 - Reação de formação do sorbitol .....	5
Figura 6 - Quantidade e valores importados de sorbitol.....	11
Figura 7 - Preço de importação de sorbitol.....	12
Figura 8 - Tendências de mercado americano para o sorbitol.....	12
Figura 9 - Principais usos de sorbitol no mundo .....	13
Figura 10 - Modelo Canvas .....	14
Figura 11 - Big bag utilizado.....	16
Figura 12 - Produto comercializado .....	19
Figura 13 - Taxa de juros praticados pelo BNDES .....	20
Figura 14 - Localização geográfica do polo industrial de Camaçari - BA .....	22
Figura 15 - Localização da instalação industrial .....	23
Figura 16 - Terreno da instalação industrial.....	23
Figura 17 - Representação da instalação industrial .....	24
Figura 18 - Fluxograma do processo de produção de sorbitol pela Sorbitec® .....	39
Figura 19 - Tecnologia PSA .....	40
Figura 20 - Reator TBR .....	41
Figura 21 - Esquema do Spray dryer .....	43
Figura 22 - Montagem do sistema .....	44
Figura 23 - Gotas sendo geradas.....	44
Figura 24 - Equipamento para enchimento de big bags com sorbitol .....	45
Figura 25 - Carregamento dos big bags.....	45
Figura 26 - Representação simplificada da produção de Sorbitol .....	48
Figura 27 - Processo de produção do Sorbitol.....	49
Figura 28 - Sistema de controle .....	53
Figura 29 - Mapa de risco da Sorbitec.....	68
Figura 30 - Fluxo de caixa descontado.....	87
Figura 31 - Resultado acumulado .....	88
Figura 32 - Fluxograma do processo com suas correntes.....	95
Figura 33 - Reator.....	95
Figura 34 - Ponto de mistura .....	98
Figura 35 - Separador .....	98
Figura 36 - Evaporador.....	99
Figura 37 - Secador .....	100
Figura 38 - Purificador .....	101
Figura 39 - Reciclo .....	101
Figura 40 - Ilustração das dimensões do reator .....	112
Figura 41 - Planta de purificação de hidrogênio instalada .....	115
Figura 42 - Diagrama do evaporador e suas correntes .....	116

Figura 43 - Representação do Spray dryer .....	118
Figura 44 - Representação do Spray-dryer em paralelo .....	118
Figura 45 - Instalação das bombas .....	134

## LISTA DE QUADROS

Quadro 1 - Comparativo de preços .....	35
Quadro 2 - Custos para produção de 1 kg de sorbitol .....	36
Quadro 3 - Utilidades e sua demanda energética .....	36
Quadro 4 - Simbologia do sistema de controle.....	52
Quadro 5 - Detalhamento dos principais instrumentos .....	53
Quadro 6 - Malhas de controle do processo .....	55
Quadro 7 - Tubulações necessárias para o processo.....	56
Quadro 8 - Tubulação necessária para condensado e vapor .....	57
Quadro 9 - Bombas necessárias para o processo .....	57
Quadro 10 - Tempo e temperatura dos fluídos na CIP .....	59
Quadro 11 - Volume dos tanques .....	60
Quadro 12 - Demanda de vapor nos trocadores e evaporador.....	62
Quadro 13 - Demanda de vapor para aquecimento da água .....	63
Quadro 14 - Valores para o terreno .....	73
Quadro 15 - Custos com equipamentos para o processo .....	74
Quadro 16 - Custos das tubulações .....	76
Quadro 17 - Valores dos equipamentos para as tubulações .....	77
Quadro 18 - Valores de capital .....	79
Quadro 19 - Valores de investimento .....	79
Quadro 20 - Custos com matéria-prima e insumos .....	80
Quadro 21 - Custos com utilidades .....	81
Quadro 22 - Custos com salários .....	82
Quadro 23 - Custos fixos .....	83
Quadro 24 - Custos variáveis.....	84
Quadro 25 - Sistema de amortização constante.....	84
Quadro 26 - Demonstrativo de resultados .....	85
Quadro 27 - Demonstrativo de resultados .....	86

## SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	1
1.1 EMPRESA	1
1.2.1 Objetivo geral	2
1.2.2 Objetivos específicos	2
1.3 JUSTIFICATIVA	2
2 DEFINIÇÃO DO PRODUTO	4
2.1 O SORBITOL	4
2.1.1 Características físico-químicas	4
2.1.2 Reação de formação do sorbitol	5
2.2 O SORBITOL E SUAS APLICAÇÕES ESPECÍFICAS	5
2.2.1 Aplicação farmacêutica	6
2.2.2 Aplicação alimentícia	6
2.2.3 Aplicação em cosméticos	7
2.2.4 Aplicações curiosas	7
2.3 ASPECTOS GERAIS DE PRODUÇÃO DE SORBITOL	7
2.3.1 Obtenção de sorbitol por hidrogenação catalítica	7
2.3.2 Obtenção de sorbitol por método biotecnológico utilizando <i>Zymomonas Mobilis</i>	9
2.4 ECONOMIA DO SORBITOL	11
2.4.1 Brasil	11
2.4.2 No mundo	12
2.4.3 Análise de Mercado	13
3 MODELO DE NEGÓCIO E EXIGÊNCIAS LEGAIS E DE SEGURANÇA	14
3.1 O MODELO DE NEGÓCIOS	14
3.1.1 O quê?	15
3.1.1.1 Proposta de Valor	15
3.1.2 Para Quem?	16
3.1.2.1 Relacionamento com clientes	16
3.1.2.2 Canais	17
3.1.2.3 Segmento de clientes	17
3.1.3 Como	17
3.1.3.1. Principais parceiros	17

3.1.3.2 Atividades principais	20
3.1.3.3 Recursos principais	20
3.1.3.4 Estrutura de custo	21
3.2 LOCALIZAÇÃO DA PLANTA INDUSTRIAL	21
3.2.1 Custo da compra de terreno planta industrial	24
3.3 EXIGÊNCIAS LEGAIS	24
3.3.1 Etapas do licenciamento ambiental	24
3.3.2 Regulamentações	26
3.4 EXIGÊNCIAS DE ARMAZENAMENTO, TRANSPORTE E DISTRIBUIÇÃO	27
3.4.1 Armazenamento	27
3.4.1.1 Armazenamento do Sorbitol / Glicose	28
3.4.1.2 Armazenamento de Hidrogênio	28
3.4.2 Transporte e Distribuição	28
3.5 NORMAS REGULAMENTADORAS PARA PRODUÇÃO DE SORBITOL	28
4 ANÁLISE DAS TECNOLOGIAS PARA A PRODUÇÃO DE SORBITOL	30
4.1 HIDROGENAÇÃO CATALÍTICA DA GLICOSE UTILIZANDO NI/SIO <sub>2</sub> -AL <sub>2</sub> O <sub>3</sub> COMO CATALISADOR	30
4.2 HIDROGENAÇÃO CATALÍTICA DA CELULOSE	31
4.3 PRODUÇÃO DE SORBITOL ATRAVÉS DE BIOCATALÍSE UTILIZANDO <i>ZYMOMONAS MOBILIS</i>	32
4.4 PRODUÇÃO DE SORBITOL USANDO DIFERENTES FONTES DE HIDROGÊNIO	32
4.5 MATÉRIAS-PRIMAS, INSUMOS E REQUERIMENTOS ENERGÉTICOS	33
4.5.1 Insumos e requerimentos energéticos para produção de hidrogênio	33
4.6 ANÁLISE ECONÔMICA PRELIMINAR	33
5. DEFINIÇÕES DO PROCESSO	38
5.1 DEFINIÇÃO DE ESCALA	38
5.2 ESTRATÉGIA DE PRODUÇÃO E OPERAÇÃO	38
5.3 ESCOLHA DA ROTA PARA PRODUÇÃO DE SORBITOL	38
5.3.1 Obtenção da solução de glicose	38
5.3.2 Hidrogênio, purificação e reciclo	39
5.3.3 Etapa de pré-aquecimento	40
5.3.4 Reator	41
5.3.5 Catalisador	42

5.3.6 Resfriamento	42
5.3.7 Separação em alta pressão	42
5.3.8 Evaporação	43
5.3.9 Secagem em <i>Spray-dryer</i>	43
5.3.10 Produto final	45
6. PROJETO DE PROCESSO - BALANÇO DE MASSA, BALANÇO DE ENERGIA E DIMENSIONAMENTO DOS EQUIPAMENTOS	46
6.1 BALANÇO DE MASSA	46
6.2 BALANÇO DE ENERGIA	50
6.3 DIMENSIONAMENTO DOS EQUIPAMENTOS	51
6.4 INSTRUMENTAÇÃO E CONTROLE	52
6.4.1 Sistema de controle do reator	52
6.4.2 Malhas de controle	525
7 PROJETO DE UTILIDADES INDUSTRIAIS	56
7.1 INSTALAÇÕES DO PROCESSO	56
7.2 INSTALAÇÕES DE ÁGUA FRIA	58
7.2.1. Sistema CIP	58
7.2.2. Demanda de água	61
7.2.3. Rede de água	61
7.2.4 Rede de ar aquecido	62
7.3. INSTALAÇÕES DE VAPOR	62
7.3.1 Demanda de vapor na caldeira	62
7.3.2 Demanda de vapor no sistema CIP	63
8 TRATAMENTO DE EFLUENTES	64
9 CONTROLE DE QUALIDADE	65
9.1 LABORATÓRIO	65
9.1.1. Análise das matérias primas	65
9.1.2 Análise no produto	65
10 SISTEMA DE SEGURANÇA	66
10.1. CIPA	66
10.2. PROGRAMAS GERAIS DE SEGURANÇA E SAÚDE	69
10.2.1. PCMSO	69
10.2.2. PPRA	69

10.2.3. Proteção contra incêndios	69
11 POLÍTICA DE RESÍDUO	70
12 SEGURANÇA DO TRABALHO	71
13 ANÁLISE ECONÔMICA	72
13.1 INVESTIMENTO INICIAL	72
13.1.1 Custos de preparação do terreno	72
13.1.2 Custos de aquisição dos equipamentos	74
13.1.3 Custos de sistemas de instalações	76
13.1.4 Custos com documentação e licenciamento	78
13.1.5 Custos extras	78
13.1.6 Capital de giro	78
13.1.7 Investimento inicial	79
13.1.8 Custos com matéria-prima e insumos	80
13.1.9 Custos com utilidades	81
13.1.10 Custos empregatícios	81
13.2 CLASSIFICAÇÃO DOS CUSTOS TOTAIS DE PRODUÇÃO	83
13.2.1 Custos Fixos	83
13.2.2 Custos Variáveis	83
13.2.3 Financiamento	83
13.2.4 Preço de Venda	85
13.2.5 Análise de Viabilidade	85
13.2.6 <i>Payback Time</i>	88
13.2.7 Conclusão da Viabilidade	89
14 CONCLUSÃO	90
15 REFERÊNCIAS	91
APÊNDICE A - BALANÇO DE MASSA	95
A.1 REATOR	95
A.2 PONTO DE MISTURA	98
A.3 SEPARADOR DE ALTA PRESSÃO	98
A.4 EVAPORADOR	99
A.5 SECADOR	99
A.6 PURIFICADOR	100
A.7 RECICLO	100

APÊNDICE B - BALANÇO DE ENERGIA	103
B.1 BALANÇO DE ENERGIA NO TROCADOR DE CALOR TC01	103
B.2 BALANÇO DE ENERGIA NO TROCADOR DE CALOR TC02	104
B.3 BALANÇO DE ENERGIA NO TROCADOR DE CALOR TC03	105
B.4 BALANÇO DE ENERGIA NO TROCADOR DE CALOR TC04	106
B.5 BALANÇO DE ENERGIA NO EVAPORADOR	107
B.6 CALDEIRA	107
B.7 CIP	107
APÊNDICE C - DIMENSIONAMENTOS DOS EQUIPAMENTOS	109
C.1 TANQUE DE ÁGUA	109
C.2 DIMENSIONAMENTO DO TANQUE DE GLICOSE	109
C.3 DIMENSIONAMENTO DO TANQUE DE MISTURA	109
C.4 DIMENSIONAMENTO DO TANQUE DE SOLUÇÃO	109
C.5 DIMENSIONAMENTO DO TANQUE DE HIDROGÊNIO	109
C.6 DIMENSIONAMENTO DO REATOR	110
C.6.1 Escolha do melhor tipo de processo	110
C.6.2 Cálculo do volume de catalisador	111
C.6.3 Dimensionamento do Reator	111
C.6.4 Queda de pressão no reator	112
C.7 DIMENSIONAMENTO DO TANQUE FLASH	114
C.8 DIMENSIONAMENTO DO PURIFICADOR DE HIDROGÊNIO	115
C.9 DIMENSIONAMENTO DO EVAPORADOR	116
C.10 DIMENSIONAMENTO DO <i>SPRAY DRYER</i>	117
C.12 DIMENSIONAMENTO DA BOMBA DE ÁGUA	121
C.13 DIMENSIONAMENTO DO COMPRESSOR DE AR	121
C.14 DIMENSIONAMENTO DO COMPRESSOR DE HIDROGÊNIO	121
C.15. DIMENSIONAMENTO DA TORRE DE RESFRIAMENTO	121
APÊNDICE D - DEMANDA DE ÁGUA NAS INSTALAÇÕES	123
APÊNDICE E - MEMORIAL DE CÁLCULO DAS INSTALAÇÕES	124
E.1 INSTALAÇÕES DO PROCESSO	124
E.2 INSTALAÇÕES DE VAPOR	129
E.3 INSTALAÇÃO DE CONDENSADO	130
E.4 INSTALAÇÃO DE ÁGUA DE USO COMUM	131

E.5 TUBULAÇÃO DE AR QUENTE	132
E.6 BOMBAS	133
ANEXO A - CATÁLOGO DO <i>SPRAY DRYER</i>	136
ANEXO B - CATÁLOGO DO EVAPORADOR	137
ANEXO C - DIAGRAMA DE MOODY	139
ANEXO D - DENSIDADE DE SOLUÇÕES AQUOSAS	140
ANEXO E - VELOCIDADES RECOMENDADAS PARA TUBULAÇÕES	141
ANEXO F - PERDAS DE CARGA EM ACESSÓRIOS	142
ANEXO G - PERDAS DE CARGA EM ACESSÓRIOS	143
ANEXO H - ESPESSURAS DE TUBULAÇÃO EM AÇO INOX	144
ANEXO I - RUGOSIDADE RELATIVA PARA VÁRIOS MATERIAIS	145
ANEXO J - VISCOSIDADE ABSOLUTA PARA SOLUÇÕES AQUOSAS DE GLICOSE	146
ANEXO K - VISCOSIDADE ABSOLUTA PARA O HIDROGÊNIO EM VÁRIAS TEMPERATURAS	147
ANEXO L - MODELOS DE CALDEIRA E CAPACIDADE	148
ANEXO M - PROJETO DA CALDEIRA	149
ANEXO N - PURIFICADOR DE HIDROGÊNIO	150
ANEXO O - TUBULAÇÕES DE AÇO	151
ANEXO P - BOMBAS CENTRÍFUGAS	152
ANEXO Q - TANQUES DE ARMAZENAMENTO	153
ANEXO R - BOMBA PARA O ABASTECIMENTO DE ÁGUA	155
ANEXO S - COMPRESSOR DE AR PARA O <i>SPRAY DRYER</i>	156
ANEXO T - TUBULAÇÕES DE PVC	157
ANEXO U - PRINCIPAIS MARCAS DE ADOÇANTES NO BRASIL	158
ANEXO V - TORRE DE RESFRIAMENTO	160
ANEXO W - ROSCA TRANSPORTADORA	161
ANEXO X - COLUNA DE OSMOSE REVERSA	162
ANEXO Y – AGITADOR	163
ANEXO Z - EMPILHADEIRA	164
ANEXO AA - ENSACADEIRA DE <i>BIG BAGS</i>	165
ANEXO AB - COMPRESSOR DE HIDROGÊNIO MARCA L&W	166
ANEXO AC - CAIXA DE ÁGUA	168

ANEXO AD - GASTO DE ÁGUA SEGUNDO MACINTYRE, 2012	169
ANEXO AE - TANQUES JAQUETADOS PARA A CIP	170

## 1 INTRODUÇÃO

O presente trabalho visa abordar a implementação de uma planta industrial para produção de sorbitol a partir de glicose no estado da Bahia, explorando o mercado de fármacos, com alto valor agregado e alta demanda no Brasil. Atualmente, todo o sorbitol consumido tanto no estado da Bahia, quanto no Brasil, é proveniente de importação, sendo assim, existe uma oportunidade de mercado imensa, totalmente inexplorada pelo setor industrial brasileiro.

Visando maior abrangência de mercado e a rápida expansão pelo estado da Bahia, optou-se pela abordagem de vendas para empresas farmacêuticas.

### 1.1 EMPRESA

A Sorbitec<sup>®</sup> é uma indústria que atua no setor B2B (*Business to business*), buscando satisfazer a demanda de matéria-prima bruta para a indústria farmacêutica, onde o sorbitol é utilizado na fabricação de produtos como laxantes, diuréticos, cremes dentais, além de ser utilizado como revestimento em cápsulas.

Figura 1 - Logo da empresa



Fonte: Os autores (2019).

A Sorbitec<sup>®</sup> mantém uma margem competitiva através da otimização da produção, com foco na indústria e também pela atenção dedicada aos fornecedores, mantendo excelente relação com os clientes, assim como sua capacidade de se adequar às necessidades do mercado. A empresa será instalada estrategicamente nas proximidades do polo petroquímico de Camaçari, na Bahia, visando assim a otimização de custos com logística.

## 1.2 OBJETIVOS

### 1.2.1 Objetivo geral

O presente trabalho visa projetar uma planta industrial para a produção de sorbitol, escolhendo uma rota tecnológica através da reação de hidrogenação catalítica, propondo um produto final de alta pureza com a finalidade de comercialização à granel para indústrias de interesse, principalmente do ramo farmacêutico.

### 1.2.2 Objetivos específicos

1. Analisar a rota tecnológica da produção de sorbitol, através da hidrogenação catalítica utilizando níquel metálico, a partir de uma solução de glicose em reatores contínuos de leito recheado;
2. Projetar a planta industrial para a produção, definir o melhor modo de operação da produção e determinar o sistema de logística mais eficiente para a distribuição do produto final;
3. Realizar análise de mercado, o local de instalação da planta de produção e um modelo de negócios, bem como a viabilidade econômica do projeto.

## 1.3 JUSTIFICATIVA

O Brasil vem-se tornado um dos maiores consumidores de açúcar a nível mundial, sendo o 4º maior consumidor de sacarose do mundo, de acordo com levantamento da Sucden (2014), multinacional do ramo açucareiro. A recomendação da Organização Mundial de Saúde (OMS) é que apenas 10% dos alimentos consumidos por dia venham do açúcar, mas os brasileiros consomem 16,3%. A Figura 2 apresenta os principais consumidores de açúcares no mundo, com destaque ao Brasil, quarto colocado no ranking de consumo.

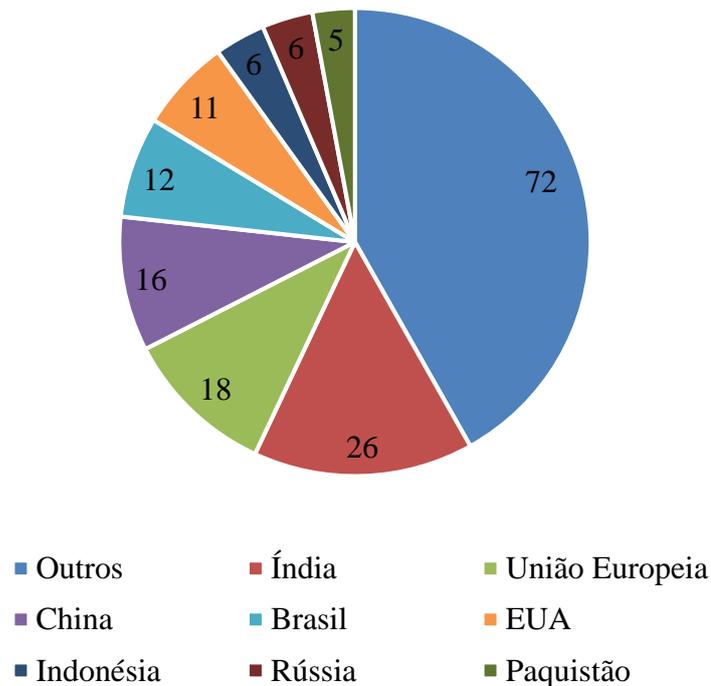
O elevado consumo está diretamente relacionado com o açúcar refinado, principal meio de adoçar alimentos, bebidas e demais. Logo, a principal fonte de consumo é açúcar de mesa.

Esse açúcar, por sua vez, pode ser substituído por uma infinidade de adoçantes sintéticos e naturais que apresentam poder adoçante superior e em grande parte dos casos, a oferta de calorias acaba sendo inferior, tanto pela menor quantidade utilizada quando pela facilidade de utilizar e quantificar o poder de adoçar desse tipo de adoçante.

Além de tudo isso já apresentado, uma área de interesse competitivo para justificar a instalação da planta está em explorar o mercado farmacêutico. Segundo a empresa de pesquisa

e consultoria em tecnologia TechNavio, o sorbitol deverá ter crescimento de sua demanda na indústria cosmética. Na América Latina, a expectativa é de geração de US\$ 282,2 milhões pelo sorbitol. Em todas as regiões, o aumento na demanda é impulsionado por seu uso em produtos de cuidados pessoais.

Figura 2 - Proporção de consumo de açúcar mundial



Fonte: adaptado de Sucden.

Para tornar sua aplicação mais clara, a função umectante do sorbitol promove a manutenção do teor de água no produto. Quando temos formulações emulsivas, por exemplo, o sorbitol mantém o teor de umidade na superfície da emulsão, evitando a formação de uma película rígida que pode prejudicar o sensorial do produto. Já nos cremes dentais, pode ter também a função de co-emulsionante, espessante e até mesmo edulcorante.

Além dos benefícios evidentes ao consumidor, o gasto de energia e a emissão de gás carbônico para esta produção são muito baixos, além do fato de o sorbitol ser um produto biodegradável em comparação aos umectantes petroquímicos tradicionais. O sorbitol tem propriedades em comum com os ativos petroquímicos, mas com menos impacto ambiental.

## 2 DEFINIÇÃO DO PRODUTO

### 2.1 O SORBITOL

Sorbitol é um poliálcool, com um sabor adocicado, tem uma produção natural através de frutas e plantas, também pode ser obtido via produção industrial através da hidrogenação catalítica da glicose (AGAREWAL, 2018).

O sorbitol produzido pela Sorbitech® será obtido através de uma reação de hidrogenação catalítica utilizando níquel suportado em sílica alumina (Ni/SiO<sub>2</sub>-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>), como mostrado na Figura 3.

Figura 3 - Reação de hidrogenação da glicose

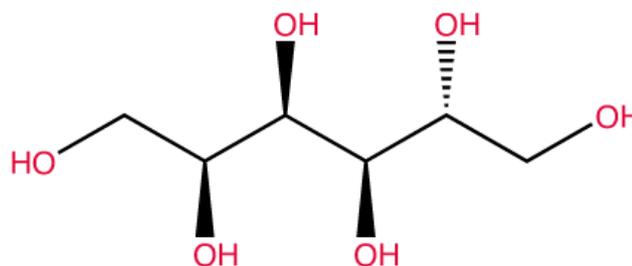


Fonte: Marques, 2016.

#### 2.1.1 Características físico-químicas

Segundo (MARQUES et al., 2016) o sorbitol apresenta-se como inodoro, não carcinogênico, na forma de um pó branco cristalino quando adquirido na forma comercial, com peso molecular de 182,17 g/mol, apresentando 60% de doçura em comparação a sacarose, a solubilidade é igual a 2.350 g/L e apresenta uma densidade de 1.489 g/cm<sup>3</sup>. Seu pH gira em torno de 7, sendo considerado como neutro para fins generalistas. Partindo para uma análise de estrutura, o sorbitol é uma molécula orgânica relativamente simples, com seis grupamentos OH (álcoois) em sua estrutura, como mostrado na Figura 4.

Figura 4 - Molécula de sorbitol com destaque para o grupo álcool



Fonte: Marques, 2016.

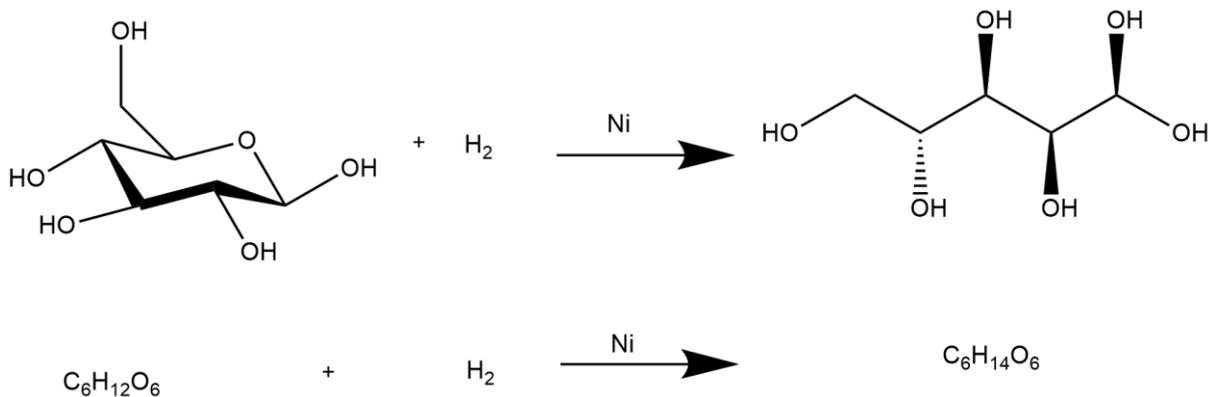
Em termos de dados orgânicos e de processo, a fórmula molecular é C<sub>6</sub>H<sub>14</sub>O<sub>6</sub> com o nome IUPAC (2S,3R,4R,5R)-Hexane-1,2,3,4,5,6-hexol, seus nomes usuais são glucitol, D-

glucitol ou ainda D-Sorbitol. Seu ponto de fusão está em 95°C e o ponto de ebulição em 296 °C.

### 2.1.2 Reação de formação do sorbitol

O sorbitol é produzido através de uma reação de hidrogenação em geral, onde a mesma é esquematizada na figura 5.

Figura 5 - Reação de formação do sorbitol



Fonte: Marques, 2016.

Estequiometricamente, uma molécula de glicose, em conformação adequada, como mostrada na Figura 5, é atacada por uma molécula de hidrogênio em estado gasoso para formar o sorbitol. O catalisador nesse caso é o níquel, atuando como facilitador da reação.

Quando se fala de catalisador, deve-se ter a clareza de que o mesmo é utilizado em suporte com outro material, como silicatos e aluminatos, permitindo assim baratear e ter o total controle de manuseio, uma vez que o níquel necessita estar em forma particulada, com elevada área superficial.

## 2.2 O SORBITOL E SUAS APLICAÇÕES ESPECÍFICAS

O Sorbitol tem uma larga aplicação específica nos dias de hoje, sendo elas: farmacêutica, alimentícia, cosmética, e também aplicações mais específicas. Em geral, grande parte do sorbitol utilizado em aplicações industriais provêm de fontes sintéticas, contudo, o sorbitol tem disponibilidade de fontes naturais como frutas.

### 2.2.1 Aplicação farmacêutica

O sorbitol é frequentemente usado para a fabricação de transportadores farmacêuticos, tendo a importância no uso em cápsulas de gelatinas ou produção de comprimidos, devido às suas propriedades, como a solubilidade e o sabor adocicado. A cápsula serve principalmente para proteger o medicamento da degradação (inativação dos compostos). Um exemplo de uso do sorbitol em medicamentos, é o Tylenol, sendo usado em conjunto com o ciclamato de sódio (MARQUES *et al.*, 2016).

O Sorbitol possui uma certa interação com o ar úmido, e isso pode ocasionar alterações na sua forma cristalina, podendo transformar o seu funcionamento em formulações farmacêuticas. Devido a sua característica, as diferentes formas de sorbitol foram caracterizadas e testadas para verificar sua estabilidade, sendo elas cinco formas anidras, e duas em forma de hidratos. A forma mais estável é o  $\gamma$ -polimorfo (MATHLOUTHI *et al.*, 2012). Em 1985, foi relatado o uso de aspirina preparado com  $\gamma$ -sorbitol como diluente, os comprimidos foram submetidos testes de compressão e dureza, e ao tempo de desintegração. Em todos os testes, a aspirina preparada com o  $\gamma$ -sorbitol, obteve um ótimo resultado (GUYOT-HERMANN *et al.*, 1985).

Como Hyam (1982) descreveu, o sorbitol tem uma baixa absorção pelo intestino delgado, e uma alta absorção de água, apresentando características laxativas nas concentrações adequadas. Além do mais, o sorbitol é usado como um marcador analítico, avaliando assim o fluxo sanguíneo hepático. Como o sorbitol é um poliol, que pode ser encontrado na natureza, ele possui uma alta depuração hepática, tendo uma fácil remoção do corpo através dos rins (BURGGRAAF *et al.*, 2000).

### 2.2.2 Aplicação alimentícia

Como abordado por Stacewicz-Sapuntzakis (2001), a principal aplicação do sorbitol na indústria de alimentos está na fabricação de adoçantes sintéticos, por ser uma das formas mais eficientes de substituir o açúcar comum na dieta diária. Tais motivos deve-se principalmente pela característica peculiar do sorbitol de não causar cáries, além de ser relacionado a produtos dietéticos devido à uma oferta inferior de calorias, uma vez que os carboidratos, em média, possuem oferta de energia igual a 4 quilocalorias (17 quilojoules) por grama, enquanto o sorbitol, para a mesma quantidade, fornece apenas 2.6 quilocalorias (11 quilojoules), o que representa uma oferta de 45% inferior.

Com isso, sorbitol pode ser utilizado para alimentos diet, como barras de cereal, sorvetes, bebidas em geral, balas, gomas de mascar entre outros produtos.

### **2.2.3 Aplicação em cosméticos**

Além das aplicações mencionadas anteriormente, uma nova aplicação tem sido desenvolvida nos últimos anos, que é a utilização do sorbitol em produtos de beleza. São uma infinidade de possibilidades e estudos desenvolvidos na área, principalmente nos cosméticos mais modernos, sendo utilizado como umectante e espessante. Em casos mais específicos, podemos encontrar sorbitol sendo utilizado em enxaguantes bucais como na marca Listerine®, assim como em pasta dental. Devido ao alto índice refrativo do sorbitol, o mesmo é muito utilizado em géis que buscam manter alta transparência.

### **2.2.4 Aplicações curiosas**

Estudos revelaram que a mistura de sorbitol com nitrato de potássio apresenta uma característica altamente positiva para utilização em combustível para foguetes amadores. Essa aplicação é possível graças à alta exotermicidade da reação de reforma catalítica do sorbitol, onde 1,5 mols de sorbitol acabam produzindo 1 mol de hexano.

Segundo Kaminsky (1992), por conta do sorbitol ser um poliálcool, é empregado na produção de poliuretanos, produtos que possuem aplicação no setor de construção.

## **2.3 ASPECTOS GERAIS DE PRODUÇÃO DE SORBITOL**

O sorbitol apresenta uma gama ampla de meios de obtenção, e com isso, são várias as possíveis rotas tecnológicas para a obtenção de sorbitol sintético. A principal rota abordada neste trabalho é a de obtenção de sorbitol por hidrogenação catalítica, entretanto, outras rotas também são muito conhecidas, como a obtenção de sorbitol pelo método biotecnológico utilizando *Zymomonas Mobilis*.

### **2.3.1 Obtenção de sorbitol por hidrogenação catalítica**

O processo de hidrogenação começa com matérias-primas ricas em amido, como mandioca, milho ou trigo, que são convertidas em glicose por meio de hidrólise enzimática ou hidrólise ácida. Posteriormente, essa glicose pode ser submetida a uma hidrogenação catalítica sob temperatura e pressão adequadas na presença de hidrogênio em excesso para obter sorbitol. Contudo, a pressão de hidrogênio necessária para a conversão da glicose é consideravelmente

elevada, bem como a temperatura, que deve ser observada atentamente para evitar a carbonização das moléculas de glicose (ZHANG *et al.*, 2013).

A produção de sorbitol pela hidrogenação da glicose na presença de um catalisador de níquel foi introduzida em 1942, em um reator de leito fixo. Entretanto, na época, a atividade deste catalisador juntamente com a lixiviação durante o processo tornava seu uso indesejável. Com o passar dos anos, muitos estudos mostraram que a atividade deste catalisador poderia ser consideravelmente melhorada pela adição de alguns outros elementos, como molibdênio ou alumínio.

Acredita-se que estes metais provoquem uma redução na energia de ativação das ligações C=O da molécula de glicose, facilitando a hidrogenação. Além da adição desses metais, outros materiais foram estudados como suportes para o catalisador de níquel, evitando sua dispersão no meio reacional, entre estes materiais estão: SiO<sub>2</sub>, TiO<sub>2</sub> e Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> (ZHANG *et al.*, 2013). Schimpf *et al.* (2007) estudou diferentes suportes para o catalisador de níquel e constatou que os suportes que mais garantem atividade são, respectivamente: Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, TiO<sub>2</sub> e SiO<sub>2</sub>.

Durante as pesquisas para encontrar um catalisador viável para o processo, muitas pesquisas focaram em catalisadores com rutênio. Hoffer *et al.* (2003) mostrou que o catalisador de rutênio suportado sobre carbono era uma alternativa bastante promissora, alcançando uma seletividade de 100% para o sorbitol, pois este catalisador é bastante estável e possui grande área superficial. A Tabela 1 reúne diferentes catalisadores já estudados, juntamente com a concentração de glicose utilizada, temperatura e pressão de operação, conversão e seletividade de sorbitol. As substâncias utilizadas como suporte que são mais pertinentes por serem pouco conhecidas são MCM-41 (sólidos de silicato e aluminossilicato) e HCM (hexametileno tetramina).

Nos últimos anos, muitas pesquisas também estudaram o aproveitamento de diferentes biomassas como matéria prima para a produção de sorbitol, agregando valor à materiais que antes eram resíduos e contribuindo com o meio ambiente. Entre essas biomassas, encontra-se a celulose.

Conforme Zhang (2013), a celulose é a fonte orgânica mais abundante existente, podendo ser hidrolisada para glicose e posteriormente hidrogenada para sorbitol. Contudo, essa alternativa pode ser inviável, pois envolve reações de hidrolização e hidrogenação no mesmo processo e não apresenta um bom rendimento final para o sorbitol.

Tabela 1 - Diferentes catalisadores analisados

Concentração de glicose (wt)%	Catalisador	T (K)	P <sup>a</sup> (MPa)	Conversão para glicose (%)	Seletividade para o Sorbitol (%)
10	Ru/MCM-41	393	3	100	94,4
10	Pd/C	393	3	41,1	39,9
10	Al-Ni	393	3	20,4	20,5
10	Ru/C	393	4	Não reportado	>98
5	Ni <sub>1,85</sub> Cu <sub>1</sub> Al <sub>1,5</sub>	398	3	78,4	93,4
50	Raney Ni-P	393	4	55,8	99,5
50	Ru-B	353	4	95,1	~100
40	Ru/C	373	8	100	99,2
50	Ru/C <sup>b</sup>	393	4	99,9	98,2
50	Ru-B/SiO <sub>2</sub>	373	4	100	~100
50	Ru/HMT	373	3	72,9	Não reportado
50	Ru-Cr-B	353	4	99,7	~100
50	NiMoAl	408	4	100	>99

<sup>a</sup>Pressão de hidrogênio à temperatura ambiente; <sup>b</sup>Adição de grupos carbonila. Fonte: Zhang et al. (2013)

### 2.3.2 Obtenção de sorbitol por método biotecnológico utilizando *Zymomonas Mobilis*

O bioprocesso para produção de Sorbitol utiliza uma enzima periplasmática muito usada atualmente, a glicose-frutose oxidorreductase (GFOR) de *Zymomonas mobilis*, para converter frutose e glicose em sorbitol e glucono-lactona, que posteriormente é convertida em ácido glucônico (ZACHARIOU, 1986). As coenzimas NADP<sup>+</sup> e NADPH (Fosfato de dinucleótido de nicotinamida e adenina reduzida e não-reduzida, respectivamente) são utilizadas como cofatores na redução da frutose em sorbitol e na oxidação da glicose em ácido glucônico pela enzima GFOR, respectivamente (LOOS et al., 1991; KANAGASUNDARAM, 1992).

Vários estudos foram realizados ao longo dos últimos anos com a finalidade de amenizar a produção de etanol, coproduto do processo e uma das principais desvantagens da utilização

da GFOR para a bioconversão de frutose e glicose em sorbitol e ácido glucônico, uma vez que torna a separação dos produtos mais onerosa.

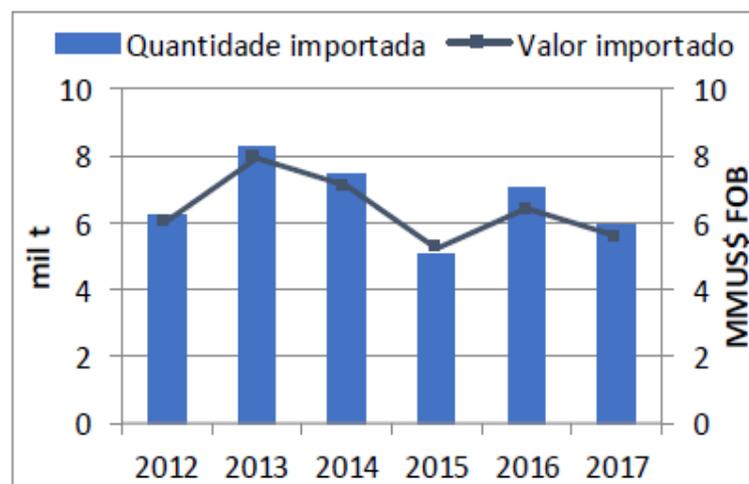
Um método para aumentar a produção de sorbitol foi a utilização de tolueno para a permeabilização da *Z. mobilis*, o que aproximou o rendimento a 95% (CHUN, 1988). A utilização de células secas de *Z. mobilis* alcançou uma produção mínima de etanol (ICHIKAWA et al., 1989). O tratamento das células de *Z. mobilis* com brometo de cetiltrimetilamônio (CTAB) para interromper a produção de etanol fez com que o rendimento de sorbitol aumentasse para 98% (REHR et al., 1991). A permeabilização das células de *Z. mobilis* a -20 °C e descongelada à temperatura ambiente permitiu a obtenção do rendimento de 100% para conversão de sorbitol (BRINGR-MEYER, 1991). A utilização de frutose concentrada e o xarope de glicose (até 650 g/L ou 1,8 mol de glicose e frutose equimolar) resultou em uma conversão quase completa do substrato em sorbitol e ácido glucônico sem formação de etanol (SILVEIRA et al., 1999). Entretanto, essa rota não apresenta as melhores condições para produção industrial, devido ao alto custo e as condições necessárias para o meio de cultura (LIU et al., 2010).

## 2.4 ECONOMIA DO SORBITOL

### 2.4.1 Brasil

Por mais que o Brasil seja um grande produtor de glicose, ele não produz sorbitol, assim, ele é um grande importador. A quantidade de sorbitol importada para o Brasil é de aproximadamente 6 mil toneladas por ano, segundo a ferramenta de pesquisa ALICE-Web (Análise de Informações do Comércio Exterior), administrada pela Secretaria de Comércio Exterior (SECEX) apresentada na figura 6.

Figura 6 - Quantidade e valores importados de sorbitol



Fonte: JGAB, SILVA (2018).

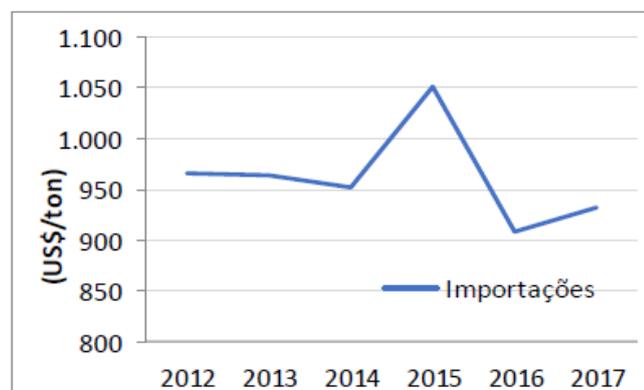
O preço por tonelada do sorbitol, em solução a 70%, teve uma queda conforme os anos foram passando, em 2017 o preço médio foi de US\$ 933/ton, apresentando uma queda em relação ao ano de 2012, e também ao ano de 2015, e a partir de 2016 foi possível observar sua alta, segundo a Figura 7.

Para o sorbitol em forma sólida, em pó e com alto teor de pureza, há uma elevação no preço de mercado devido aos requerimentos industriais mais onerosos para sua obtenção, a empresa Sigma-Aldrich comercializa sorbitol em várias formas de alta pureza, o sorbitol comercializado atende os padrões de referência utilizados pela farmacopeia, sendo um dos produtos de maior pureza encontrados disponíveis no mercado, o valor de comercialização é de R\$ 325,00 por grama de material, já o sorbitol com 99% de pureza é ideal para aplicações avançadas na indústria farmacêutica e o preço de venda é igual a R\$ 279,00 para 100 g de material.

### 2.4.2 No mundo

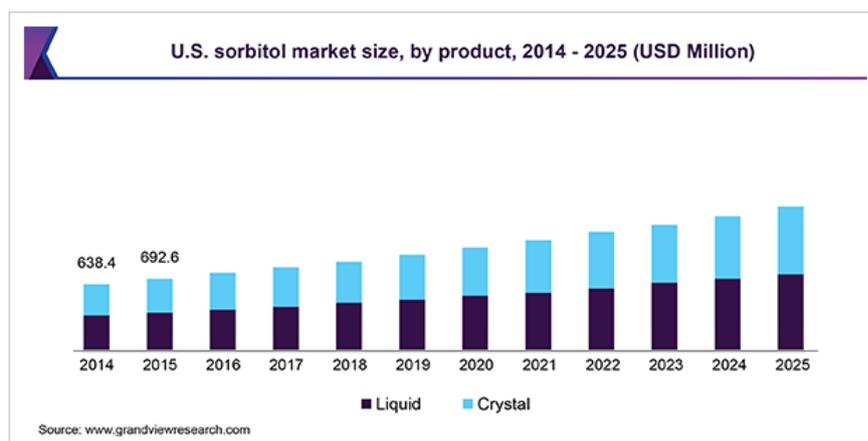
A produção de sorbitol nos Estados Unidos teve uma média de crescimento anual de 6,3% entre os anos de 1965 - 1974. Nesse mesmo período, o custo por quilograma de solução 70% foi de US\$ 0,33 para US\$ 0,84. Segundo relatório gerado pela empresa Grand View Research, o mercado mundial de sorbitol no ano de 2017 foi responsável pela movimentação do valor de 3,79 bilhões de dólares, corrigindo esse valor pela inflação e mudando para real, chegamos ao valor de 17 bilhões de dólares. A figura 7 representa o preço das importações de 2012 a 2017 e a figura 8 mostra a tendência para os próximos anos em um dos principais mercados de sorbitol do mundo, os Estados Unidos da América. A projeção foi realizada através do indicador de performance CAGR (taxa composta anual de crescimento), indicando um crescimento de 8% para o período de 2017 até 2025.

Figura 7 - Preço de importação de sorbitol



Fonte: JGAB, SILVA (2018).

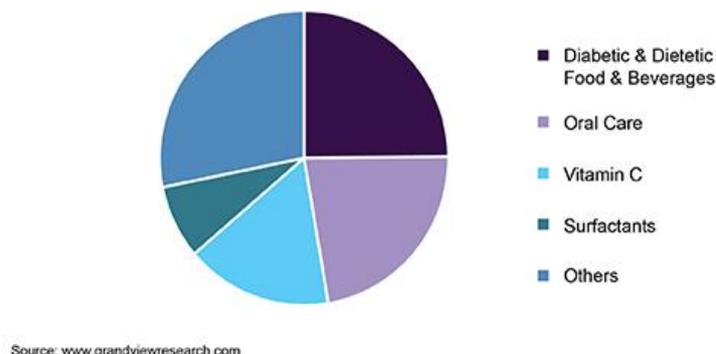
Figura 8 - Tendências de mercado americano para o sorbitol



Fonte: Grand view research (2013).

Além disso, as principais aplicações mundiais para sorbitol são apresentadas na Figura 9, com destaque para as duas principais áreas: alimentícia e saúde bucal.

Figura 9 - Principais usos de sorbitol no mundo



Fonte: Grand View Research (2013).

### 2.4.3 Análise de Mercado

Um dos setores que o Brasil se destaca é o de commodities, com uma elevada quantidade de produtos exportados como café, soja e produtos cárneos, contudo, um dos setores que ainda está se desenvolvendo é o de produtos trabalhados, com foco em produtos farmacêuticos por exemplo. O mercado brasileiro de medicamentos movimentou R\$ 54,73 bilhões ou US\$ 17,04 bilhões nos últimos 12 meses até agosto de 2017 o que representa 2,4% do mercado mundial, sendo o 8º país em faturamento no ranking das vinte principais economias. Na América Latina, é o principal mercado, estando à frente do México (US\$ 5,4 bilhões) e da Argentina (US\$ 5,4 bilhões). Tal análise permite inferir que dentre os setores em expansão com grandes movimentações de dinheiro, o setor farmacêutico se mostra um setor de elevado interesse em investimentos.

No país, a indústria farmacêutica é composta por 492 empresas, das quais 123 multinacionais e 369 laboratórios nacionais. As empresas multinacionais detêm aproximadamente 53,6% do mercado em faturamento e 37,5% em unidades vendidas (caixas); já os laboratórios nacionais concorrem com cerca de 46,34% do mercado em faturamento e 62,5% em unidades vendidas (caixas). A crescente participação dos medicamentos genéricos deu às empresas nacionais a liderança em vendas por unidades. O desenvolvimento do setor farmacêutico deve se basear no seguinte tripé: estímulo à produção local, estímulo à inovação, e adoção de políticas públicas de acesso aos medicamentos.

### 3 MODELO DE NEGÓCIO E EXIGÊNCIAS LEGAIS E DE SEGURANÇA

Nesta seção são apresentadas todas as decisões estratégicas para o sucesso da empresa, descrevendo os principais pontos a serem considerados com base no modelo canvas de negócios. Além disso, são abordados os principais pontos no que diz respeito aos aspectos legais, com as principais normas e diligências necessárias para o funcionamento adequado da planta industrial.

Para o sucesso da empresa não basta o foco no produto vendido, mas sim, em todas as etapas necessárias, partindo da matéria-prima até a distribuição, com parceiros que permitam alavancar o negócio de uma forma apreciável, além de manter bases sólidas com clientes e distribuidores em geral.

#### 3.1 O MODELO DE NEGÓCIOS

O modelo utilizado para organizar os principais pontos da empresa está na figura 10, sendo o mesmo, um modelo visual desenvolvido por Osterwalder e Pigneur (2010).

Figura 10 - Modelo Canvas

<p><b>Principais Parcerias</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- Indústrias do polo industrial de Camaçari - BA.</li> <li>- Elekeiros S.A;</li> <li>- Indústrias fornecedoras de glicose com alto grau de pureza.</li> </ul>	<p><b>Atividades Principais</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- Estrutura voltada a otimização dos custos com estocagem e transporte.</li> <li>- Gerenciamento administrativo voltado a formação de boas relações com os clientes.</li> </ul> <p><b>Recursos Principais</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- Glicose;</li> <li>- Hidrogênio ultrapuro;</li> <li>- Planta industrial estrategicamente localizada.</li> </ul>	<p><b>Proposta de Valor</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- Produzir matéria prima de alta pureza e qualidade para indústrias da área farmacêutica.</li> <li>- Entregar ao mercado consumidor um produto de alta qualidade e com um custo menor do que o praticado pelas indústrias do setor atualmente.</li> </ul>	<p><b>Relacionamento com Clientes</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- Contato estabelecido, mantido e gerenciado por representantes comerciais.</li> <li>- Parcerias de venda que permitam estreita relação com os clientes.</li> </ul> <p><b>Canais</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- Setor de vendas (telefone e site).</li> <li>- Relação direta com os representantes comerciais.</li> </ul>	<p><b>Segmento de Clientes</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- Indústrias farmacêuticas;</li> <li>- Indústrias de cosméticos;</li> <li>- Indústrias de alimentos dietéticos;</li> <li>- Indústria alimentícia voltada a produção de alto valor agregado.</li> </ul>
<p><b>Estrutura de Custos</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- Custo fixo: Logística de distribuição, utilidades, folha salarial, manutenção, marketing e impostos.</li> <li>- Custos Variáveis: Matéria-prima e insumos produtivos.</li> </ul>		<p><b>Receitas</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- Venda do Sorbitol com 99% de pureza.</li> </ul>		

Fonte: Osterwalder e Pigneur (2010).

### 3.1.1 O quê?

#### 3.1.1.1 Proposta de Valor

O processo tem como objetivo a produção de sorbitol com 99% de pureza, em cristal, utilizando glicose como matéria prima e fazendo uso de um catalisador metálico do tipo níquel suportado em sílica/alumina.

O sorbitol produzido pela Sorbitec<sup>®</sup> apresenta em seu diferencial competitivo marcas que serão levadas junto ao produto, sendo ela a produção 100% nacional, com um selo agregado ao produto vendido de garantia de qualidade e de total responsabilidade em entregar um produto que passou por todas as etapas de controle de qualidade necessárias para garantir a alta qualidade. Além de ter a consciência de estar adquirindo um produto que contribuiu no desenvolvimento regional, estadual e nacional, com retenção de tecnologia e mão-de-obra qualificada.

Além disso, a Sorbitec<sup>®</sup> tem por objetivo a competitividade tanto da própria empresa frente ao mercado consumidor interno e posteriormente externo, quanto as empresas que serão clientes. Sendo assim, uma forma inicial é manter a competitividade no preço, com isso, a política de preços da empresa será baseada em levar aos clientes o menor custo por quilograma de sorbitol vendido, contudo, mantendo a qualidade do produto.

O controle de qualidade é um dos pilares da empresa, para manter os altos padrões do produto, com uma série de etapas e padronizações de processos.

O produto a ser comercializado será sorbitol, com um alto grau de pureza, tendo como foco a venda para empresas do ramo farmacêutico principalmente, assim como para outras indústrias que necessitam de sorbitol com alta pureza. O produto comercializado na forma sólida da forma B2B será ensacado em sacas de material polimérico para a estocagem, evitando assim o contato com agentes externos de contaminação, além de facilitar o transporte e acondicionamento por parte da empresa consumidora.

As sacas são denominadas de *big bags*, contentores flexíveis de volume médio (FIBC), usados para transporte e armazenamento de qualquer tipo de granulados ou produtos em pó. São econômicos e de fácil manuseio. Os big-bags são 100% confeccionados com tecidos recicláveis de polipropileno (estabilizado contra ação de raios UV) e costurados com revestimentos internos de polietileno. A capacidade de carga é de 500,00 kg, com dimensões iguais a 90x90x140cm, com o valor unitário de R\$ 26,00.

A figura 11 exemplifica a construção e disposição unitária de embalagem tipo *big bag*. Como sendo um produto de destino a empresas de alto padrão de qualidade e de processos

altamente sofisticados, deve seguir um padrão de qualidade pela empresa, com início na pureza definida que será de 99%.

Figura 11 - *Big bag* utilizado



Fonte: MD8 embalagens industriais, 2019.

Por fim, um dos diferenciais competitivos que fazem muito sentido na conjuntura plural do Brasil é a personalização do produto na questão de pureza e concentração. Com a necessidade de atender vários tipos de indústrias dentro do país, como alimentícias, de bens de consumo e, principalmente, farmacêuticas, sendo que cada setor possui a sua peculiaridade e distinção.

### **3.1.2 Para Quem?**

#### *3.1.2.1 Relacionamento com clientes*

O principal objetivo do relacionamento com os clientes é suprir suas necessidades entregando-lhes um produto de qualidade. Descreve os tipos de relações estabelecidas entre a empresa e os segmentos de clientes, com objetivo de retenção e continuidade da relação com os atuais clientes (SOUSA, 2013).

Sendo assim, o relacionamento com clientes será de forma indireta através de representantes comerciais. O foco será totalmente em empresas de produtos de alta qualidade,

principalmente produtos farmacêuticos, com foco total de nossos representantes comerciais em sanar dúvidas e entregar o sorbitol que melhor se encaixe nas necessidades dos clientes.

### *3.1.2.2 Canais*

Nessa parte são incluídas as formas como as empresas se comunicam com os clientes para entregar a proposição de valor, com objetivo de permitir que os clientes comprem o produto e fidelizem à empresa (SOUSA, 2013). Para a Sorbitec<sup>®</sup> ter sucesso nesse ponto, foi inferido que serão realizados treinamentos e formações para os representantes comerciais para gerar o espírito de equipe e reforçar toda a visão estratégica da empresa. Logo, os representantes comerciais serão a principal voz da empresa para com os clientes, sanando dúvidas do produto e fazendo o papel comercial e de atendimento.

### *3.1.2.3 Segmento de clientes*

São definidos os diferentes grupos de pessoas/organizações que a empresa pretende atingir, ou seja, seu público alvo (SOUSA, 2013). No caso desta corporação, o público alvo são empresas de setores já abordados, sendo elas da área farmacêutica, alimentícia e cosmética.

## **3.1.3 Como**

### *3.1.3.1 Principais parceiros*

Os parceiros são os principais pontos de atenção da empresa quando se trata do olhar para o mercado de atuação, pois são eles que de modo macro, fazem com que a empresa consiga se alavancar e manter seus padrões de compras e vendas, além disso, fazem com que a empresa consiga projetar o caixa futuro, manter estoque, gerar receitas recorrentes, manter padrões de produtos e por fim, gerar lucro e receita para seus investidores e sócios. Para o presente negócio, inicialmente tem-se os parceiros fornecedores, são eles que estarão incumbidos de fornecer todos os bens físicos necessários para a operação da fábrica, partindo da glicose que é a matéria-prima do processo, seguindo para o hidrogênio gasoso utilizado no processo, além do catalisador que está presente no meio reacional.

No entanto, para atender a demanda de uma área territorial enorme, a empresa necessita de uma eficiente rede logística suportando todas as remessas, seja a curta ou longa distância, a qualidade de prestação de serviço e a qualidade do produto final devem permanecer inalteradas. Por estar localizada próxima a um polo petroquímico, a empresa fará uso das

facilidades que tal local permite, como acesso facilitado a fornecedores, uma rede de distribuição eficiente, acesso a portos dentre outros aspectos.

A nível global, a Sorbitech<sup>®</sup> está exposta a uma série de concorrentes que proporcionam ao setor alta complexidade e concorrência. São empresas com nome consolidado e expertise na área, contudo, são grandes companhias que em geral, não possuem muita flexibilidade para os clientes, um diferencial competitivo conferido pela Sorbitech<sup>®</sup>. As principais empresas concorrentes encontradas no mercado estão listadas abaixo, juntamente com uma breve descrição.

#### **Roquette Frères**

Instalada em Lestrem na França, comercializa sorbitol na forma de pó cristalino com o nome comercial NEOSORB<sup>®</sup>. As aplicações dos sorbitol produzido se destaca na formação de textura em gomas de mascar, cripto protetor de frutos do mar, além de aplicações como adoçante. Possui representação comercial no Brasil na cidade de Itapevi, São Paulo.

#### **SPI Polyols**

Instalada em New Castle, Estados Unidos. Trabalha exclusivamente para aplicações farmacêuticas. Seus produtos são de alta pureza para atender o mercado de cápsulas farmacêuticas, sendo responsável pelo material semelhante ao plástico nas cápsulas comercializadas nos Estados Unidos.

#### **Cargill**

Denominado pela empresa como C☆Pharm<sup>TM</sup> Sorbidex sorbitol, sendo produzido em várias plantas industriais em distintos países. O foco do produto está em atender a demanda farmacêutica, principalmente para a produção de medicamentos e demais agentes.

#### **Ingredion**

Com plantas na África e Ásia, tem foco nas áreas de produção de alimentos, confecções e em toda a área de fármacos. A maior aplicação da produção de sorbitol é destinada para uso em umectantes e adoçantes.

#### **DuPont**

Uma das maiores produtoras de adoçantes do mundo, com plantas espalhadas pelos mais diversos países do globo. Se destaca por fornecer sorbitol para padarias, empresas de confecção e a venda de demais produtos a base de sorbitol com avançado grau de pureza.

#### **Shandong Tianli**

Com fábrica localizada na China, atende o mercado de fármacos em geral. Por estar localizada na China, todas as informações sobre a empresa não são totalmente claras, contudo,

especula-se que a planta tem capacidade de produção na ordem de 30.000 toneladas de sorbitol ao ano.

### **Merck**

Possui em seu catálogo de produtos sorbitol com as mais variadas características, contudo, sua produção visa atender mercados de nichos de pesquisa, sendo utilizado como padrão em diversos laboratórios ao redor do mundo.

### **Gulshan Polyols Limited**

É uma das maiores produtoras de sorbitol do mundo. A planta está localizada G-81, Preet Vihar, DELHI, na Índia, e tem uma capacidade instalada de 72000 MTPA (Million Tonnes per Annum - milhões de toneladas por ano). Basicamente, a principal forma de comercialização do sorbitol é em solução de 70%, atendendo padrões internacionais de qualidade. Segundo a própria empresa, os principais clientes são outras indústrias do setor de saúde pessoal, farmacêutico, alimentícia, aplicações industriais e aplicações pontuais como a indústria de papel. A figura 12 mostra o produto comercializado.

### **ADM (Archer Daniels Midland)**

Com suas instalações nos Estados Unidos da América, é uma subsidiária para vários países do mundo, com forte atuação na França principalmente. A comercialização do sorbitol se dá, na forma de solução com 71% dos sólidos presentes sendo sorbitol. O foco está totalmente centralizado em atender a área de alimentos, sendo uma das empresas com maior expertise neste setor.

Figura 12 - Produto comercializado



Fonte: [Gulshanindia.com/sorbitol](http://Gulshanindia.com/sorbitol) (2019).

### **PT Sorini**

Localizada na Indonésia, foi recentemente comprada pela Cargill, se tornou uma das maiores produtoras de sorbitol do mundo, atendendo o mercado consumidor doméstico, sendo o principal fornecedor de sorbitol para a China e Índia. A principal demanda atendida pela empresa é na questão alimentícia e também aplicações modernas de alimentos.

#### *3.1.3.2 Atividades principais*

Visando a produção de sorbitol a empresa se volta para atender esse objetivo. É necessária uma estrutura voltada para otimizar os custos com estocagem e transporte, evitando altos níveis de matéria-prima, devido a degradação e depreciação das mesmas.

Por outro lado, são necessárias atividades de gerência e administrativo, buscando realizar o atendimento de clientes da melhor maneira possível, sendo os representantes comerciais o principal modo de facilitar o contato da Sorbitec® com as empresas consumidoras.

#### *3.1.3.3 Recursos principais*

A empresa tem a necessidade de buscar, através dos principais parceiros, investimentos para a concretização da planta industrial. Em especial, o BNDES será a principal fonte de capital, com taxas praticadas de 11,86% a.a., levando em consideração o modelo da figura 13.

Figura 13 - Taxa de juros praticados pelo BNDES

$$\boxed{\text{Taxa de Juros}} = \boxed{\text{Fator custo}} \times \boxed{\text{Fator Taxa do BNDES}} \times \boxed{\text{Fator Taxa do Agente}} - 1$$

Fonte: bndes.gov.br, 2019.

A análise apresentada pode ser levada como base para a taxa aplicada ao investimento necessário para a concretização da Sorbitec®. Sendo assim, com uma planta do tamanho apresentada, a taxa de juros que será vigente está na magnitude de 8,5% a.a. por simplificação, podendo ser um fator decisório para a abertura do capital social da empresa em um futuro próximo.

#### 3.1.3.4 Estrutura de custo

Na estrutura de custo, temos as correspondências a descrição de todos os custos inerentes à operação do modelo de negócio, tais como o custo de capital (investimento) e o custo anual de produção (SOUSA, 2013).

Todos os custos serão detalhados em tópico posteriores neste trabalho, com devida atenção. Em geral, os custos envolvidos são de duas formas, os de estrutura de custo do modelo Cost-Driven e o Value-Cost. A Sorbitec<sup>®</sup>, visando a otimização de seus processos e resultados optou pelo modelo de Cost-Driven, esse modelo minimiza o custo sempre que seja possível, como a criação e manutenção da mais baixa estrutura de custos, usando baixo preço nos seus produtos, máxima automação e uma ampla terceirização.

Segundo (USERVOICE, 2019), é necessário responder às seguintes questões: Quais são os maiores custos inerentes ao modelo de negócio escolhido? Quais atividades-chave com maior custo? E quais são os recursos que demandam maior custo?

Logo, a atividade central da planta diz respeito a reação de hidrogenação que ocorre dentro do reator, com os custos de matéria prima, condução das matérias-primas e custos de estocagem e transporte.

As fontes de receita são provenientes do consumo proveniente de cada segmento de cliente já descrito, adquirindo o sorbitol conforme a necessidade do consumidor.

### 3.2 LOCALIZAÇÃO DA PLANTA INDUSTRIAL

Visando atender a demanda de sorbitol brasileira, optou-se pela instalação da planta industrial nesse mesmo país, fazendo-se as seguintes análises: o hidrogênio é uma das matérias primas necessárias para produção de sorbitol, sendo assim, é feita a análise de disponibilidade desse gás no Brasil, através dos dados coletados em catálogos e demais materiais. O polo industrial de Camaçari na Bahia foi o local considerado mais adequado para a instalação da planta.

A localização da planta será no polo petroquímico de Camaçari. A escolha se deu pela instalação de uma empresa parceira de produção de gases industriais. Entre um dos gases fornecidos pela empresa está o hidrogênio.

Figura 14 - Localização geográfica do polo industrial de Camaçari - BA



Fonte: GOOGLE MAPS.

A empresa parceira é a Elekeiroz Planta de Gases, atendendo de uma forma eficiente o mercado com produtos de alta qualidade. A mesma produz e comercializa em seu polo industrial de Camaçari hidrogênio e dióxido de carbono para processos industriais. É uma das primeiras indústrias químicas brasileiras, com 122 anos de operações. A empresa de capital aberto é controlada pela Holding Itaúsa – Investimentos Itaú S.A., sendo a maior produtora brasileira de especialidades químicas intermediárias de uso industrial do segmento.

Ao longo dos anos, a empresa diversificou e ampliou a sua linha de produtos em resposta às demandas do processo de desenvolvimento industrial brasileiro. Na América do Sul, é a única a produzir, de forma integrada, oxo-álcoois, anidridos ftálico e maleico e diversos tipos de plastificantes, sendo, neste último, isoladamente, a maior fabricante do Brasil.

Na Bahia, as plantas são ligadas por tubovias (pipelines) entre elas e com os fornecedores parceiros de matérias-primas, garantindo uma logística de transferência de materiais eficiente e competitiva. Sendo assim, é localizado o terreno diretamente frontal a planta, como a figura 15 demonstra.

Figura 15 - Localização da instalação industrial



Fonte: adaptado do Google Maps.

O terreno disponível nas proximidades é demarcado na figura 16. Destaca-se a grande área disponível de instalação, sendo todo o terreno com uma área de 200.000 m<sup>2</sup>, o equivalente a 28 campos de futebol.

Figura 16 - Terreno da instalação industrial



Fonte: Adaptado do Google Maps.

A área à venda é extremamente grande para os inícios da operação, sendo assim, optou-se por negociar apenas uma parte deste terreno com o vendedor. Além disso, também há a oportunidade de fazer a compra de mais uma parte do terreno futuramente para expansões, caso ainda esteja disponível. A área instalada terá 4.000 m<sup>2</sup>, com frente para a empresa Elekeiroz S.A., localizada na rua João Úrsulo. A figura 17 demonstra o local de instalação.

Figura 17 - Representação da instalação industrial



Fonte: Adaptado do Google Maps.

### 3.2.1 Custo da compra de terreno planta industrial

A área disponível para instalação é de 4.000 m<sup>2</sup>. O custo por metro quadrado de terreno médio na região do polo petroquímico de Camaçari é igual a R\$ 100,00. Com isso, o valor total pago pelo terreno é igual a R\$ 400.000,00. O custo unitário de produção é o valor necessário para construção de área industrial, que para o estado da Bahia está amparado pelo Sinduscon-BA, sendo igual a R\$ 786,73 por metro quadrado.

## 3.3 EXIGÊNCIAS LEGAIS

### 3.3.1 Etapas do licenciamento ambiental

Segundo a resolução 237 do CONAMA, de 1997, todo o empreendimento tem a obrigação de ter uma licença ambiental, sendo implementado pelo poder público, e representado por órgãos ambientais, tendo assim o poder de autorizar e fazer o acompanhamento da implementação de atividades que utiliza de recursos naturais, ou tem um potencial de ser poluidora. Segundo a lei, o empreendedor é responsável por buscar o licenciamento junto ao órgão fiscalizador.

Desde 1981, de acordo com a Lei Federal 6.938/81, o Licenciamento Ambiental tornou-se obrigatório em todo o Brasil. As empresas que funcionam sem o licenciamento, podem receber uma punição severa, conforme em lei. Incluindo também, punições relacionadas na Lei de Crimes Ambientais, que foi criada em 1998. E também, para se obter um

financiamento no Banco Nacional de Desenvolvimento (BNDES), necessita-se da apresentação da Licença Ambiental (FREITAS *et al.*, 2004).

Em escala federal, o órgão responsável pelo licenciamento é o IBAMA, quem tem a competência de licenciar atividades que são desenvolvidas em mais de um estado. Se as atividades desenvolvidas possuírem impactos regionais, a Lei Federal 6.938/81, diz que é poder do estado de licenciar as atividades. O órgão responsável pelo licenciamento ambiental no estado da Bahia, é o INEMA (Instituto do meio ambiente e recursos hídricos), e se for em impactos locais, quem assume é a Secretaria Municipal do Meio Ambiente do município onde será realizada a atividade.

O INEMA, por ser o órgão de maior poder no Estado, pode fiscalizar qualquer empresa, sem um aviso prévio, e tendo livre acesso a todos os locais, como previsto no inciso IV do artigo 2º Lei número 9.077/1990: “IV- exercer a fiscalização e licenciar atividades e empreendimentos que possam gerar impacto ambiental, bem como notificar, autuar e aplicar as penas cabíveis, no exercício do poder de polícia”.

Para a obtenção da licença ambiental, é necessário seguir alguns passos, sendo eles:

- 1º: Identificação do tipo de licença;
- 2º: Identificação do órgão a quem solicitar;
- 3º: Solicitação de requerimento e cadastro industrial;
- 4º: Coleta de dados e documentos;
- 5º: Preenchimento do cadastro de atividade industrial;
- 6º: Requerimento da licença (abertura do processo);
- 7º: Publicação da abertura de processo.

O processo de licenciamento ambiental é constituído de três tipos de licenças, sendo elas a Licença Prévia, Licença de Instalação e Licença de Operação, cada uma é exigida em uma etapa específica do licenciamento.

**Licença Prévia:** Segundo o INEMA, licença prévia (tendo validade de 5 anos) é a primeira licença a ser solicitada, avaliando assim a viabilidade ambiental do local que foi proposto para a implementação do empreendimento, tendo requisitos básicos para as próximas fases. Nessa etapa, é definido como será feito o controle ambiental da empresa, e assim, o órgão licenciador define as condições de como a atividade irá se enquadrar, com o objetivo de cumprir as normas ambientais.

**Licença de Instalação:** Se o empreendimento possui a licença de instalação, ele pode dar início a construção do empreendimento e a instalação dos equipamentos seguindo o modelo

apresentado, tendo qualquer alteração na planta ou nos equipamentos instalados sob aviso formal, que deve ser enviada ao órgão licenciador para sua avaliação, possuindo uma validade de até seis anos (FREITAS *et al.*, 2004).

**Licença de Operação:** Segundo Freitas (2004), a licença de operação deve ser requerida quando a empresa puder começar o seu funcionamento, e após a verificação das medidas de controle ambiental estabelecidas nas licenças anteriores. Possui uma validade de quatro a dez anos.

Não ultrapassando os prazos máximo estabelecidos. A licença prévia e de instalação podem ter seus prazos de validades estendidos. Já na licença de operação, a renovação deve ser feita com 120 dias que antecede o término da validade. Todos as despesas, tanto para prorrogação quanto para renovação, ficam ao cargo da empresa.

Toda vez que algo novo for implantado na empresa, como um novo equipamento ou algo do tipo, é necessária uma nova licença. Sendo assim, qualquer alteração que for feita, deve ser comunicada ao órgão licenciador, para a definição do licenciamento da nova instalação (FREITAS *et al.*, 2004).

### 3.3.2 Regulamentações

Os documentos necessários para o pedido do requerimento das licenças são: o memorial descritivo do processo industrial da empresa, formulário de requerimento preenchido, cópias do CPF e identidade do representante legal que assinar o requerimento, cópias dos CPFs e registros nos conselhos de classe dos profissionais responsáveis pelo projeto, construção e operação do empreendimento, cópias do CPF e identidade de pessoa encarregada do contato entre a empresa e o órgão ambiental, cópias da procuração, do CPF e da identidade do procurador, quando houver. Cópia da Ata da eleição da última diretoria, quando se tratar de sociedade anônima, ou contrato social registrado, quando se tratar de sociedade por cotas de responsabilidade limitada, cópia do CNPJ - Cadastro Nacional de Pessoa Jurídica, cópias do registro de propriedade do imóvel ou de certidão de aforamento ou cessão de uso, cópia da certidão da prefeitura indicando que o enquadramento do empreendimento está conforme com a Lei de zoneamento Municipal, cópia da licença ambiental anterior se houve, guia de recolhimento do custo de licença, efetuação do pagamento e custo da taxa referente deverá ser orientada pelo órgão, planta de localização do empreendimento. A empresa também pode anexar cópias de mapas, indicando sua localização, planta hidráulica, das tubulações que conduzem os despejos industriais, esgotos sanitários, águas de refrigeração, águas pluviais, e

etc. Nas tubulações, devem ser representadas com linhas em cores ou traços diferenciados (FREITAS *et al.*, 2004).

Algumas das orientações dadas pelo INEMA para a entrega dos documentos são as seguintes:

Os relatórios e documentos devem ser impressos em frente e verso (preferencialmente), não sendo necessário o encadernamento, pois os mesmos serão inseridos no processo administrativo. E também, as plantas não pode ter um tamanho maior do que a folha A2, e devem obedecer a forma de dobradura, conforme a NBR 13142, sendo colocada em plásticos que contêm furos, podendo assim serem facilmente inseridas dentro do processo. E sempre quando for possível, apresentar imagens de satélite coloridas do empreendimento, que pode ser retirada através do Google Earth, tendo um afastamento que possa ter uma visualização do entorno da área, e uma imagem mais aproximada, com a devida delimitação da área do empreendimento. Conteúdos que não tenha relação com o meio ambiente, ou que tenha um conteúdo muito extenso, tem que ser enviado em meio digital, tanto por DVD ou CD. Todos os documentos a serem encaminhados, devem possuir a assinatura do técnico responsável, contendo o nome, o registro profissional, a qualificação, o telefone e o endereço.

### 3.4 EXIGÊNCIAS DE ARMAZENAMENTO, TRANSPORTE E DISTRIBUIÇÃO

Como o Sorbitol não é um produto nocivo à saúde humana, ele não requer um cuidado extremo, em comparação com ácidos, produtos pressurizados e combustíveis, entretanto, como trata-se de um produto de alta pureza e direcionado principalmente a indústrias de ponta da área farmacêutica, os cuidados no transporte e armazenamento se fazem extremamente necessários para manter o grau de pureza e a qualidade geral do produto. Assim, tanto o transporte, distribuição e armazenamento do mesmo não são difíceis de serem realizados. Por outro lado, um dos principais cuidados durante o processo está relacionado ao hidrogênio, visto que é um gás de combustão com um grande potencial calorífico, desse modo exige um extremo cuidado em sua armazenagem e utilização no processo em questão.

#### 3.4.1 Armazenamento

O armazenamento do Sorbitol não apresenta tanto perigo, visto que ele é um poliálcool, sendo assim, são muito estáveis, tanto na presença de ácido, base, e calor. E também, pode ser aquecido a uma temperatura de 165°C, que não ocorre mudança em sua forma. Então, nas

próximas seções, serão apresentadas exigências de como o produto/matéria prima, deverá ser armazenado na indústria.

#### *3.4.1.1 Armazenamento do Sorbitol / Glicose*

Segundo a Agência Nacional de Vigilância Sanitária (ANVISA, 2018), os produtos devem ser armazenados, transportados e conservados em condições que não desenvolvam substâncias químicas, físicas ou biológicas, podendo colocar em risco a saúde do consumidor, seguindo assim a legislação vigente de Boas Práticas de Fabricação.

#### *3.4.1.2 Armazenamento de Hidrogênio*

O hidrogênio que será usado para a produção de Sorbitol, estará da forma gasosa e sob pressão. O tanque para abrigar o hidrogênio é um tanque em forma de esfera, tendo que permanecer pressurizado, e o mesmo precisa ser constituído por um material de baixa densidade, inerte a reações com o hidrogênio, com uma alta resistência, e que impossibilite a transferência de massa (difusão) através das paredes. Sendo assim, ligas de cobre com alumínio e aço inoxidável são os mais utilizados. A forma mais econômica para o armazenamento do hidrogênio é tendo ele comprimido e na sua forma gasosa, tendo diversas vantagens, sendo elas: simplicidade e menores perdas energéticas com o passar do tempo (SOUZA, 2009).

### **3.4.2 Transporte e Distribuição**

Como mencionado no item 3.1, como o sorbitol estará em estado sólido, com um alto grau de pureza, ele será transportado em *Big bags*, tendo uma capacidade de aproximadamente 1500 kg, e um custo de R\$ 26,00 por unidade. Depois de o produto ser colocado nos *Big bags*, o mesmo será colocado em caminhões, através de empilhadeiras ou guincho. Após isso, será realizada distribuição para as empresas que adquiriram nosso produto em todo o território nacional.

## **3.5 NORMAS REGULAMENTADORAS PARA PRODUÇÃO DE SORBITOL**

No Brasil, o uso do sorbitol foi autorizado pelo Decreto 55.871/65 (MINISTÉRIO DA SAÚDE, 1965) e pela Resolução n.º. 9/79 (Câmara Técnica de Alimentos, 1979). A Resolução n.º. 03 da CNS/MS de 21/06/88 (MINISTÉRIO DA SAÚDE, 1988) autorizou o uso do sorbitol sem limites em refrigerantes, em concentrações que não excedam as boas práticas de fabricação. A Resolução n.º. 04 da CNS/MS de 24/11/88 (MINISTÉRIO DA SAÚDE, 1988) classificou o sorbitol como um umectante com o código U-II. Além de umectante, está previsto no Anexo I

– Aditivos Internacionais – na classe de Edulcorantes Naturais, tendo código substituído pelo nome do edulcorante, por extenso, no rótulo. Como edulcorante é permitido sem limites em alimentos e bebidas dietéticas. No Mercosul, o emprego do sorbitol e do xarope de maltitol é autorizado pela Resolução MERCOSUL/GMC nº. 19/93 (MERCOSUL, 1993). Em 1984, o Comitê Científico para Alimentos da CEE permitiu a utilização do sorbitol. Mais recentemente a ANVISA (Agência Nacional de Vigilância Sanitária), através da RDC nº18, de 24 de março de 2008, estabeleceu padrões de produção para o sorbitol, estabelecendo limites de contaminação e termos de produção industrial do sorbitol no Brasil afim de se padronizar e regulamentar a qualidade do produto que chega ao consumidor final.

Nos Estados Unidos, o sorbitol foi incluído, em 1959, na lista de substâncias GRAS (Generally recognized as safe – Geralmente reconhecido como seguro) para uso em alimentos para fins dietéticos especiais ao nível máximo de 7%. Em 1961, o sorbitol passou à categoria de nutriente e/ou suplemento dietético e foi também regulamentado como aditivo alimentício: estabilizante e adoçante em sobremesas congeladas para fins dietéticos especiais no nível máximo de 15 g de sorbitol/porção e consumo máximo diário de 40 g. Em 1974, a FDA (Food and Drug Administration, USA) conferiu ao sorbitol o status GRAS sob condições de boas normas de fabricação, fixando limites máximos em vários alimentos. Portugal incluiu o sorbitol como aditivo (emulsificantes, espessantes, gelificantes): sorbitol e xarope de sorbitol, o qual é constituído por, no mínimo, 50% de sorbitol e o restante por oligossacarídeos hidrogenados obtidos através da hidrogenação do xarope de glucose.

## 4 ANÁLISE DAS TECNOLOGIAS PARA A PRODUÇÃO DE SORBITOL

O sorbitol pode ser produzido por meio de várias rotas, cada qual com suas vantagens e desvantagens, como custos e tempo de processo. As rotas existentes foram estudadas e descritas a seguir.

### 4.1 HIDROGENAÇÃO CATALÍTICA DA GLICOSE UTILIZANDO NI/SIO<sub>2</sub>-AL<sub>2</sub>O<sub>3</sub> COMO CATALISADOR

Conforme a patente de Chao *et al.* (1982), a hidrogenação catalítica da glicose através da utilização de catalisadores heterogêneos em reatores batelada permite a obtenção de sorbitol com pureza em torno de 99% devido à alta conversão da glicose, não necessitando de etapas de separação posteriores ao reator, como extração líquido-líquido e destilação.

O catalisador utilizado na hidrogenação catalítica da glicose para obter sorbitol é o níquel metálico sobre um suporte de sílica alumina (Ni/SiO<sub>2</sub>-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>). Este catalisador vem sendo empregado em muitos estudos nos últimos anos, tais como: hidrogenação de 3-hidroxiopropanal (ZHU, 1997), hidrogenação da gasolina de pirólise (CASTAÑO, 2007), conversão catalítica de clorometano em hidrocarbonetos (ROJAS, 2012) e oligomerização de eteno (TOCH, 2014).

Conforme BUSCA (2019), há um grande número de aplicações industriais que empregam a sílica alumina como suporte para metais e outros elementos, em reações que empregam temperaturas inferiores a 500 °C.

Juntamente com os benefícios do suporte, o níquel metálico empregado como catalisador é uma opção de baixo custo, ao ser comparado com outros metais nobres como paládio e platina, além de possuir alta atividade catalítica em reações de hidrogenação (ZHU *et al.*, 2019), pois suas propriedades eletrônicas causam reações similares à estes metais nobres (HONGLOI *et al.*, 2019).

Segundo ROJAS (2012), a sílica alumina é um suporte termicamente e quimicamente estável, com boas propriedades (acidez, distribuição de poros e área superficial) para que as reações sejam realizadas. Devido a essa alta acidez e reatividade, sua aplicação não é recomendada em meios muito reativos.

De acordo com Chao *et al.* (1985), na produção de Sorbitol através da hidrogenação com diferentes controles de temperatura, pressão, e velocidade espacial no reator, é possível obter diferentes valores de conversão. Na Tabela 2, são apresentados valores com as condições de controle, e suas respectivas conversões.

Tabela 2 - Condições de controle para respectivas conversões

	Teste A	Teste B	Teste C	Teste D	Teste E
<b>Pressão parcial de H<sub>2</sub> (psig)</b>	750	750	990	1295	1455
<b>Temperatura em ponto médio do reator (°C)</b>	130	145	145	145	170
<b>Velocidade espacial de alimentação do líquido (cm<sup>3</sup>/hora/cm<sup>3</sup> de catalisador)</b>	1,58	1,58	1,07	1,58	3,22
<b>Razão H<sub>2</sub>/corrente de alimentação</b>	2258	2258	3335	2258	2258
<b>Conversão de glicose (% em massa)</b>	80,5	93,2	99,6	99,9	99,9

Fonte: Adaptado de Chao *et al.* (1982).

#### 4.2 HIDROGENAÇÃO CATALÍTICA DA CELULOSE

A celulose, é um dos biopolímeros mais abundancia na terra, podendo ser obtido de vários lugares, como plantas, árvores, etc. Ela é natural e também altamente sustentável. Sendo assim, pode ser hidrogenada de várias formas, alterando o catalisador, e também alterando a forma de operação, para assim, obter a formação de Sorbitol.

Na produção de Sorbitol através da celulose, normalmente metais nobres mostram uma grande atividade na hidrogenação, esses catalisadores são: rutênio suportado em carbono, e platina suportada em carbono. Mas a obtenção desses catalisadores tem um custo muito elevado, impedindo assim o uso nas indústrias. Assim, uma das alternativas para a hidrogenação se dá pelo uso do Ni/Cu/Al/Fe diluído em ácido fosfórico. A reação é feita em um reator de alta pressão (4 MPa), a uma temperatura de 215°C, obtendo se uma conversão próxima de 68,07% (JUN ZHANG *et al.*, 2014).

Na reação de celulose para sorbitol, não há necessidade de usar a celulose extraída, pode-se usar materiais r reciclados, como papel, linhas ou qualquer tipo de material que contenha celulose. Para esse processo é necessário o uso de nanotubos de carbono (Ru/CNT) que atua como catalisador, hidrogênio e um solvente (água). A matéria prima e o catalisador podem ter suas partículas diminuídas em um moinho de bolas, e colocada em um reator com uma temperatura de 205°C e pressão de 50 bar. A conversão de sorbitol obtida é em torno de 50% (RIBEIRO *et al.*, 2017).

### 4.3 PRODUÇÃO DE SORBITOL ATRAVÉS DE BIOCATALÍSE UTILIZANDO *ZYMOMONAS MOBILIS*

A produção de sorbitol pode se dar através do uso da bactéria *Zymomonas mobilis*, sendo que esta produz a enzima glicose-frutose oxidoredutase que converte a glicose em ácido glucônico e a frutose em sorbitol.

A produção simultânea de sorbitol e ácido glucônico é uma proposta de processo como opção para os processos tradicionais de produção de sorbitol, para isso a produção pode se dar através de uma mistura equimolar de glicose e frutose, com 60% de açúcar total em solução (300 g/L de glicose e 300 g/L de frutose). A reação deve ser processada em um biorreator batelada, durante 15 h para a conversão final de glicose em ácido glucônico e frutose em sorbitol. As células de *Zymomonas mobilis* permeabilizadas tratadas em tolueno e imobilizadas permitem que a perda de atividade enzimática seja de aproximadamente 5% em 120 h de processo.

Após a produção chegar a sua conversão final no biorreator, obtém-se uma mistura de sorbitol e ácido glucônico com demais subprodutos e reagentes não convertidos, ou seja, há presença de frutose e sacarose no meio, sendo que para a separação dos produtos utiliza-se uma coluna de resina de troca aniônica fortemente básica e um eluente de  $\text{Na}_2\text{BaOT}$  0,11 M /  $\text{H}_3\text{BO}_3$  0,11 M (CHUN, 1988).

### 4.4 PRODUÇÃO DE SORBITOL USANDO DIFERENTES FONTES DE HIDROGÊNIO

Nesse processo, dextrose/glicose é usada como matéria prima, sendo hidrogenada com um catalisador, e logo depois concentrada e filtrada. No entanto, a fonte de hidrogênio é diferente, podendo ser utilizadas as seguintes fontes:

**a) Utilizando amônia como fonte:**

Experimentos realizados em autoclaves definiram que o gás de síntese da amônia acima de uma dada pressão, pode servir como uma fonte de hidrogênio equivalente ao hidrogênio puro. (ENRÓ HAIDEGGER *et al.*, 1966). Sendo assim, a produção de Sorbitol se dá basicamente similar ao método de hidrogenação da glicose, mudando apenas a procedência do hidrogênio, que nesse caso, é distribuído através de uma planta de produção de gás amônia (AYUSHI AGARWAL *et al.*, 2018).

**b) Utilizando células eletrolíticas:**

Esse processo de hidrogenação é feito com uma solução de 50% de glicose em água, com o reator a uma pressão de 71 bar e uma temperatura de 150°C, utilizando o Níquel de

Raney (liga de níquel-alumínio) como catalisador. A fonte de hidrogênio é proveniente de células eletrolíticas. A célula eletrolítica é um dispositivo usado, mediante corrente elétrica, para a decomposição de corpos ionizados, em outras palavras, a célula eletrolítica transforma energia elétrica em energia química.

#### 4.5 MATÉRIAS-PRIMAS, INSUMOS E REQUERIMENTOS ENERGÉTICOS

A produção de sorbitol demanda a utilização de três insumos básicos: glicose, hidrogênio e o catalisador com suporte em base adequada, e também, faz-se necessário o insumo de caráter energético. Logo, é necessário avaliar quais são os insumos que a planta irá produzir e em quais pontos será necessária a terceirização.

##### 4.5.1 Insumos e requerimentos energéticos para produção de hidrogênio

Buscando avaliar a possibilidade de produção de hidrogênio na própria planta da Sorbitech®, a Tabela 3 apresenta os principais processos relacionando o insumo químico e energético para a produção de hidrogênio e também os custos detalhados na operação segundo cada rota tecnológica, reforçando o alto investimento necessário para produção de hidrogênio. Logo, o próximo passo é encontrar algumas alternativas para produção na planta.

A escolha é feita de acordo com o estudo da logística de escoamento da produção para o mercado consumidor, visando menor custo e maior agilidade.

Próximo passo é avaliar a disponibilidade de hidrogênio nos polos petroquímicos da região sul e sudeste, buscando evitar, principalmente, fazer uso de insumos energéticos na planta industrial.

Existe a disponibilidade de fornecimento de hidrogênio pela empresa Gases Elekeiroz, no pólo de Camaçari na Bahia.

Logo, a produção na planta é descartada e visando otimização na construção e operação da planta, todo o hidrogênio necessário para a operação da planta será proveniente de empresas terceirizadas especializadas em tal produção.

#### 4.6 ANÁLISE ECONÔMICA PRELIMINAR

A análise econômica preliminar é realizada com base nas rotas já descritas nesse trabalho, com foco no processo para a produção via hidrogenação catalítica da glicose, com processo detalhado no próximo tópico.

Tabela 3 - Custo de produção de hidrogênio

<b>Matéria-prima</b>	<b>Rota tecnológica</b>	<b>Comercialização</b>	<b>Custo capital (\$/ton H<sub>2</sub>)</b>	<b>Custo de Operação (\$/ton H<sub>2</sub>)</b>
Biomassa	Gaseificação	Gasoso	373,48	1518,82
Biomassa	Gaseificação	Líquido	572,67	2340,48
Gás Natural	Reforma a vapor	Gasoso	99,59	883,90
Gás Natural	Reforma a vapor	Líquido	286,33	1693,11
Água	Eletrólise	Gasoso	709,61	3809,50
Água	Eletrólise	Líquido	871,45	4556,46
Petróleo	Craqueamento	Gasoso	298,78	597,57
Carvão	Gaseificação	Gasoso	323,68	846,56
Carvão	Gaseificação	Líquido	572,67	1780,26

Fonte: Council & Engineering (2004).

A análise do processo de produção para tal é feita com base de cálculo de uma tonelada de glicose para conversão em sorbitol. Contudo, existe uma diversidade de custos envolvidos que se expande para o processo produtivo que vão além das matérias-primas. Os custos mais evidentes no processo que vão além de matéria-prima são os associados com o estoque e transporte de hidrogênio. Entretanto, em nível preliminar não serão considerados os custos pontuais e específicos, mas sim, os custos de uma forma geral, buscando simplicidade.

Uma das formas escolhidas para realizar a análise econômica preliminar é fazendo uso do índice CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index), sendo uma das formas mais simples e rápidas para uma avaliação prévia de custos.

Inicialmente, é feita uma estimativa simples do custo do sorbitol com base nos custos de matéria-prima apenas, dados apresentados no Quadro 1.

Na sequência, com os dados de preços de matéria-prima é possível calcular o custo médio para produzir um quilograma de sorbitol. Segundo a Anvisa, (Agência Nacional de Vigilância Sanitária) todos os produtos que são importados são passíveis de taxaço, que em geral, fica na ordem de 60% do valor do produto mais custos de frete, logo, os custos apresentados no Quadro

1 devem ser atualizados para os custos considerando a taxa de importação, como segue no quadro 2.

Quadro 1 - Comparativo de preços

<b>Matéria-prima</b>	<b>Característica / empresa</b>	<b>Custo unitário (1 kg)</b>
glicose	Pó, com elevada pureza por Quimisul	R\$ 60,00
--	Alta qualidade, na forma líquida. Foodchem através do Alibaba	R\$ 0,50 (sem taxas de importação)**
--	Pureza de 99%, na forma de cristal.	R\$ 2,50 (sem taxas de importação)
Hidrogênio	BIODIESELBR (2006)	R\$ 11,20 (para o ano de 2019)
Catalisador	Níquel suportado sílica/alumina daMerck	R\$ 6470,00
--	Níquel suportado sílica/alumina da Alfa	R\$ 3624,00
--	Níquel suportado sílica/alumina da Fishersci	R\$ 1930,00
--	Níquel suportado sílica/alumina da Alfa Aesar	R\$ 3400,00

Fonte: os autores, 2019.

Com essa análise básica, podemos chegar ao custo de R\$ 17,98 por quilograma de sorbitol produzido, apenas em custo de matéria-prima.

No entanto, o projeto irá demandar uma série de operações unitárias e utilidades que estão diretamente associadas com o custo de operação. Neste momento, as mesmas serão apenas citadas, (Quadro 3) não sendo determinados os valores, visto que tais necessidades serão calculadas de maneira mais exata posteriormente.

Uma ótica que pode ser aplicada para uma prévia do projeto é a análise de risco. Para tornar essa visão adequada, são feitas algumas divisões segundo o risco que elas expressam, sendo estas elencadas na sequência.

Quadro 2 - Custos para produção de 1 kg de sorbitol

<b>Matéria-prima</b>	<b>Quantidade (kg)</b>	<b>Custo unitário (R\$)</b>	<b>Valor (R\$/kg)</b>
Glicose	0,999	4,17	4,16
Hidrogênio	0,011	11,20	0,12
Catalisador	0,007	1930,00	13,70

Fonte: Os autores,2019.

Quadro 3 - Utilidades e sua demanda energética

<b>Utilidades</b>	<b>Demanda energética</b>
Trocador de calor	Aquecimento, entrada de calor
Trocador de calor	Resfriamento, saída de calor
Tanque de evaporação	Aquecimento
<i>Spray dryer</i>	Aquecimento, entrada de calor
Bombas	Energia elétrica
Compressor	Energia elétrica

Fonte: Os autores, 2019.

### **Risco de produção**

São os riscos finais inerentes para a planta, com custos operacionais e a operabilidade da nova planta.

### **Risco de projeto**

Inicialmente deve ter claro o custo de capital, com a exposição aos fatores externos e sem controle por parte da empresa. Por estar captando recursos por meio do BNDES, todos os fatores macroeconômicos exercem influência no custo do capital. Além disso, o projeto está exposto ao tempo de conversão, que ocasionalmente pode se estender frente ao planejado pelos mais diversos fatores. E por fim, a performance técnica é um fator inerente ao bom desempenho da planta.

### **Risco de negócio**

Engloba a previsão de mercado, com os principais mercados para o produto, sendo os mesmos grandes empresas dos mais diversos segmentos, como farmacêutico e alimentício.

Tudo isso é possível analisando a viabilidade de mercado ou ainda a viabilidade de clientes em potenciais, com uma gama enorme de clientes já percorridos anteriormente.

### **Risco com a venda de produto**

Para uma prévia do retorno sobre o investimento e coletado os valores de comercialização de sorbitol com as mesmas características oferecidas pela Sorbitec®. Os fabricantes de sorbitol a nível farmacêutico são as principais indústrias tomadoras de preço.

## 5. DEFINIÇÕES DO PROCESSO

Os tópicos a seguir contêm as principais definições do processo para a produção de 600 toneladas/ano de sorbitol pela Sorbitec<sup>®</sup>, localizada no polo industrial de Camaçari - Bahia.

### 5.1 DEFINIÇÃO DE ESCALA

Segundo a Secretaria de Comércio Exterior, o Brasil importa 6000 ton/ano de sorbitol. Por meio desse dado, definiu-se a escala de produção da Sorbitec<sup>®</sup> de modo a atender 10% desta demanda, 600 ton. Considera-se a ampliação desta produção até o suprimento de todo o mercado nacional, dentro de alguns anos.

### 5.2 ESTRATÉGIA DE PRODUÇÃO E OPERAÇÃO

A planta estará em operação durante os 365 dias/ano em 24 h/dia. Porém, destes 365 dias, 12 dias serão destinados ao programa de prevenção de incêndios e acidentes, totalizando 353 dias. Ainda, serão descontados os dias destinados para limpeza dos equipamentos, realizada durante 1 dia a cada 60 dias, totalizando 6 dias e considerando 17 dias para outras atividades como manutenção e imprevistos, restando 330 dias de produção contínua. Dessa forma, considerando as 600 toneladas anuais, a planta deverá produzir 1,82 ton/dia.

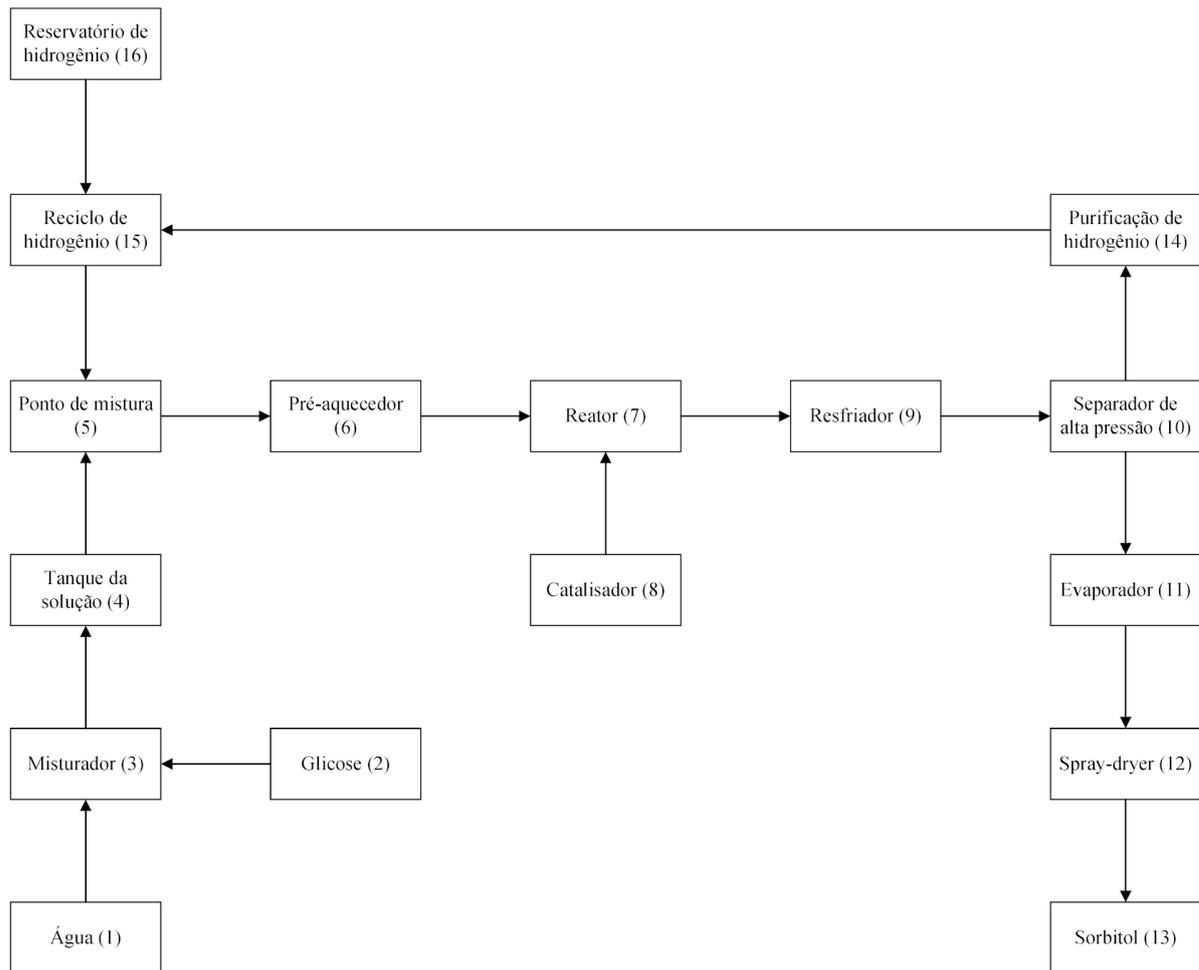
### 5.3 ESCOLHA DA ROTA PARA PRODUÇÃO DE SORBITOL

A rota escolhida pela Sorbitec<sup>®</sup> para a rota de produção de sorbitol é a hidrogenação catalítica da glicose, conforme descrita anteriormente, sendo a rota mais viável, principalmente em termos de conversão. Na figura 18, é apresentado de forma sucinta o processo de produção do sorbitol pela rota escolhida

#### 5.3.1 Obtenção da solução de glicose

A glicose (1) necessária para o processo será importada da China para o Brasil. O transporte e armazenamento será feito em tanques de aço inoxidável, de modo a garantir a qualidade e evitar contaminações. Além disso, a glicose será adquirida na forma sólida, anidra, para evitar a proliferação de microrganismos e também por apresentar um custo mais baixo comparada com a glicose disponível no mercado em forma de solução. Sua pureza estará acima de 99%.

Figura 18 - Fluxograma do processo de produção de sorbitol pela Sorbitec®



Fonte: Os autores, 2019.

No início do processo, será feita a mistura da glicose com água (2) no misturador (3), de forma a obter uma solução com concentração 40% de glicose para ser encaminhada ao tanque da solução (4), onde será mantida pronta para a mistura com o hidrogênio e encaminhamento ao processo.

A água passará por um pré-tratamento, em uma coluna de osmose reversa, para obter a pureza requerida para o processo.

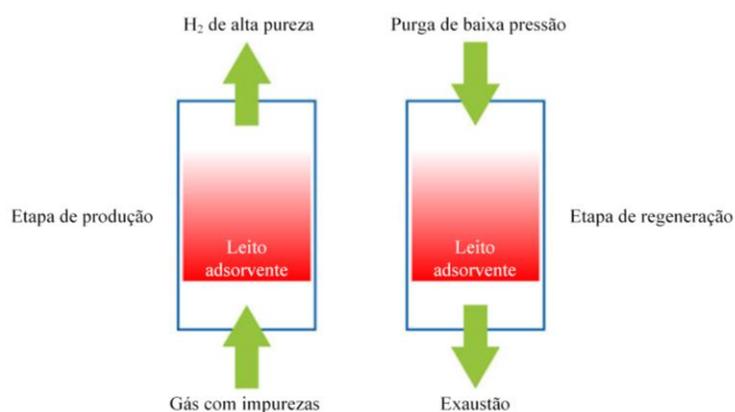
### 5.3.2 Hidrogênio, purificação e reciclo

O hidrogênio (16) será fornecido pela planta de Gases Elekeiroz, em Camaçari, Bahia. A pureza desse hidrogênio está acima de 99% e será armazenado em reservatórios esféricos, específicos para resistir a altas pressões e garantir segurança.

No separador de alta pressão (10), a corrente de entrada é dividida em duas correntes: a corrente de topo, composta principalmente por hidrogênio na forma gasosa e traços de água e de metano, enquanto a corrente de fundo é composta por toda a fase líquida. Essa corrente de topo é encaminhada para o purificador, que será adquirido da empresa Chengdu TCWY New Energy Technology Co.

Esta planta de purificação de hidrogênio fornecida pela empresa TCWY opera com a tecnologia PSA (Pressure Swing Adsorption). Segundo Grande (2012), esta tecnologia consiste em oscilar a pressão dentro da coluna de adsorção, trabalhando em altas pressões durante a alimentação da corrente e baixas pressões na regeneração do adsorvente (figura 19). Nos últimos anos, esta técnica vem sendo empregada na purificação de muitos gases como hidrogênio, hélio e argônio, pois apresenta baixo custo comparado a outras técnicas de purificação.

Figura 19 - Tecnologia PSA



Fonte: Adaptado da empresa Xebec.

### 5.3.3 Etapa de pré-aquecimento

Esta etapa (6) tem como objetivo elevar a temperatura da mistura glicose/água e hidrogênio até a temperatura requerida para a reação (em torno de 145 °C), antes de entrar no reator. Este procedimento de pré-aquecimento é fundamental para garantir o máximo de conversão de glicose em sorbitol, mantendo as condições de reação. O equipamento utilizado para fazer o pré-aquecimento será um trocador de calor, operando com vapor saturado.

O tipo de trocador utilizado será um trocador de casco e tubos, que segundo o fabricante de trocadores de calor Maze, é o mais recomendado para operar a altas pressões. Nos trocadores de calor de casco e tubos, segundo Kakaç e Liu (2002), um dos fluidos tem seu fluxo através

dos tubos enquanto o outro fluido através da carcaça, ao longo dos tubos pela parte externa. As principais vantagens deste trocador são facilitar a limpeza, acomodar a expansão térmica e reduzir o custo de construção o máximo possível.

### 5.3.4 Reator

O reator (7) empregado no processo será um reator TBR (Trickle Bed Reactor) de leito gotejante, segundo a patente de Chao et al. (1982). Este tipo de reator é caracterizado por operar com o fluxo das correntes de gás e líquido de forma descendente sobre um leito que contém catalisador (SOUZA *et al.*, 2016), conforme Figura 20.

Figura 20 - Reator TBR



Fonte: Adaptado de Ranade et al.

O leito do reator contém o catalisador de níquel/sílica-alumina, e receberá o fluxo da mistura de hidrogênio/solução de glicose. As condições de operação serão definidas a uma pressão ao redor de 90 bar, uma temperatura de aproximadamente 145 °C, e uma velocidade espacial em torno de 1,58 cm<sup>3</sup>/Hr/cm<sup>3</sup> de catalisador. Sob essas condições, será possível obter uma conversão acima de 99% de glicose em sorbitol. Com uma pureza dessa porcentagem, não se faz necessário o uso de técnicas de separação para purificar o produto, como extração e destilação.

A construção do reator é muito importante neste projeto, não somente pela elevada pressão de trabalho, mas também pela obtenção do sorbitol ser um produto da classe

alimentícia/farmacêutica. Assim, o material de construção deverá resistir à pressões superiores a 90 bar, além de apresentar resistência à corrosão, como aço inoxidável 316L.

### **5.3.5 Catalisador**

O catalisador (8) Ni/SiO<sub>2</sub>-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> empregado no processo terá um tempo de saturação considerado como sendo de 2 meses. Esse tempo foi considerado, pois, segundo Maxted(1951), quando o catalisador de níquel entra em contato com elementos que tenha elétrons disponíveis, como: N, P, As, Sb, O, S, Sc, e Te, a sua saturação será apurada. Como no processo não tem esses elementos, a consideração de um tempo longo para a saturação foi válida. O catalisador ficará fixo no leito do reator. Segundo Chao (1982), sua composição deve ser de 60 a 66% de níquel, e o restante de sílica-alumina. Além desta composição determinada, o catalisador estará na forma de pellet, com área superficial de 140 a 180 diâmetro aproximado de 0,2 cm para melhorar a taxa de reação, uma vez que o diâmetro é pequeno. Um tratamento com uma camada monomolecular de dióxido de carbono também será feito para evitar a oxidação do catalisador durante o seu transporte e carregamento no reator, tornando-se ativo com uma etapa de inicialização com hidrogênio com duração de aproximadamente 2 horas.

### **5.3.6 Resfriamento**

Esta etapa (9) será realizada com um trocador de calor, para reduzir a temperatura da corrente para 90 °C, melhorando a separação no tanque flash e evitando a vaporização da água ao entrar neste. Este resfriamento será feito com um trocador de calor de casco e tubos, que conforme descrito anteriormente na etapa de pré-aquecimento, sendo o mais recomendado para operar em elevadas pressões.

### **5.3.7 Separação em alta pressão**

A separação em alta pressão (10) será feita por meio de um tanque flash. A temperatura de entrada da corrente será mantida em 90 °C e a pressão será a de saída do reator, ao entrar no tanque flash a 90 bar as correntes serão separadas. Na parte superior, serão liberados hidrogênio e traços de metano (CH<sub>4</sub>) e água, e na parte inferior a solução sorbitol/água com traços de hidrogênio solubilizado. Para fins de cálculo e projeto, será considerada a separação como 100%, desconsiderando os traços em cada corrente.

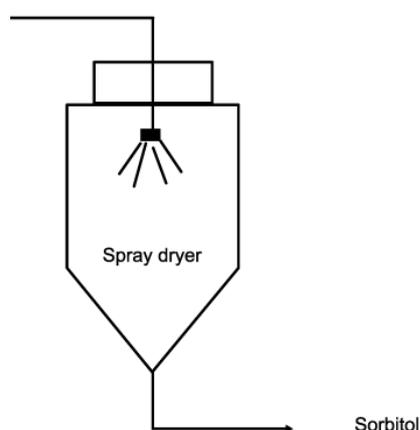
### 5.3.8 Evaporação

Um evaporador (11) operando com vapor saturado e de simples efeito levará a solução contendo aproximadamente 40% de sólidos na entrada para 70% na saída. Dessa maneira, na corrente de saída a solução encontra-se com alta viscosidade devido à alta concentração de sorbitol, a ser encaminhada para a secagem em *spray dryer*.

### 5.3.9 Secagem em *Spray-dryer*

A solução com sólidos a 70% sairá do evaporador (11) e entrará no *spray dryer* (12) para ser obtida a uma concentração de 99,7% de sólidos (Figura 21). Será realizada uma aproximação para considerar como referência a Instrução Normativa N° 42/17 (MAPA,2017), que estabelece os regulamentos técnicos do açúcar refinado para consumo direto. Entre estes regulamentos, está a umidade máxima permitida a ser alcançada na secagem, que é de 0,3%.

Figura 21 - Esquema do *Spray dryer*

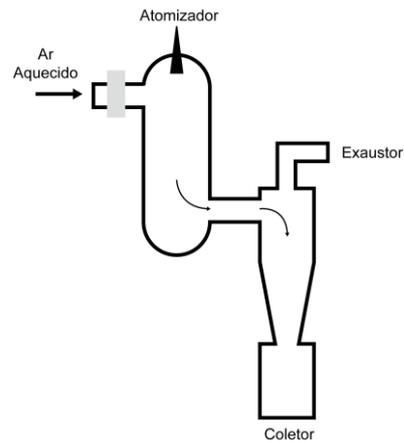


Fonte: Os autores, 2019.

Conforme Engel *et al.* (2017), a secagem em *spray dryer* é altamente empregada na indústria de alimentos, pois em boas condições de operação, tem demonstrado bons resultados. É uma técnica rápida e que mantém as propriedades do produto, devido ao baixo tempo de exposição a temperaturas elevadas, evitando a degradação. Além disso, comparada a outras técnicas, é considerada mais economicamente viável porque apresenta baixas despesas operacionais. Sendo bastante empregada na indústria devido a sua versatilidade.

A imagem 21 exemplifica a montagem de um sistema tipo *spray dryer*. Tal sistema possui pontos críticos para o desempenho ideal. O primeiro passo está na escolha do tipo de atomizador, pois será ele que irá caracterizar a partícula final coletada.

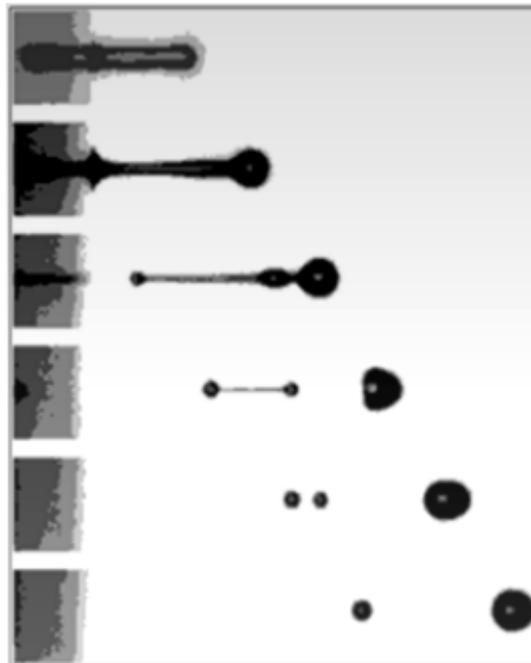
Figura 22 - Montagem do sistema



Fonte: Os autores, 2019.

Existe uma infinidade de tipos de atomizadores utilizados atualmente, contudo, para o processo de spray de sorbitol se faz uso do atomizador centrífugo, onde o líquido é continuamente acelerado até a borda de um disco atomizador por forças centrífugas, num movimento de rotação em relação a um referencial inercial, produzido pela sua rotação (WESTERGAARD, 2004). A figura 23 exemplifica esse processo.

Figura 23 - Gotas sendo geradas



Fonte: Frohn e Roth (1965).

### 5.3.10 Produto final

O sorbitol seco (13) será transportado do *spray dryer* para uma máquina embaladora de *big bags*, conforme a figura 24. Os *big bags* têm capacidade para até 500 kg de produto, e após o fechamento, estes estarão prontos para o carregamento com guinchos (Figura 25) até os caminhões para serem encaminhados aos compradores.

Figura 24 - Equipamento para enchimento de *big bags* com sorbitol



Fonte: conteflex, 2019.

Figura 25 - Carregamento dos *big bags*



Fonte: reciclalabag, 2019.

## **6. PROJETO DE PROCESSO - BALANÇO DE MASSA, BALANÇO DE ENERGIA E DIMENSIONAMENTO DOS EQUIPAMENTOS**

### **6.1 BALANÇO DE MASSA**

O processo se inicia a partir da compra das matérias primas, sendo elas: glicose, hidrogênio, e o catalisador. A glicose será pura, comprada em pó, mas, no processo, ela será diluída em água, tendo uma composição de 40% em massa de sólidos. O tamanho do tanque reservatório para a glicose será dimensionado conforme a sua quantidade. O hidrogênio terá um abastecimento de no máximo 5 dias, visto que o fornecedor do mesmo está próximo a fábrica, assim, diminuindo o custo do tanque de estocagem de hidrogênio. O mesmo será colocado em um tanque pressurizado, e logo depois, passará por um compressor para entrar no processo de produção.

Como mencionado anteriormente, a importação de sorbitol para o Brasil é de aproximadamente 6000 toneladas ao ano, com esse dado, nossa meta será 10% desse mercado, sendo assim, uma produção de 600 toneladas/ano. A indústria irá trabalhar 24 horas/dia, mas, considera-se um funcionamento de 330 dias/ano, sendo o restante os dias para manutenção da planta, reativação do catalisador, etc.

A glicose será recepcionada no tanque de armazenamento T02 (Anexo Q), e será alimentada para um tanque de mistura TM01 (Anexo Q, Anexo Y) a cada 8 horas, através de uma rosca transportadora, modelo RT0 4 (Anexo W) visto que a glicose é sólida. A água é proveniente de um poço artesiano, que passa em uma coluna de osmose reversa (OR01), que possui uma capacidade de até 750 L/h (Anexo X) será bombeada para um tanque de armazenamento T01 (Anexo Q), que logo depois será levada para o tanque TM01 de mistura, novamente de 8 em 8 horas, onde a solução será preparada.

A solução de glicose, com 40% em massa é levada para um ponto de mistura através de uma bomba, com uma vazão mássica de 189,19 kg/h, que será misturado com o Hidrogênio comprimido através de um compressor CO1 (Anexo AB), a uma pressão de 1295 psig (aproximadamente 90 bar) que chegará a uma vazão mássica que 1677,132 kg/h, sendo uma parte proveniente do reciclo, e outra parte proveniente do tanque de armazenamento de hidrogênio T04. No processo, 100% do hidrogênio será reciclado.

Com a corrente de hidrogênio e solução agora juntas, elas serão arrastadas para um trocador de calor TC01, que tem a função de pré-aquecer a corrente de alimentação no reator para uma temperatura de 145°C, que é a temperatura em que a reação de hidrogenação deverá ocorrer.

Com a corrente aquecida, esta irá entrar a uma vazão mássica de 1866,32 kg/h no reator tipo *downflow* de leito recheado (R01). O reator tem um volume de catalisador de 0,10 m<sup>3</sup>, que foi calculado através da velocidade espacial do reator para se obter a conversão de 99%. Ele opera a uma pressão parcial de hidrogênio de 1295 psig (89,28 bar), e temperatura de 145°C. A vazão mássica de sorbitol obtido na saída do reator será de 75,757 kg/h de sorbitol, e a sua vazão mássica total de 1866,32 kg/h. Logo após da saída do reator, a corrente será resfriada em um trocador de calor (TC02), para uma temperatura de 90°C, com o intuito de, quando passar pelo tanque flash, não ter perigo da água ir para fase vapor. O tanque flash terá uma eficiência de 100%.

O tanque flash (TF01), por ser um separador de alta pressão, ele tem a finalidade de separar as correntes em uma corrente de hidrogênio, e outra corrente de solução, contendo água, sorbitol e traços de glicose. Na entrada do tanque, a pressão será aproximadamente de 89 bar, onde com o aumento do volume, a pressão irá diminuir, ocorrendo assim uma separação eficiente da corrente gasosa com a líquida. Assim, na saída de cima do tanque flash (corrente F9), a vazão mássica de hidrogênio será de 1676,11 kg/h, e irá conter grande parte de hidrogênio, traços de CH<sub>4</sub>, que provém do catalisador, e traços de água, sendo assim, o hidrogênio passará por uma purificação. A vazão mássica da parte inferior do tanque flash será de 190,067 kg/h, onde 0,00087% serão de hidrogênio.

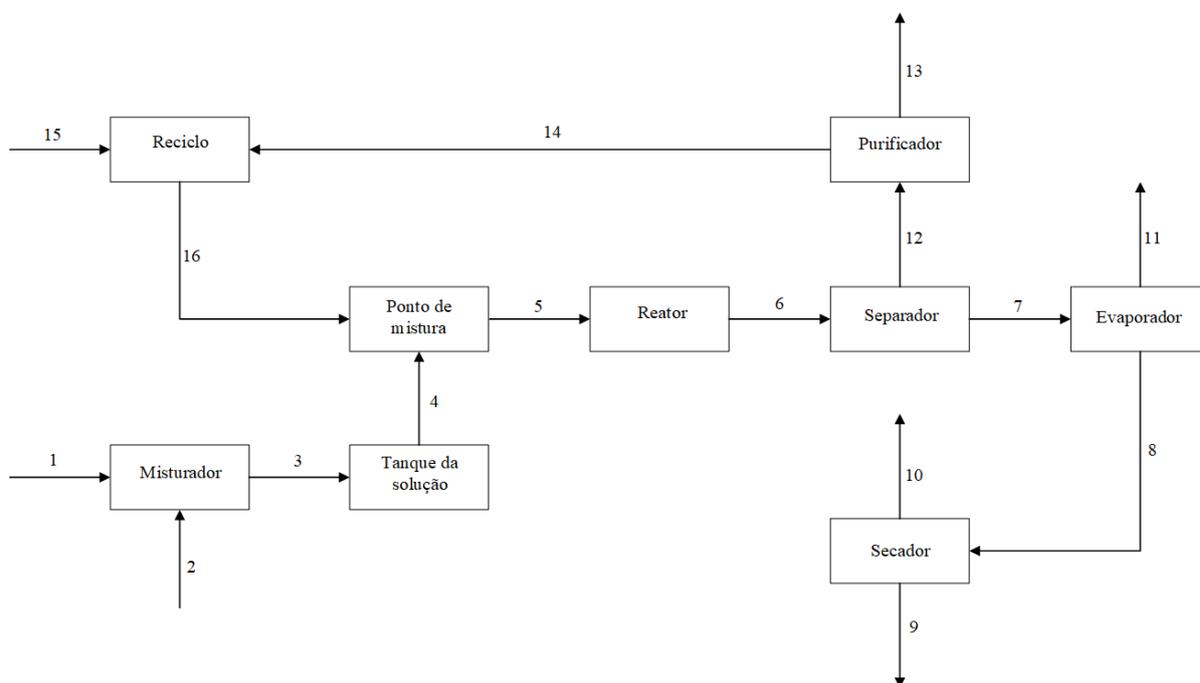
Dando continuidade no processo pela parte do produto principal, a próxima etapa será a concentração do produto, no qual serão elevados o nível de sólidos para cerca de 70%, em um evaporador a vácuo de simples efeito (EVAP01) (Anexo B). No evaporador entrará com uma vazão de produto, água, e traços de hidrogênio de 190,067 kg/h. O evaporador terá que concentrar a solução que está com aproximadamente 40% em massa, para 70% em massa de sólidos, retirando assim boa parte da água, e todo os traços de hidrogênio. Assim, a corrente concentrada terá uma vazão mássica de 108,71 kg/h, com uma fração de 30% de água, 69,99% de sorbitol, e traços de glicose; E a vazão de água que sai, é de 81,1917 kg/h, onde grande parte é dada por água pura, e alguns traços de hidrogênio, que provém da solubilização do gás no líquido.

Saindo do evaporador, o produto passará por uma secagem em *Spray Dryer* (SD01) (Anexo A), visto que o mesmo será comercializado em estado sólido, com o mínimo de umidade possível. A massa de sorbitol para comercialização não deve ultrapassar a grandeza de 0,3%, segundo o MAPA. A saída do produto terá uma vazão 76,33 kg/h, com 99,06% de fração mássica para o sorbitol, 0,3% para água, e traços de glicose, podendo assim, ser considerado

como um produto de altíssima pureza, e ser comercializado com um bom valor comercial. Já a corrente de saída da água, terá uma vazão de 32,38 kg/h sendo composta por 100% de água. Depois, o produto será embalado em *big bags*, e estocado em condições adequadas de temperatura e umidade para melhor conservação, estando pronto para a sua venda e transporte em todo o Brasil. A tabela 4 informa as quantidades de matéria prima e insumos utilizados para a produção.

Na figura 26, têm-se o fluxograma do processo em forma simplificada para a realização dos balanços de massa e energia, e a tabela 5 mostra a composição de cada corrente envolvida no processo. A figura 27 mostra o fluxograma completo do processo de produção. Os demais cálculos realizados, assim como suas devidas considerações adotados no balanço de massa e de energia estão descritos nas Apêndices A e B.

Figura 26 - Representação simplificada da produção de Sorbitol



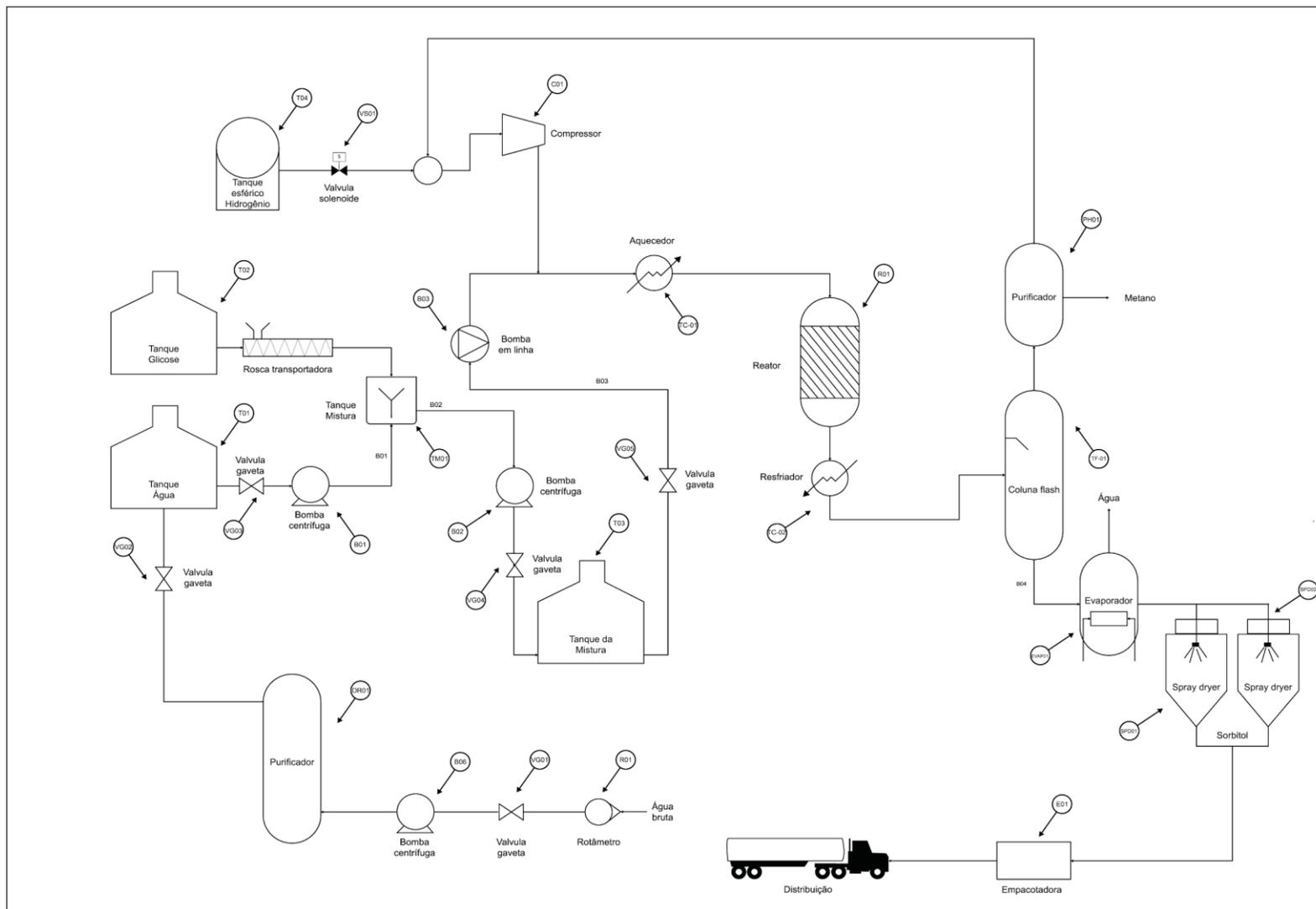
Fonte: Os Autores, 2019.

Tabela 4 - Quantidades globais de matéria prima e insumos utilizado no processo

Substâncias (kg)	Quantidade (dia)	Quantidade (ano)
Glicose	1823,04	601603,20
Água	2724,34	899030,90
Hidrogênio	40251,17	13282885,44

Fonte: Os Autores, 2019.

Figura 27 - Processo de produção do Sorbitol



Fonte: Os Autores, 2019.

Tabela 5 - Composição de cada corrente no processo

Correntes (kg)	Glicose	Hidrogênio	Água	Sorbitol	CH <sub>4</sub>
1	75,67	0,00	0,00	0,00	0,00
2	0,00	0,00	113,51	0,00	0,00
3	75,68	0,00	113,51	0,00	0,00
4	75,68	0,00	113,51	0,00	0,00
5	75,68	1677,13	113,51	0,00	0,00
6	0,76	1676,28	113,51	75,76	
7	0,76	0,00	113,51	75,76	0,00
8	0,76	0,00	32,61	75,76	0,00
9	0,76	0,00	0,22	75,76	0,00
10	0,00	0,00	32,38	0,00	0,00
11	0,00	0,00	81,19	0,00	0,00
12	0,00	1676,28	0,00	0,00	Traços
13	0,00	Traços	0,00	0,00	Traços
14	0,00	1676,28	0,00	0,00	0,00
15	0,00	1,02	0,00	0,00	0,00
16	0,00	1677,13	0,00	0,00	0,00

Fonte: Os Autores, 2019.

## 6.2 BALANÇO DE ENERGIA

Os cálculos para o balanço de energia estão apresentados no apêndice B. Na Tabela 6, está apresentado os valores.

Tabela 6 - Balanço de energia dos equipamentos do processo

Equipamento	Fluido (kg/h)	Energia(kJ/h)
TC-01	1617,43	3,072x10 <sup>6</sup>
TC-02	13651,91	4,564x10 <sup>5</sup>
TC-03	62,65	1,19x10 <sup>5</sup>
TC-04	79,24	1,505x10 <sup>5</sup>
EVAP-01	628,2	1,19x10 <sup>6</sup>

Fonte: Autores, 2019.

### 6.3 DIMENSIONAMENTO DOS EQUIPAMENTOS

O dimensionamento dos equipamentos é constituído através da determinação da capacidade e do tipo de material. A tabela 7 apresenta os equipamentos com as suas variáveis, onde os cálculos para os seus dimensionamentos estão apresentados a partir do Apêndice C.

Tabela 7 - Equipamentos e suas dimensões

(continua)

<b>TAG</b>	<b>Equipamento</b>	<b>Capacidade</b>	<b>Capacidade</b>	<b>Material</b>
T01	Tanque armazenamento	m <sup>3</sup>	3	Polipropileno
T02	Tanque armazenamento	m <sup>3</sup>	8,3	Aço inox 304
T03	Tanque armazenamento	m <sup>3</sup>	5	Aço inox 304
T04	Tanque armazenamento	m <sup>3</sup>	935,91	Aço inox 304
TM01	Tanque de mistura	m <sup>3</sup> -hp	1,65/15	Aço inox 304
TC01	Trocador de calor	m <sup>2</sup>	15,14	Aço inox
TC02	Trocador de calor	m <sup>2</sup>	3,82	Aço inox
TC03	Trocador de calor	m <sup>2</sup>	2,71	Aço inox
TC04	Trocador de calor	m <sup>2</sup>	4,56	Aço inox
R01	Reator	m <sup>3</sup>	0,18	Aço inox
TF01	Tanque Flash	m	0,55	Aço Inox
EVAP01	Evaporador	cm	360x300x600	Aço Inox
SPD01	<i>Spray dryer</i>	m	1	Aço Inox
SPD01	<i>Spray dryer</i>	m	5	Aço Inox
PH01	Purificador	Nm <sup>3</sup> /h	30000	Aço Inox
OR01	Osmose reversa	L/h	750	Polipropileno
CA01	Caldeira	kg/h	3200	Aço Inox
TR01	Torre de resfriamento	m	2,29	Polipropileno
B01	Bomba	hp	20	Aço Inox
B02	Bomba	hp	0,25	Aço Inox

Tabela 7 - Equipamentos e suas dimensões

(conclusão)				
B03	Bomba	hp	0,25	Aço Inox
B04	Bomba	hp	25	Aço Inox
B05	Bomba	hp	7	Aço Inox

Fonte: Os autores, 2019.

#### 6.4 INSTRUMENTAÇÃO E CONTROLE

Foi selecionado um equipamento para ser projetado o sistema de controle, devido ao reator ser o equipamento de maior importância, risco e complexidade do processo. Os métodos de controle são baseados da literatura de FRANCHI (2011) e BEGA (2011).

##### 6.4.1 Sistema de controle do reator

Foi mencionado anteriormente a importância do controle da temperatura e da pressão do reator, tanto para manter a alta conversão quanto para evitar riscos de acidentes ou perdas econômicas. Como observa-se na figura 28, foi projetado que deveria haver na entrada do reator um Transmissor Indicador de temperatura (TIT), um transmissor indicador de vazão e por fim um equipamento para controle da pressão, um transmissor indicador de pressão. Na região do reator onde está contido o catalisador, foi colocado um sistema medidor de temperatura e um transmissor indicador de temperatura. Na saída do reator foi colocado um transmissor indicador de pressão e logo após a saída do reator um transmissor de vazão. Os medidores de pressão do topo e do fundo do catalisador são comparados por um comparador para medir a queda de pressão no reator, além de assegurar que a pressão de operação esteja dentro da faixa de maior conversão da reação. No quadro 5, estão descritos os instrumentos, a função e sua importância.

Quadro 4 - Simbologia do sistema de controle

(continua)

<b>FIC</b>	Controlador indicador de vazão (PLC)
<b>PIC</b>	Controlador indicador de pressão (PLC)
<b>TIC</b>	Controlador indicador de temperatura (PLC)
<b>FT</b>	Transmissor de vazão
<b>PT/PIT</b>	Transmissor de pressão/Transmissor indicador de pressão

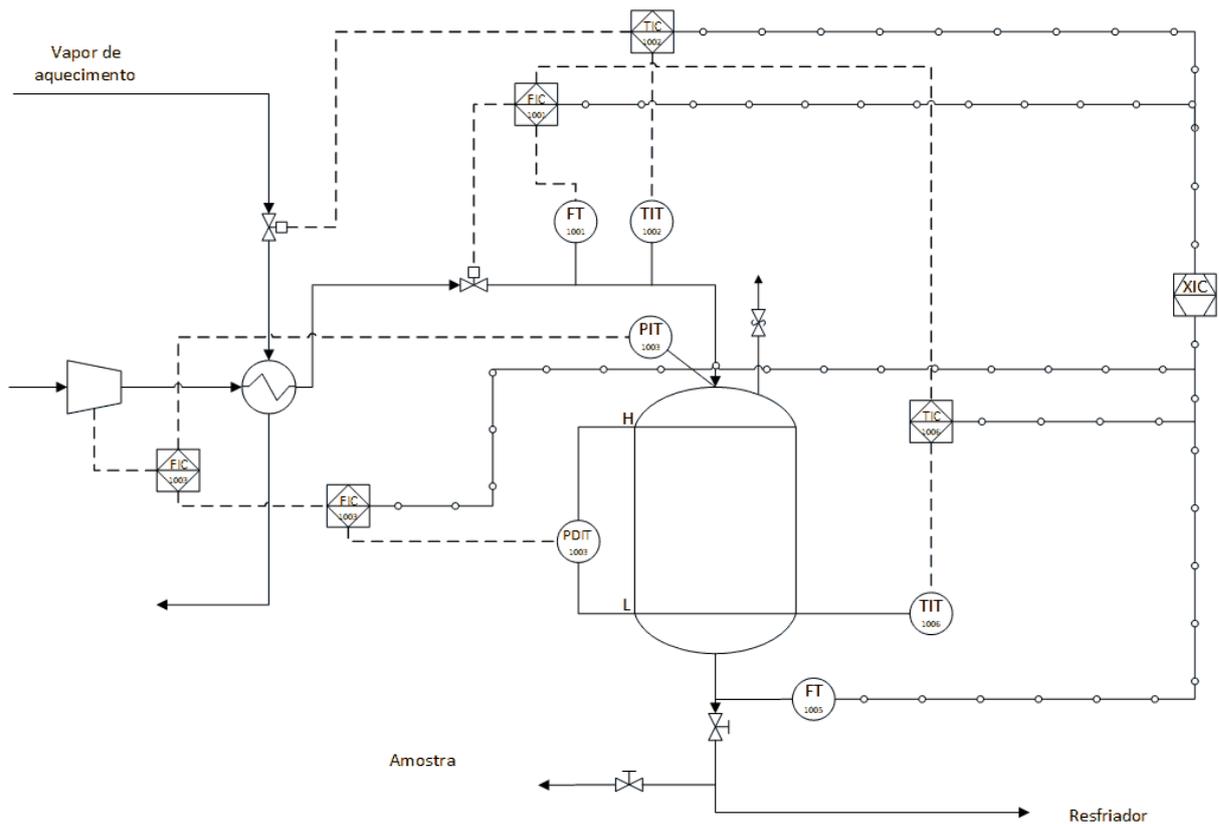
Quadro 4 - Simbologia do sistema de controle

(conclusão)

<b>TT/TIT</b>	Transmissor de temp./Transmissor indicador de temp.
<b>PDIT</b>	Transmissor indicador diferencial de pressão
<b>XIC</b>	Central de controle, Sistema homem-máquina

Fonte: Os Autores,2019.

Figura 28 - Sistema de controle



Fonte: Os autores, 2019.

Quadro 5 - Detalhamento dos principais instrumentos

(continua)

<b>Instrumento</b>	<b>Qnt.</b>	<b>Função</b>	<b>Motivação</b>
Válvula atuada tipo variável solenóide na corrente precedente ao reator.	1	Ajuste de vazão de entrada de fluido no reator. É totalmente fechada em casos de aumento excessivo de temperatura no reator.	Instrumento de controle fundamental, sua função é aferir a vazão de entrada do reator e a taxa de reação, podendo ser totalmente fechada em caso de aumento excessivo de temperatura.

Quadro 5 – Detalhamento dos principais instrumentos

(conclusão)

Válvula atuada tipo variável solenóide na corrente de vapor do trocador de calor.	1	definir a vazão de vapor que irá para o trocador de calor	Sua função é principalmente controlar a temperatura da mistura gás líquido que posteriormente irá para o reator.
Válvula de alívio de sobrepressão	1	Prevenir risco de sobrepressões	Segundo a NR 13, todo vaso de pressão deve conter um sistema de alívio de pressão.
Válvula de bloqueio não-atuada	2	Bloqueia a saída do reator; Coleta de amostra.	Normalmente aberta, pode ser bloqueada em caso de manutenção; Normalmente fechada, aberta apenas para amostragem
Transmissor de temperatura tipo Termopar	2	Acompanhamento da temperatura do processo, um localizado na entrada do reator e outro na região do catalisador	Segundo Franchi (2011), reatores exotérmicos necessitam muito cuidado com o controle da temperatura, devido à sua instabilidade e resposta não-linear.
Medidor de Pressão do tipo Bourdon e Transmissor Strain Gage	2	Acompanhar as pressões da entrada e na saída do reator	A pressão de entrada deve ser alta o suficiente para manter a eficiência. A análise da pressão de saída é importante para medir a queda de pressão, alterações no recheio e as condições nas áreas subsequentes.
Medidor transmissor de vazão tipo venturi	2	Controle da quantidade produzida	É importante verificar as vazões na entrada do processo para comparar com a vazão de saída e evitar acúmulo de matéria no reator. O controle de vazão na saída também é importante para atingir a meta diária de produção.

Fonte: Os Autores, 2019.

No sistema foi utilizado um sistema mestre-escravo para tal controle. Além deste, outro sistema mestre-escravo é utilizado no controle de temperatura e vazão do reator, onde o controlador mestre fecha a válvula na entrada do reator caso haja uma sobre temperatura no reator.

Todos estes equipamentos transmissores são conectados por sinais elétricos para uma central de controle computadorizada, situada à distância.

### 6.4.2 Malhas de controle

O sistema de controle da área do reator irá possuir 5 malhas de controle, conforme o quadro 6, e será medido ainda a vazão de saída do reator. A priori, somente foi projetado malhas *feedback* neste processo, podendo ser adicionado malhas *feedforward* para melhor controle.

Quadro 6 - Malhas de controle do processo

Nº	Tipo	Instrumentos	Variável Manipulada	Variável Medida	Função
1	Fechada de <i>feedback</i>	Transmissor Indicador de temperatura; Controlador indicador de temperatura (CLP); Válvula atuada variável, parcialmente aberta.	Vazão de vapor de aquecimento do trocador de calor	Temperatura de entrada da mistura no reator	Busca manter a temperatura de entrada da corrente na temperatura adequada.
2	Fechada de <i>feedback</i> tipo mestre	Transmissor indicador de temperatura tipo termopar; Controlador indicador de temperatura tipo mestre;	Vazão da corrente de entrada do reator	Temperatura interna do reator	Busca controlar a vazão de entrada do reator.
3	Fechada de <i>feedback</i> tipo escravo	Medidor transmissor de vazão tipo venturi; Controlador indicador de vazão tipo escravo; Válvula atuada variável normalmente aberta.	Vazão da corrente de entrada do reator	Vazão da corrente de entrada do reator	Interromper o processo em caso de sobretemperatura no reator.
4	Fechada de <i>feedback</i> tipo escravo	Medidores de pressão do tipo bourdon com transmissão por strain gauge; Controlador indicador tipo mestre; Controlador indicador tipo escravo	Potência do compressor	Pressão no topo e no fundo do reator	É importante manter a pressão no reator na faixa ótima para manter a eficiência da reação.
5	Fechada de <i>feedback</i> tipo mestre	2 medidores de pressão tipo bourdon; Transmissor indicador diferencial de pressão; Controlador indicador tipo escravo	Potência do compressor	Diferença de Pressão entre o topo e o fundo do reator	Verificar o estado do recheio a partir da queda de pressão no reator.

Fonte: Os autores, 2019.

## 7 PROJETO DE UTILIDADES INDUSTRIAIS

### 7.1 INSTALAÇÕES DO PROCESSO

O processo industrial de produção de sorbitol requer uma infinidade de utilidades, para dessa forma, funcionar da maneira mais harmônica possível. Quando falamos em utilidades, devemos ter a clara noção em diferenciar processo e utilidades.

As utilidades servem para fornecer e retirar energia do processo, para transferir energia de um ponto a outro ou para transformar a energia em suas mais diferentes formas de aplicação. Além disso é interessante constatar que maior consumo de vapor acarreta em maior consumo de energia. Logo, é extremamente necessário realizar o dimensionamento de todas as utilidades com base no consumo de vapor e de todos os escoamentos para realizar a reação. Sendo assim, as tubulações necessárias para o processo são listadas no quadro 7.

Quadro 7 - Tubulações necessárias para o processo

<b>Fluido</b>	<b>Diâm. nominal (pol)</b>	<b>Comp. total (m)</b>	<b>Materiais</b>
Água	10	4,92	aço inox
Água	10	2,00	aço inox
Água	10	2,00	aço inox
Mistura	1/4	3,00	aço inox
Mistura	1/8	3,00	aço inox
Reação	10	3,00	aço inox
Reação	10	4,00	aço inox
Reação	10	4,00	aço inox
Reação	10	3,00	aço inox
Concentrado	10	3,00	aço inox
Concentrado	10	4,11	aço inox
Reciclo H2	10	3,00	aço inox
Reciclo H2	10	23,4	aço inox
H2	10	4,93	aço inox
H2	10	7,94	aço inox

Fonte: Os Autores,2019.

Além disso, é necessário para o processo uma segunda série de tubulações para o vapor e para o condensado, apresentados no quadro 8.

Quadro 8 - Tubulação necessária para condensado e vapor

<b>Fluido</b>	<b>Diâmetro nominal (pol)</b>	<b>Comprimento total (m)</b>	<b>Materiais</b>
vapor	6	20,22	aço
vapor	4	2,42	aço
vapor	1	1,32	aço
vapor	4	1,45	aço
vapor	1 1/4	1,24	aço
vapor	4	4,41	aço
vapor	5	19,07	aço
condensado	4	7,49	aço
condensado	1 1/4	0,40	aço
condensado	4	1,36	aço
condensado	1	0,38	aço
condensado	4	4,14	aço
condensado	5	24,72	aço
condensado	6	18,49	aço

Fonte: Os Autores,2019.

Todas as bombas foram dimensionadas com base no catálogo apresentado no anexo P. Logo, as bombas utilizadas encontram-se no quadro 9.

Quadro 9 - Bombas necessárias para o processo

(continua)

<b>Bomba</b>	<b>P (HP)</b>
B01	20,00
B02	0,25

Quadro 9 - Bombas necessárias para o processo

(conclusão)

B03	0,25
B04	25,00
B05	7,00
B07	1,50

Fonte: Os Autores,2019.

## 7.2 INSTALAÇÕES DE ÁGUA FRIA

A água é um dos insumos básicos mais importante para a sobrevivência, sendo necessário para diversos setores da indústria. A água é utilizada tanto para equipamentos, limpeza, banheiros, etc. A água que for usada deve apresentar as condições necessárias, acaso não apresentarem, tratamentos adequados devem ser feitos para o uso da mesma.

A água a ser utilizada no processo será fornecida através de um poço artesiano, atendendo os padrões exigidos pela Portaria n° 2914/2011 do Ministério da Saúde (2011).

Com a água captada pelo poço, será feito o sistema de distribuição de água para as atividades da empresa, para o uso no trocador de calor, e para o processo, sendo realizado por meio de tubulações que distribuem a água para cada ponto de descarga oriunda de um reservatório superior.

O reservatório inferior é alimentado por meio de uma canalização proveniente de um poço artesiano. Os cálculos para as instalações de água fria estão presentes na Apêndice E4

### 7.2.1. Sistema CIP

Para a realização da limpeza interna dos equipamentos e das tubulações, será utilizado o sistema Cleaning in Place (CIP). Esse sistema consiste em um circuito fechado de limpeza para equipamentos e tubulações utilizando cinco etapas para garantir a devida higienização da linha de processo. O ciclo de limpeza deverá ocorrer a cada dois meses, quando o processo será interrompido para fazer a reativação ou troca do catalisador do reator, desse modo a limpeza pode ser integrada a todos os equipamentos e tubulações começando pelo tanque de armazenamento de glicose, ficarão excluídos do processo de limpeza pelo sistema CIP os tanques de armazenamento de gás hidrogênio bem como o purificador e as tubulações por onde passam apenas as correntes de hidrogênio, e indo até a tubulação de saída do evaporador.

Na continuação, são descritas as cinco etapas processo de limpeza CIP:

Etapa 1 - Consiste no pré-enxágue dos equipamentos do processo com água a temperatura ambiente (30 °C). Esta pré-lavagem visa remover dos equipamentos do processo, e também das tubulações, todo material sólido e/ou líquidos residuais que ainda permanecem no equipamento do processo e nas tubulações. Esta etapa tem duração de 30 minutos.

Etapa 2 – Consiste em uma primeira limpeza dos resíduos das tubulações e equipamentos com uma solução ácida, de forma a remover o máximo possível as impurezas. Após esta limpeza ácida, água fria a 30°C é circulada no sistema, a fim de prepará-lo para a etapa de limpeza básica. Esta etapa tem duração de 20 minutos com solução ácida mais 20 minutos para de enxágue.

Etapa 3 - Consiste na limpeza do equipamento do processo com uma solução de hidróxido de sódio proveniente do tanque da solução básica. Nesta etapa, uma solução de hidróxido de sódio (detergente) previamente preparada é encaminhada ao equipamento de processo para sua limpeza. Esta etapa tem duração de 20 minutos.

Etapa 4 - Consiste na pasteurização do equipamento do processo com o emprego de água quente proveniente do tanque de água quente. Esta água de esterilização dos equipamentos e tubulações estará aquecida a 90°C. Esta etapa tem duração de 20 minutos.

Etapa 5 - Consiste no enxágue final do equipamento de processo com água tratada na torre de osmose. Esta água de enxágue final estará aquecida a 50°C para evitar o choque térmico nos equipamentos e tubulações, na sequência, deve ser gradualmente resfriada até a temperatura ambiente. Este resfriamento gradual visa promover a diminuição da temperatura do equipamento de processo, deixando-o em condições adequadas para a retomada do processo. A etapa tem duração de 40 minutos.

O quadro 10 apresenta resumidamente os dados de cada etapa de limpeza do CIP.

Quadro 10 - Tempo e temperatura dos fluídos na CIP

(continua)

<b>Etapa</b>	<b>Fluido</b>	<b>Temperatura (°C)</b>	<b>Tempo (min)</b>
Etapa 1	Água Fria	30	30
Etapa 2	Solução Ácida / Água Fria	30	40
Etapa 3	Solução Básica	30	20

Quadro 10 - Tempo e temperatura dos fluídos na CIP

(conclusão)

Etapa 4	Água Quente	90	20
Etapa 5	Água Quente	50	40

Fonte: Os Autores, 2019.

Os efluentes provenientes da limpeza através do sistema CIP seguem para a Estação de Tratamento de Efluentes (ETE) onde são tratadas adequadamente para o descarte posteriormente.

Para o sistema CIP serão necessários cinco tanques para a preparação e armazenagem das soluções ácidas e básicas e água fria e quente:

Tanque 1: Um tanque armazenar água fria a 30 °C;

Tanque 2: Um tanque para armazenar a solução ácida;

Tanque 3: Um tanque para armazenar a solução básica;

Tanque 4: Um tanque para armazenar água quente a 90 °C;

Tanque 5: Um tanque para armazenar água quente a 50 °C;

Bomba centrífuga para o transporte dos fluidos;

Controlador e indicador de temperatura;

Válvulas de controle automático.

Os tanques utilizados no sistema CIP são dos modelos apresentados, respectivamente, nos anexos Q e AE. O dimensionamento dos tanques de armazenamento das soluções usadas no sistema CIP encontram-se no Quadro 11 e no Apêndice C.11. A água a 90 °C bem como a água a 50°C serão aquecidas utilizando uma corrente de vapor em tanques encamisados.

Quadro 11 - Volume dos tanques

<b>Tanque</b>	<b>Volume (m<sup>3</sup>)</b>
Tanque 1	6,0
Tanque 2	4,0
Tanque 3	4,0
Tanque 4	4,0
Tanque 5	8,0

Fonte: Os Autores, 2019.

### 7.2.2. Demanda de água

A Tabela 8, apresenta a demanda de água fria nos equipamentos, para o processo de limpeza, e para uso dos colaboradores. Sabendo que a operação diária será de 24 horas, e considerando que a água fria está entre uma temperatura de 25 a 30°C.

Tabela 8 - Demanda de água fria nos equipamentos

<b>Equipamento</b>	<b>Demanda (L/d)</b>
Caldeira	2.865,024
Equipamentos	2.724,336
Sanitários	378,000
Bebedouros	1.080,000
Pia	2.160,000
Refeitório	720,000
Torre	16.382,292

Fonte: Os, Autores 2019.

Podemos ressaltar que os valores de gasto da CIP não se encontram na Tabela, pois a mesma será realizada de 2 em 2 meses, ou seja, no mesmo dia que o catalisador será regenerado. O gasto de água para a CIP será de 18000 litros, a cada dois meses. Dentro desses 18000 está a água com suas variações de temperatura (50°C, 90 °C e temperatura ambiente).

Nos banheiros, serão colocados 2 sanitários para cada um, masculino e feminino, 2 bebedouros, um estará no refeitório, e outro no pavilhão industrial.

A caixa de água escolhida para o processo, terá uma capacidade de armazenamento de 20.000 litros de água, o modelo escolhido está no Anexo AC.

### 7.2.3. Rede de água

As tubulações de água, exceto a destinada a combater incêndio e a da rede CIP, conforme a NBR 6493, devem ser pintadas na coloração verde. E as mesmas serão adquiridas em material PVC, sendo suficiente para o transporte de água em quaisquer condições utilizadas na empresa. O dimensionamento das tubulações de água fria está apresentado na Apêndice E.

As tubulações que se enquadram nas condições de escoamento devem apresentar 60 mm de diâmetro para os trechos de saída da caixa d'água para a distribuição das demais áreas, sendo

esse o maior diâmetro. Em termos de trecho, são englobados os trechos 1 - 2 e 3 - 4. Além disso, para todo resto da instalação, o diâmetro escolhido será de 20 mm.

Por fim, é lembrado que toda a tubulação é constituída de material tipo PVC, sendo a mesma totalmente tubulação nova.

#### 7.2.4 Rede de ar aquecido

Para utilização de ar aquecido em toda a planta é necessário a utilização de um sistema de tubulações resistentes a altas temperaturas, além disso, com um bom sistema de isolamento térmico, e um compressor. O compressor escolhido está no Anexo S. Para tal, os diâmetros necessários da tubulação estão apresentados na Tabela 9.

Tabela 9 - Dimensionamento de tubulações de ar

<b>Trecho</b>	<b>Comprimento (m)</b>	<b>D comercial (pol)</b>
1 - 2	21,45	3
2 - 3	0,79	2
2 - 5	2,13	2
4 - 6	4,07	2
7 - 8	2,96	2

Fonte: Os Autores, 2019.

### 7.3. INSTALAÇÕES DE VAPOR

#### 7.3.1 Demanda de vapor na caldeira

A caldeira CA01 irá disponibilizar o vapor necessário para toda a planta, ou seja, para os trocadores de calores, CIP e evaporador. No quadro 12, está presente os valores, em kg/h.

Quadro 12 - Demanda de vapor nos trocadores e evaporador

(continua)

<b>Temperatura de saída da água (°C)</b>	209,80
<b>Vapor necessário TC01</b>	1617,40 kg/h

Quadro 12 - Demanda de vapor nos trocadores e evaporador

(conclusão)

<b>Vapor necessário TC03</b>	62,65 kg/h
<b>Vapor necessário TC04</b>	79,24 kg/h
<b>Vapor necessário EVAP01</b>	628,20 kg/h

Fonte: Os Autores, 2019.

### 7.3.2 Demanda de vapor no sistema CIP

Dentre os tanques que serão utilizados no CIP, um terá aquecimento para 50°C, e outro para 90°C. Assim, é possível calcular a demanda de vapor necessário a partir da demanda de água quente, sendo os cálculos apresentados no apêndice B.

Os resultados do cálculo da demanda de vapor para a CIP encontram-se no Quadro 13.

Quadro 13 - Demanda de vapor para aquecimento da água

<b>Temperatura de saída da água (°C)</b>	<b>Quantidade de vapor necessário (kg/h)</b>
50	298,04
90	447,06

Fonte: Os Autores, 2019.

## **8 TRATAMENTO DE EFLUENTES**

No processo de produção de sorbitol, os únicos resíduos gerados será quando ocorrer a etapa da limpeza, e ativação do catalisador, que se dará de 2 em 2 meses, e também, efluentes líquidos provenientes dos banheiros, chuveiro, refeitório, etc.

Para estes efluentes, será necessária uma estação de tratamento de efluente (ETE), que irá possuir uma caixa de areia, uma caixa de gordura, e uma lagoa de contenção. A estação de tratamento terá como objetivo tratar os efluentes gerados pelo sistema CIP, banheiro, e todos os efluentes contidos na lagoa de contenção.

Os efluentes provenientes dos banheiros, refeitórios, por serem uma quantidade pequena, serão tratadas pela Cetrel, que é a empresa responsável pela distribuição de água e tratamento de Camaçari.

Os efluentes líquidos da CIP, serão neutralizados, na ETE, e depois irá prosseguir para o seu devido descarte. E, para a troca de catalisador, o mesmo será encaminhado para descarte através de serviço terceirizado. O custo foi incluído na análise econômica.

## **9 CONTROLE DE QUALIDADE**

### **9.1 LABORATÓRIO**

O laboratório ficará em um espaço dividido com a sala de controle. No laboratório serão realizadas análises básicas para a verificação da qualidade e aspectos físicos da matéria prima, do catalisador, e do produto final. O ambiente irá contar com vidrarias, estufas, pias e equipamentos analíticos.

Serão terceirizadas também análises cromatográficas feitas semanalmente, para principalmente conferir a atividade do catalisador e verificar se o Sorbitol produzido está com uma pureza acima de 99%. Essas análises serão feitas em cromatógrafos líquidos de ultra eficiência (UHPLC) com detectores por espectrometria de massas, de forma a identificar e quantificar quaisquer traços de impurezas. Serão empregados métodos de extração com solventes orgânicos, purificação dos extratos e os métodos de injeção serão próprios do laboratório/empresa. A Sorbitec seguirá seus padrões de coleta e amostragem.

#### **9.1.1. Análise das matérias primas**

A glicose passará por uma análise para verificar sua pureza, assim como a água irá passar por uma análise para verificar a sua qualidade, antes e após a coluna de osmose. Para assim, garantir a pureza do produto final.

#### **9.1.2 Análise no produto**

O sorbitol tem que ter uma análise rigorosa, visto que será com a conversão do mesmo que irá verificar a desativação do catalisador, pois o mesmo não tem uma vida útil definida. Quando a pureza do mesmo começar a decrescer, há necessidade de reativar o catalisador ou efetuar a sua troca.

Outras análises que devem ser feitas no mesmo, é a análise de umidade, para verificar se o mesmo está dentro da resolução prevista no MAPA (2017), que já foi citada anteriormente.

## 10 SISTEMA DE SEGURANÇA

### 10.1. CIPA

A Comissão Interna de Prevenção de Acidentes (CIPA), tem como objetivo principal a prevenção de doenças e acidentes, decorrentes do trabalho, buscando harmonizar o ambiente, e prevenir a vida e saúde dos trabalhadores.

Devem constituir, obrigatoriamente, CIPA, e mantê-la em funcionamento regular as empresas públicas, privadas, sociedades de economia mista, associações recreativas, cooperativas, instituições beneficentes, órgãos da administração direta e indireta, bem como qualquer outra instituição que admitam trabalhadores como empregados e que apresentem pelo menos 20 trabalhadores em seu quadro de colaboradores.

Dessa forma, a Sorbitec tem obrigatoriedade de constituir a CIPA, visto que ela apresenta um número de 26 funcionários.

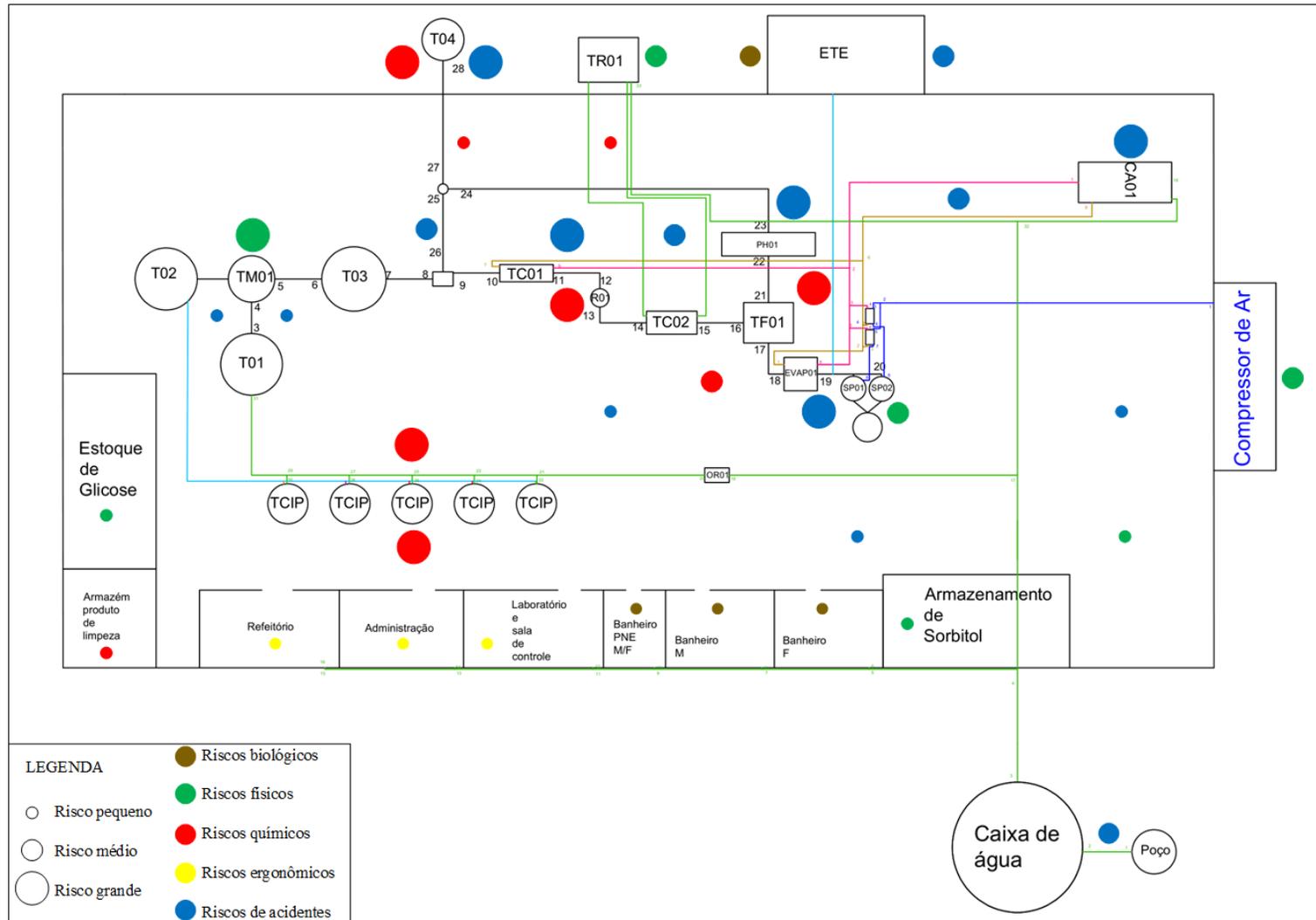
A CIPA será composta por representantes do empregador e dos colaboradores e, de acordo com a NR5 possuem diversas atribuições, constituídas na lista a seguir:

- Identificar os riscos do processo de trabalho, e elaborar o mapa de riscos, conforme exemplo na figura 29;
- Elaborar plano de trabalho que possibilite a ação preventiva na solução de problemas de segurança e saúde no trabalho;
- Colaborar no desenvolvimento e implementação de outros programas relacionados à segurança e saúde no trabalho, tais como PCMSO e PPRA;
- Participar, em conjunto com o Serviço Especializado em Engenharia de Segurança e em Medicina do Trabalho (SESMT), da análise das causas das doenças e acidentes de trabalhos, propor medidas de solução dos problemas identificados e de discussões, promovidas pelo empregador, que visam avaliar os impactos de alterações no ambiente e processo de trabalho relacionados à segurança e saúde dos trabalhadores;
- Divulgar aos trabalhadores informações necessárias sobre a segurança e saúde do trabalho;
- Solicitar, se necessário, a paralisação de um equipamento ou até mesmo de um setor, quando o mesmo oferecer risco grave à segurança e saúde dos trabalhadores.

Considerando que a Sorbitec está enquadrada na classificação 10.71-6 (Fabricação de açúcar bruto), segundo a Classificação Nacional de Atividades Econômicas – CNAE. Sendo

assim, empresas desse ramo, constituídas por 20 a 29 funcionários, precisam apresentar dois membros da CIPA, sendo um efetivo e um suplente.

Figura 29 - Mapa de risco da Sorbitec



Fonte: os autores (2019).

## 10.2. PROGRAMAS GERAIS DE SEGURANÇA E SAÚDE

### 10.2.1. PCMSO

O Programa de Controle Médico de Saúde Ocupacional (PCMSO), conforme determinado pela Norma Regulamentadora 7, tem como objetivo a promoção e preservação da saúde dos colaboradores da empresa. A Sorbitec irá terceirizar esse serviço, onde o responsável pelo programa irá realizar exames periódicos dos colaboradores e, qualquer exame que possa demonstrar a possibilidade de risco para algum colaborador, será tratado como uma prevenção e a empresa irá apoiá-lo em qualquer necessidade relacionada a seu estado de saúde (BRASIL, 2019).

### 10.2.2. PPRA

O Programa de Prevenção dos Riscos Ambientais (PPRA), conforme determinado pela Norma Regulamentadora 9, tem como objetivo preservar a saúde e integridade dos colaboradores por meio da avaliação e controle dos riscos ambientais. Uma equipe de colaboradores da Sorbitec® será responsável por implementar e manter o controle do programa (BRASIL, 2019).

### 10.2.3. Proteção contra incêndios

A Proteção contra incêndios, conforme determinada pela Norma Regulamentadora 23, é outro programa que auxilia na proteção aos colaboradores. A empresa se responsabilizará por disponibilizar saídas suficientes para a rápida retirada do pessoal em serviço, em caso de incêndio, disponibilizar equipamento suficiente para combater o fogo em seu início e treinar os colaboradores para o uso correto desses equipamentos (BRASIL, 2019).

## **11 POLÍTICA DE RESÍDUO**

Os únicos resíduos gerados serão provenientes da limpeza da planta, ou seja, da CIP. E também, serão gerados resíduos do escritório, peças trocadas dos equipamentos, entre outros, cujo serão enviados para reciclagem.

E complementando, o resíduo que terá um cuidado a mais, é em relação ao catalisador, quando o mesmo saturar e for impossibilitado o uso da reativação. Para o descarte do mesmo, será feita a contratação de uma empresa terceirizada, para que assim o catalisador possa ser encaminhado para o descarte, com todos os cuidados possíveis.

## 12 SEGURANÇA DO TRABALHO

A segurança do trabalho tem como objetivo principal proteger o trabalhador, em seu ambiente de trabalho, tentando ao máximo minimizar, ou até mesmo evitar acidentes de trabalho, mantendo assim boas práticas de fabricação. Assim, será obrigatório o uso de EPI'S, conforme listados abaixo:

- Calçados fechados, impermeáveis e antiderrapantes;
- Utilização de luvas de couro para atividades de carga/descarga;
- Protetor auricular em razão do ruído industrial;
- Óculos de proteção devidos aos riscos apresentados pelos equipamentos;
- Cabelos presos e cobertos com redes ou gorros;
- Capacetes para proteção do crânio e face contra agentes térmicos, choques elétricos e impactos de objetos;
- Luvas para o manuseio de matérias primas e produtos.

Além disso, com o objetivo de proteção coletiva dos trabalhadores, alguns itens devem estar presentes na empresa, tais como, placas e fitas de sinalização, cavaletes e cones, chuveiro e lava olhos, extintor de incêndio, kit de primeiros socorros, porta corta-fogo e sistema de iluminação de emergência.

## 13 ANÁLISE ECONÔMICA

Neste tópico será apresentada a análise detalhada dos custos para a implantação do projeto e dos custos fixos e variáveis anuais para a operação da planta, bem como a estimativa de preço de venda do produto e a taxa interna de retorno com base nesses resultados.

Para construção da análise foram consideradas algumas variáveis como o valor do dólar de R\$ 4,20. Além disso, também foram consideradas algumas premissas como:

- Taxa de importação sendo 100% o valor levantado dos equipamentos;
- 5% do custo dos equipamentos como sendo custos de partida da planta;
- 10% do custo de equipamentos como sendo custo de instalação elétrica;
- 10% do custo de equipamentos como sendo referente à montagem dos mesmos;
- Frete para produtos comprados no Brasil, foi considerado de 15% do valor.

### 13.1 INVESTIMENTO INICIAL

Para o investimento inicial, foram considerados custos com terreno, edificação industrial, mobília, equipamentos, veículo, capital-de-giro, documentos, seguro, custos extras, custos de partida da planta, instalação elétrica e custos com tubulação, bombas e acessórios.

#### 13.1.1 Custos de preparação do terreno

A empresa será localizada no município de Camaçari, no estado da Bahia. A escolha desta localidade para a instalação da planta industrial se dá devido a oferta de matéria prima (hidrogênio) disponível na região e a logística de distribuição facilitada que se verificou na mesma. O custo com a implantação da indústria foi estimado de acordo com o indicador monetário CUB - Custo Unitário Básico, calculado de acordo com a Lei Federal nº. 4.591, de 16/12/1964 e com a Norma Técnica NBR 12.721:2006 da ABNT - Associação Brasileira de Normas Técnicas. Através deste indicador estimou-se o custo global da obra.

Para fins de cálculo, utilizou-se como base os dados fornecidos pelo Sinduscon-BA (Sindicato da construção civil da Bahia). Assim, o valor da CUB encontrado para o projeto com o padrão de galpão industrial foi de R\$ 786,83/m<sup>2</sup>. A planta apresenta uma área total de construção de 2734,04 m<sup>2</sup>, tendo este valor como base, o cálculo do custo total com a construção é apresentado no Quadro 14, onde será apresentado a área e o valor do CUB para cada área da empresa. Para as áreas que não compreendem o pavilhão industrial, a CUB foi estimada como sendo 1,5 vezes o CUB do pavilhão industrial. E também, foi calculado o valor da colocação

do piso industrial, que não está incluído no valor da CUB, sendo o mesmo de R\$ 110 /m<sup>2</sup>. O piso é correspondido por todo o pavilhão industrial.

Além do custo da construção civil, também deve-se levar em conta o custo da compra do terreno, e da terraplanagem. O terreno comprado tem uma área de 4.000 m<sup>2</sup>, o valor do m<sup>2</sup> no polo de Camaçari é de R\$ 100,00. Para a terraplanagem, foi considerado um terreno com necessidade mínima de terraplanagem. Através da pesquisa em documento fornecido pelo Departamento Nacional e Infraestrutura de Transportes (DNIT), se tem que para uma equipe passível de produzir 68m<sup>2</sup>/h, o custo é de R\$ 378, 61/h. Assim, com todas as considerações feitas, o valor de custo do terreno é de R\$ 3.379.303,90. O quadro 14 apresenta os valores para o terreno.

Quadro 14 - Valores para o terreno

<b>Construção</b>	<b>Área (m<sup>2</sup>)</b>	<b>CUB</b>	<b>Valor Total (R\$)</b>
Pavilhão Industrial	2734,04	1,0	2.151.224,69
Sala de Compressores	14,39	1,5	16.983,72
Armazém de limpeza	37,58	1,0	29.571,43
ETE	51,09	1,5	60.302,10
Refeitório	45,00	1,0	35.407,35
Armazenamento	144,00	1,0	113.303,52
Vestiários e banheiros	90,00	1,0	70.814,70
Laboratório e Sala de Controle	60	1	47.209,80
Administração	40	1	31.473,20
Mobília + Piso	-	-	400.742,20
Terreno	-	-	400.000,00
Terraplanagem	-	-	22.271,18
<b>Total</b>	<b>3216,10587</b>	<b>-</b>	<b>3.379.303,90</b>

Fonte: os autores (2019).

### 13.1.2 Custos de aquisição dos equipamentos

A estimativa do custo dos equipamentos foi realizada a partir de dados fornecidos no websites Alibaba e Mercado livre, do software CAPCOST disponibilizado gratuitamente pelos autores do livro *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes* (TURTON, R. et al.) e também diretamente com alguns fornecedores, como a Limana Polisserviços. O quadro 15 reúne os valores dos equipamentos e também algumas especificações de cada equipamento.

O valor total foi de R\$ 35.198.896,50, contabilizando custos de importação para equipamentos importados pelo Alibaba (100%) e custos de frete para equipamentos comprados dentro do Brasil (15%). No sistema de controle dos equipamentos, considerou-se uma porcentagem de 5% do valor total dos equipamentos, enquanto que para a montagem foi considerado 10% do valor total do equipamento e para a instalação elétrica foi considerado um valor de 10% do material. Para a partida da planta, considerou-se uma taxa de 5% do valor total de aquisição dos equipamentos. Com todas as taxas consideradas, chegou-se a um custo total de R\$ 82.264.436,75.

Quadro 15 - Custos com equipamentos para o processo

(continua)

<b>Equipamento</b>	<b>Quantidade</b>	<b>Valor (R\$)</b>
Tanque T01	1	3.940,00
Tanque T02	1	21.000,00
Tanque T03	1	16.000,00
Tanque T04	1	626.522,40
Tanque de mistura TM01	1	8.400,00
Trocador de calor T01	1	244.860,00
Trocador de calor T02	1	77.435,40
Trocador de calor T03	1	61.026,00
Trocador de calor T04	1	88.372,20
Reator R01	1	828.828,00
Tanque Flash TF01	1	529.200,00

Quadro 15- Custos com equipamentos para o processo

(conclusão)		
Evaporador EVAP01	1	250.000,00
<i>Spray dryer</i> SP01	1	10.800,00
<i>Spray dryer</i> SP02	1	10.800,00
Compressor CO01	1	77.700,00
Compressor CO02	1	55.700,00
Empilhadeira	1	32.350,00
Purificador PH01	1	32.187.328,10
Caldeira CA01	1	5.216,40
Torre de Resfriamento TR01	1	5.040,00
Bomba B01	2	1.157,00
Bomba B07	2	1.157,00
Bomba B02	2	1.157,00
Bomba B03	2	1.157,00
Bomba B04	2	10.000,00
Bomba B05	2	3.500,00
Bomba Poço B06	1	2.450,00
Osiose Reversa OR01	1	37.800,00
<b>Total dos equipamentos</b>	-	<b>35.198.896,50</b>
Total com encargos de importação	-	70.535.392,77
Sistema de Controle (5% do total de equip)	-	1.759.944,83
Montagem (10% do total de equip)	-	3.519.889,65
<b>Total equipamentos, importação, sist. controle e</b>	-	<b>75.815.227,24</b>
Partida da Planta (5%)	-	3.526.769,64
Material de Instalação Elétrica	-	3.519.889,65
<b>Total</b>	-	<b>82.861.886,53</b>

Fonte: os autores (2019).

### 13.1.3 Custos de sistemas de instalações

Os sistemas de instalação são todos os encanamentos e demais instalações necessárias para escoar os fluídos do processo. Inicialmente, são calculados os custos de aquisição de tubulação em metro unitário, com isso, são realizadas as conversões necessárias para chegar ao valor final, contabilizando os custos de importação para casos específicos. No Quadro 16, estão apresentados os custos.

Quadro 16 - Custos das tubulações

(continua)

Material	L (m)	Diâmetro	Preço p/ 1 m	Origem	Custo total	Custo final
Água	4,92	10	30,00	Shengpo	147,60	295,20
Água	2	10	30,00	Shengpo	60,00	120,00
Água	2	10	30,00	Shengpo	60,00	120,00
Mistura	3	1/4	20,00	Shengpo	60,00	120,00
Mistura	3	1/8	17,00	Shengpo	51,00	102,00
Reação	3	10	30,00	Shengpo	90,00	180,00
Reação	4	10	30,00	Shengpo	120,00	240,00
Reação	4	10	30,00	Shengpo	120,00	240,00
Reação	3	10	30,00	Shengpo	90,00	180,00
Concentrado	3	10	30,00	Shengpo	90,00	180,00
Concentrado	4,11	10	30,00	Shengpo	123,30	246,60
Reciclo H2	3	10	200,00	Cunrui	600,00	1.200,00
Reciclo H2	23,4	10	200,00	Cunrui	4.680,00	9.360,00
H2	4,93	10	200,00	Cunrui	986,00	1.972,00
H2	7,94	10	200,00	Cunrui	1.588,00	3.176,00
vapor	20,22	6	12,00	Yi Ying	242,64	485,28
vapor	2,42	4	4,00	Yi Ying	9,68	19,36
vapor	1,32	1	4,00	Yi Ying	5,28	10,56
vapor	1,45	4	12,00	Yi Ying	17,40	34,80
vapor	1,24	1 1/4	4,00	Yi Ying	4,96	9,92
vapor	4,41	4	12,00	Yi Ying	52,92	105,84

Quadro 16 - Custos das tubulações

(conclusão)

vapor	19,07	5	12,00	Yi Ying	228,84	457,68
condensado	7,49	4	12,00	Yi Ying	89,88	179,76
condensado	0,4	1 1/4	4,00	Yi Ying	1,60	3,20
condensado	1,36	4	12,00	Yi Ying	16,32	32,64
condensado	0,38	1	4,00	Yi Ying	1,52	3,04
condensado	4,14	4	12,00	Yi Ying	49,68	99,36
condensado	24,72	5	12,00	Yi Ying	296,64	593,28
condensado	18,49	6	12,00	Yi Ying	221,88	443,76
água	10,42	2,35	2,00	Leroy M.	20,84	20,84
água	191,7	0,78	2,00	Leroy M.	383,50	383,50
spray	21,45	3	10,00	Shengpo	30,00	60,00
spray	9,95	2	8,00	Shengpo	16,00	32,00

Fonte: os autores (2019).

Além das tubulações, o processo possui instalado uma série de equipamentos no desenrolar do sistema de dutos, como válvulas e demais. Os valores de aquisição e importação para cada um dos equipamentos se encontra no Quadro 17.

Quadro 17 - Valores dos equipamentos para as tubulações

(continua)

<b>Tipo</b>	<b>Diâmetro</b>	<b>Fornecedor</b>	<b>Custo total (R\$)</b>
Joelho	10'	MEC METAIS	400,00
Joelho	10'	MEC METAIS	400,00
Joelho	10'	MEC METAIS	400,00
Joelho	10'	MEC METAIS	400,00
v. gaveta	10'	IVAL	790,00
v. gaveta	10'	IVAL	790,00
v. gaveta	1/2'	IVAL	500,00

Quadro 17 - Valores dos equipamentos para as tubulações

(conclusão)

v. gaveta	10'	IVAL	790,00
v. gaveta	10'	IVAL	790,00
v. solenoide	10'	MIT-UNID-CNS	1.500,00
v. globo	10'	Niagara	1.280,00
v. globo	10'	Niagara	1.280,00

Fonte: os autores (2019).

Com todas as necessidades de tubulação e demais instrumentos detalhados, chega-se a um custo total para tais em um total de R\$ 30.026,62.

#### 13.1.4 Custos com documentação e licenciamento

Com relação aos custos burocráticos para a abertura da empresa, entre eles licenciamento ambiental, alvará de construção e alvará de bombeiros, considerou-se aproximadamente 1% do valor de investimento inicial, desconsiderando o capital de giro. Assim, o valor estimado é de R\$ 902.808,59. Para o seguro da empresa, considerou-se o mesmo valor, logo, o custo total é de R\$ 1.805.617,18

Em relação a veículos para a área comercial, foi considerado um valor total de R\$ 80.000,00.

#### 13.1.5 Custos extras

Considerou-se uma margem de segurança para gastos imprevistos que podem surgir, seja durante a construção da planta ou no seu início de operação, como por exemplo durante as instalações prediais, terceirização de mão-de-obra, pinturas, acessórios extras, extintores, estacionamento, transportes, fretes, entre outros. Para tal, separou-se 5% do valor de investimento inicial, totalizando um valor de R\$ 3.938.613,00.

#### 13.1.6 Capital de giro

Para que a empresa possa começar suas operações, é necessário o cálculo de um capital de giro, no qual é apresentado no Quadro 18. Foi considerado um capital equivalente a dois meses de funcionamento, tendo um total de R\$ 6.165.126,38.

Quadro 18 - Valores de capital

<b>Descrição</b>	<b>Valor anual (R\$)</b>	<b>Valor (R\$) (2 meses)</b>
Mão-de-obra ind.	26.416.207,67	4.402.701,28
Energia elétrica	1.700.582,40	283.430,40
Manutenção (3%)	2.366.167,80	394.361,30
Glicose	3.011.211,86	501.868,64
Embalagem (un)	192.433,73	32.072,29
Óleo para caldeira	2.834.092,80	472.348,80
Frete e Estocagem	245.666,36	40.944,39
Água	224.395,66	37.399,28
<b>Total</b>	<b>36.990.758,29</b>	<b>6.165.126,38</b>

Fonte: os autores (2019).

Vale ressaltar que, a parte das compras como uniforme, equipamentos pessoal de segurança (EPI), está junto com os 3% da manutenção.

### 13.1.7 Investimento inicial

A empresa apresenta um investimento inicial de R\$ 111.686.303,60, que pode ser observado no Quadro 19.

Quadro 19 - Valores de investimento

(continua)

<b>Investimento Inicial</b>	<b>Valor (R\$)</b>
Terreno	400.000,00
Edificação Industrial	2.556.290,52
Mobília	100.000,00
Equipamentos	82.861.886,53
Veículo	80.000,00
Capital de Giro	12.865.476,46

Quadro 19 - Valores de investimento

(conclusão)

Documentos	903.675,58
Seguro	903.675,58
Custos Extras	3.938.613,00
Partida da Planta	3.526.769,64
Instalação Elétrica	3.519.889,65
Tubulação e Acessórios	30.026,62
<b>Total</b>	<b>111.686.303,60</b>

Fonte: os autores (2019).

### 13.1.8 Custos com matéria-prima e insumos

Em relação ao custo de matéria-prima e insumos, foi considerado o valor de compra direto, o valor de frete e estocagem, e também, um ICMS de 17%, referente ao estado da Bahia.

Vale ressaltar que o catalisador e o hidrogênio vão ser comprados apenas uma vez, visto que a saturação, e reaproveitamento dos mesmos serão de 99,99%, assim, para fins de cálculos, será considerado como 100% de reaproveitamento, tendo um gasto apenas de uma vez.

Quadro 20 - Custos com matéria-prima e insumos

Descrição	Qty. mensal	Preço unitário (R\$)	ICMS (%)	Total mensal (R\$)	Total anual (R\$)
Glicose	49.946,16	4,17	17	250.934,32	3.011.211,86
Catalisador (kg)	800,00	1.930,00	17	1.860.240,96	1.860.240,96
Embalagem (un)	1.210,00	11,00	17	16.036,14	16.036,14
Hidrogênio	1.677,12	11,20	17	22.631,06	22.631,06
<b>Total</b>	-	-	-	-	<b>4.910.120,03</b>

Fonte: os autores (2019).

Assim, o valor anual de gastos com matérias primas estimados é de R\$ 4.910.120,03. O valor não é exato, visto que em algum momento o hidrogênio terá que ser repostado, por causa da

estequiometria da reação, e pela pequena perda do purificador. Assim como o catalisador, do qual não se tem dados exatos da durabilidade, foi considerado como uma única compra anual.

Considerando também as taxas de frete, e estocagem, foram adicionados uma porcentagem de custos anual para as matérias primas, o valor do frete foi considerado como 3% do valor de compra, e a de embalagem foi considerado como 4%.

### 13.1.9 Custos com utilidades

As utilidades envolvidas na planta são água, óleo para caldeira e energia elétrica. Para o cálculo da energia elétrica, considerou-se o gasto referente as bombas e compressores, e usado a bandeira de cobrança da companhia elétrica de Camaçari, sendo de R\$ 0,44 o kW. Para a água, foi utilizado os gastos e custos referentes às utilidades. Para o cálculo do valor de óleo, foi usado o preço de R\$ 2,80 o valor do litro. Assim, anual estimado foi de R\$ 4.759.070,86. Vale ressaltar que a quantidade de gasto de água foi extrapolada, visto que foi considerado que a caldeira não recircular o vapor, assim como a torre de resfriamento.

Quadro 21 - Custos com utilidades

<b>Utilidade</b>	<b>Demanda (por dia)</b>	<b>Total anual (R\$)</b>
Energia Elétrica (kW)	11.712,00	1.700.582,40
Óleo (L)	127,80	2.834.092,80
Água (L)	9.706,90	224.395,66
<b>Total</b>	-	<b>4.759.070,86</b>

Fonte: os autores (2019).

### 13.1.10 Custos empregatícios

O regime de trabalho será de 3 turnos diários, totalizando 24 horas. Os salários foram definidos tomando como base a média salarial disponível no Site Nacional de Empregos (SINE), onde se encontra os valores de remuneração dos empregados, e caracteriza o empreendimento em pequeno, médio e grande porte. Para a planta de Sorbitol, considerou-se uma empresa de médio porte.

O adicional noturno foi definido como 20% do salário de cada funcionário. O auxílio saúde tem por objetivo auxiliar na aquisição de plano de saúde, e será um adicional de 10% do

salário de cada funcionário. Os valores referentes a cada salário estão no Quadro 22. Os custos totais com os salários anualmente são de R\$ 26.416.207,67 / ano.

Quadro 22 - Custos com salários

<b>Cargo</b>	<b>Nº de Funcionários</b>	<b>Nº de Funcionários Noite</b>	<b>Salário Mensal (R\$)</b>	<b>Adicional Noturno (R\$)</b>	<b>Custo Anual (R\$)</b>
Laboratorista rotina	2	0	2.540,99	3.553,40	60.983,76
Engenheiros	2	1	5.381,67	7.582,01	220.144,30
Técnicos de Manutenção	1	0	2.623,30	-	31.479,64
Operadores de Caldeira	2	1	2.333,17	3.258,67	27.998,00
Auxiliares de produção	4	2	1.484,03	2.054,45	120.540,31
Operadores Sala de Cont.	4	2	2.980,68	4.176,97	243.319,95
Vendedores	3	0	2.536,00	-	91.295,86
Contador	1	0	5.615,61	-	67.387,33
Secretária	2	0	1.620,80	-	19.449,55
Diretoria	1	0	17.091,57	-	205.098,84
Gerente geral	1	1	5.996,72	8.454,25	173.411,64
Operador de Empilhadeira	2	1	1.795,42	2.496,05	73.042,72
<b>Total</b>	<b>25</b>	<b>8</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>16.009.822,83</b>
<b>Total c/ Encargos Soc.</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>26.416.207,67</b>

Fonte: os autores (2019).

Além dos custos salariais, os trabalhadores têm direito com encargos sociais e trabalhistas, os quais se referem as férias, décimo terceiro, etc. Estes encargos possuem um valor de 65% da mão-de-obra, supervisão e salários de administração.

### 13.2 CLASSIFICAÇÃO DOS CUSTOS TOTAIS DE PRODUÇÃO

Os custos da empresa podem ser divididos em custos fixos e custos variáveis. Os custos variáveis são custos dependentes da quantidade de pessoa/produzida, enquanto os fixos não dependem da produção.

#### 13.2.1 Custos Fixos

São considerados custos fixos os pagamentos dos colaboradores, energia elétrica, telefone, internet, manutenção (considerado como 3% dos custos dos equipamentos, mobília e veículo), depreciações, material de expediente, limpeza, alvará. Os valores dos custos fixos estão apresentados no Quadro 23.

Quadro 23 - Custos fixos

<b>Descrição</b>	<b>Valor Anual (R\$)</b>
Funcionários	26.416.207,67
Energia elétrica	1.700.582,40
Depreciações	7.728.806,69
Manutenção	2.366.167,80
<b>Total</b>	<b>45.940.571,26</b>

Fonte: os autores (2019).

#### 13.2.2 Custos Variáveis

Os custos variáveis consideram toda a matéria-prima, embalagem e custo com utilidades, como apresentado no Quadro 24.

#### 13.2.3 Financiamento

A obtenção do dinheiro para a implementação da indústria será feita através de um financiamento no Banco Nacional de Desenvolvimento (BNDES). Será financiado 80% do valor referente ao terreno, edificação, mobílias, equipamentos, capital de giro, custos extras e

veículos, totalizando um valor de R\$ 77.202.126,91. O financiamento será pago em cinco parcelas, com uma taxa de juros de 8,5% ao ano. O sistema de amortização calculado, foi através do Sistema de Amortização Constante, como mostra o quadro 25. O restante do investimento será através de capital próprio, proveniente de investidores, tendo um valor de R\$ 21.137.909,52.

Quadro 24 - Custos variáveis

Descrição	Valor Mensal (R\$)	Valor Anual (R\$)
Glicose	250.934,32	3.011.211,86
Catalisador (kg)	1.860.240,96	1.860.240,96
Embalagem (un)	16.036,14	192.433,73
Hidrogênio	22.631,06	22.631,06
Água	18.699,64	224.395,66
Óleo para caldeira	236.174,40	2.834.092,80
Frete e Estocagem	20.472,20	245.666,36
<b>Total</b>	-	<b>8.390.672,44</b>

Fonte: os autores (2019).

Quadro 25 - Sistema de amortização constante

Períodos	Juros (R\$)	Amortização (R\$)	Parcelas (R\$)	Saldo devedor (R\$)
0	-	-	-	-77202126,91
1	6562180,79	15440425,38	22002606,17	-61761701,52
2	5249744,63	15440425,38	20690170,01	-46321276,14
3	3937308,47	15440425,38	19377733,85	-30880850,76
4	2624872,31	15440425,38	18065297,70	-15440425,38
5	1312436,16	15440425,38	16752861,54	0,00

Fonte: os autores (2019).

### 13.2.4 Preço de Venda

Buscando manter o preço com elevada competitividade, e mantendo um preço condizente com o praticado pelo mercado, é realizada uma pesquisa das empresas vendedoras do sorbitol com as mesmas características que a Sorbitec® apresenta. As empresas e valores são listados e comentados a seguir:

#### **Sigma-Aldrich (Pharmaceutical Secondary Standard; Certified Reference Material)**

O sorbitol comercializado atende os padrões de referência utilizados pela farmacopéia, sendo um dos produtos de maior pureza encontrados disponíveis no mercado. O valor de comercialização é de R\$ 325,00 por grama de material.

#### **Sigma-Aldrich (99% de pureza)**

Vendido em forma de sólido, apresenta pureza acima de 99%, logo, é ideal para aplicações avançadas na indústria farmacêutica. O preço de venda é igual a R\$ 279,00 para 100 g de material.

#### **Sigma-Aldrich (98% de pureza utilizado em biologia molecular)**

Utilizado em aplicações de biologia molecular, seu preço é menor devido a pureza inferior a 99%, sendo comercializado em R\$ 200,00 por quilograma em sacas de 5 kg.

O custo médio de produção do sorbitol é estabelecido como sendo R\$ 300,00, tendo em vista o custo de produção e a necessidade de amortização do grande investimento na construção e operação da planta, sendo esse um valor condizente com o praticado pela concorrência.

### 13.2.5 Análise de Viabilidade

Buscando simular a viabilidade e a operação de vendas da empresa considerou-se um cenário com percentual de vendas iniciando em 60% no primeiro ano da empresa e atingindo 85% no quinto ano de atuação. O demonstrativo de resultados do exercício pode ser visualizado no Quadro 26.

Quadro 26 - Demonstrativo de resultados

(continua)

-	60%	65%	70%	80%	85%
Descrição	Valor (R\$)				
<b>Receita de vendas</b>	108.816.048,00	117.884.052,00	126.952.056,00	145.088.064,00	154.156.068,00

Quadro 26 - Demonstrativo de resultados

(conclusão)

<b>Impostos e tributos (10,65% + 0,038%)</b>	-11.630.259,21	-12.599.447,48	-13.568.635,75	-15.507.012,28	-16.476.200,55
<b>Receita líquida</b>	97.185.788,79	105.284.604,52	113.383.420,25	129.581.051,72	137.679.867,45
<b>Custos variáveis</b>	-5.034.403,47	-5.453.937,09	-5.873.470,71	-6.712.537,95	-7.132.071,58
<b>Margem de contribuição</b>	92.151.385,32	99.830.667,43	107.509.949,54	122.868.513,77	130.547.795,88
<b>Custos fixos</b>	-45.940.571,26	-45.940.571,26	-45.940.571,26	-45.940.571,26	-45.940.571,26
<b>Lucro operacional</b>	46.210.814,07	53.890.096,18	61.569.378,29	76.927.942,51	84.607.224,62

Fonte: os autores (2019).

Quadro 27 - Demonstrativo de resultados

(continua)

-	60%	65%	70%	80%	85%
Descrição	Valor (R\$)	Valor (R\$)	Valor (R\$)	Valor (R\$)	Valor (R\$)
<b>Lucro antes do IR</b>	46.210.814,07	53.890.096,18	61.569.378,29	76.927.942,51	84.607.224,62
<b>IR (15%)</b>	-6.931.622,11	-8.083.514,43	-9.235.406,74	-11.539.191,38	-12.691.083,69
<b>Lucro após IR</b>	39.279.191,96	45.806.581,75	52.333.971,55	65.388.751,13	71.916.140,93
<b>Contribuição social s/ lucro (10%)</b>	-3.927.919,20	-4.580.658,18	-5.233.397,15	-6.538.875,11	-7.191.614,09
<b>Lucro após contr. social</b>	35.351.272,76	41.225.923,58	47.100.574,39	58.849.876,02	64.724.526,83

Quadro 27 - Demonstrativo de resultados

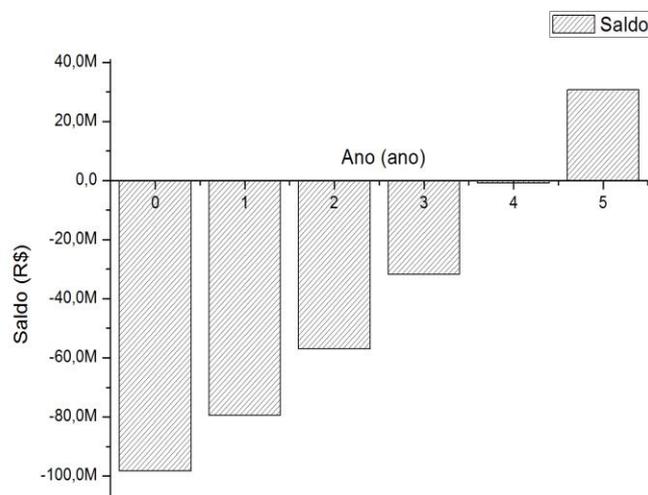
(conclusão)

<b>Financiamentos</b>	22.002.606,17	20.690.170,01	19.377.733,85	18.065.297,70	16.752.861,54
<b>Depreciação</b>	-7.728.806,69	-7.728.806,69	-7.728.806,69	-7.728.806,69	-7.728.806,69

Fonte: os autores (2019).

Os Quadros 26 e 27 permitem demonstrar os custos e valores envolvidos em toda a operação da planta, permitindo dessa forma entregar um produto de qualidade desejada e possibilitando o pagamento dos custos operacionais, financiamentos e demais encargos relacionados. O gráfico da figura 30 apresenta o fluxo de caixa descontado para cinco períodos.

Figura 30 - Fluxo de caixa descontado



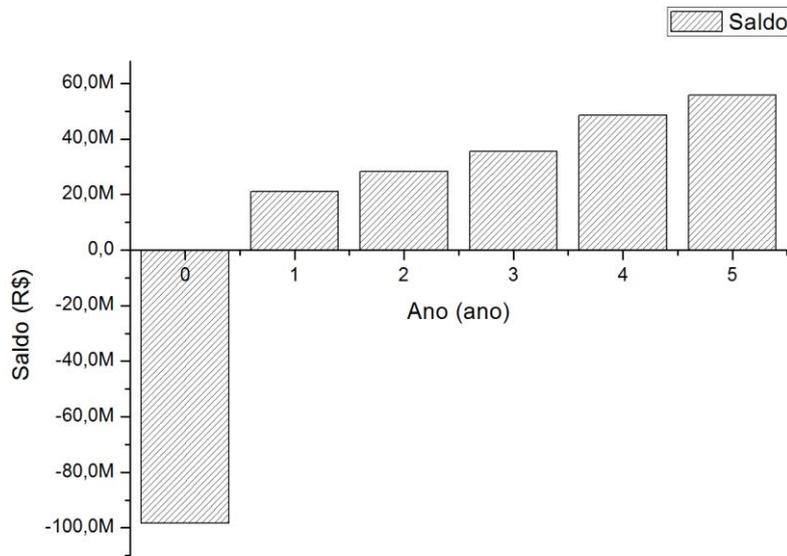
Fonte: os autores (2019).

A figura 30 permite identificar que o período cinco é um período chave para o empreendimento, uma vez que será nesse momento onde a empresa terá um caixa positivo, contudo tal gráfico dificulta a visualização dos resultados anuais, logo, a figura 31 apresenta o resultado acumulado para o período de cinco anos.

### 13.2.6 Payback Time

O *Payback*, apresentado na tabela 10, é o tempo necessário para que se tenha o retorno sobre o investimento inicial em uma indústria. A partir do momento em que o *payback* se torna positivo, o projeto passa a ser vantajoso do ponto de vista financeiro.

Figura 31 - Resultado acumulado



Fonte: os autores (2019).

Tabela 10 - *Payback*

Períodos	VFL (R\$)	VPL (R\$)	Saldo (R\$)
0	-	-	-98.340.036,43
1	21.077.473,29	18.819.172,58	-79.520.863,85
2	28.264.560,26	22.532.334,39	-56.988.529,46
3	35.451.647,23	25.233.782,25	-31.754.747,21
4	48.513.385,02	30.831.133,22	-923.613,98
5	55.700.471,99	31.605.943,68	<b>30.682.329,70</b>

Fonte: os autores (2019).

Como podemos visualizar na tabela 10, no período cinco o saldo será positivo, indicando assim, um tempo de *payback* igual a cinco anos.

### **13.2.7 Conclusão da Viabilidade**

A partir de todos os dados apresentados, podemos inferir que o empreendimento apresenta viabilidade de ser instalado, considerando venda de produto de alta pureza e todos os custos apresentados neste projeto. Em resumo, após apenas cinco anos, o empreendimento irá retornar lucro e realizar investimentos de expansão.

## 14 CONCLUSÃO

O presente trabalho orientou-se com base em três preceitos principais para a projeção da Sorbitech®: o aspecto econômico, a saúde do consumidor e o desenvolvimento científico tecnológico. Primeiramente, o cenário econômico mostra-se altamente favorável para a produção de sorbitol com elevado grau de pureza, uma vez que o mercado para o produto apresentou expansão nos últimos anos e seu valor comercial é altamente satisfatório para a produção. O sorbitol apresenta inúmeras vantagens para a saúde do consumidor se comparado aos produtos semelhantes utilizados, possui características não carcinogênicas e não causa cáries, características que propiciam seu uso na indústria farmacêutica e alimentícia. Por fim, o desenvolvimento técnico científico que possibilita aos profissionais da área da Engenharia Química o uso de seus conhecimentos para desenvolver, aplicar, modificar e gerenciar um processo industrial onde através de matérias primas obtém-se um produto de alto valor agregado.

A Sorbitech® tem como objetivo, através desse projeto, a implementação de uma planta industrial, na cidade de Camaçari – BA, para a realização do processo de hidrogenação catalítica da glicose para obtenção de sorbitol na forma sólida cristalina com 99,0 % de pureza. A capacidade de produção da planta foi estabelecida inicialmente em 600 toneladas por ano, operando 24 horas por dia, 7 dias por semana e 330 dias por ano. A operação da indústria em três turnos diários contará com 37 trabalhadores em atuação.

A rota tecnológica a ser utilizada pela Sorbitech® baseia-se na hidrogenação catalítica da glicose, utilizando-se o catalisador de níquel metálico suportado em sílica alumina, fazendo-se a purificação do hidrogênio proveniente do reciclo para haver maior aproveitamento da matéria prima do processo. O projeto da planta industrial da Sorbitech® foi realizado segundo as normas vigentes para todos os aspectos envolvidos neste trabalho, sendo seguidas as normas para instalação da indústria, as normas para o projeto e dimensionamento dos equipamentos, as normas trabalhistas e de segurança, as normas ambientais, entre outras.

O projeto estabelecido apresentou-se viável economicamente, tendo um payback time igual a 5 anos e taxa interna de retorno igual a 22%. Desse modo conclui-se que o projeto apresenta viabilidade econômica satisfatória e com a possibilidade de haver futuras melhorias para aumentar ainda mais a margem de lucro praticada inicialmente, uma vez que o preço praticado no início da operação industrial está bem abaixo da concorrência possibilitando reajustes futuros dentro de uma margem que mantenha a competitividade de mercado.

## 15 REFERÊNCIAS

AGAEWAL, A.; SAXENA, S. Process design for sorbitol production. **International Journal of Scientific Research**, v. 12, p. 36-39, ago. 2018.

ALFA AESAR. **31276 Nickel on silica-alumina, catalyst**. Disponível em: <<https://www.alfa.com/pt/catalog/031276/>>. Acesso em: 15 out. 2019.

ALIBABA. **Glucose use for feed additives**. Disponível em: <[https://www.alibaba.com/product-detail/glucose-use-for-feed-additives-coconut\\_60746715376.html?spm=a2700.7724838.2017115.68.46c8370clsKguN](https://www.alibaba.com/product-detail/glucose-use-for-feed-additives-coconut_60746715376.html?spm=a2700.7724838.2017115.68.46c8370clsKguN)>. Acesso em: 25 set. 2019.

ALIBABA. **Top quality liquid glucose in China**. Disponível em: <[https://www.alibaba.com/product-detail/Top-Quality-liquid-glucose-in-china\\_60829736090.html?s=p](https://www.alibaba.com/product-detail/Top-Quality-liquid-glucose-in-china_60829736090.html?s=p)>. Acesso em: 25 set. 2019.

BENKRID, K., RODE, S., & MIDOUX, N. Prediction of pressure drop and liquid saturation in trickle-bed reactors operated in high interaction regimes. **Chemical Engineering Science**, v. 52, 1997.

BERMO. **Tabela para Vapor d'água em Estado de Saturação**. Disponível em: <[http://www.bermo.com.br/wp-content/uploads/2016/06/Tabelas\\_para\\_Vapor\\_Bermo.pdf?x88542](http://www.bermo.com.br/wp-content/uploads/2016/06/Tabelas_para_Vapor_Bermo.pdf?x88542)>. Acesso em: 12 out. 2019.

BIODIESELBR. **A diferença entre o H-Bio e o Biodiesel**. 2006. Disponível em: <<https://www.biodieselbr.com/noticias/biodiesel/diferenca-hbio-biodiesel-04-07-06.html>>. Acesso em: 10 set. 2019.

BURGGRAAF, J. et al. Sorbitol as a marker for drug-induced decreases of variable duration in liver blood flow in healthy volunteers. **European Journal of Pharmaceutical Sciences**, v. 12, p. 133–139, dez. 2000.

CONCEPT DRAW. **Chemical and Process Engineering**. Disponível em: <<https://www.conceptdraw.com/solution-park/engineering-chemical-process>>. Acesso em: 30 set. 2019.

CREZEE, E. et al. Three-phase hydrogenation of d-glucose over a carbon supported ruthenium catalyst-mass transfer and kinetics. **Applied Catalysis A: General**, v. 251, p. 1-17, 25 set. 2003.

EM TEMPO SC. **Tabela de Calor Específico da Água e do Ar à pressão constante (Cp)**. Disponível em: <<http://emtemposc.blogspot.com/2011/05/tabela-de-calor-especifico-da-agua-e-do.html>>. Acesso em: 10 out. 2019.

ENDMEMO. **Heat transfer coefficient conversion.** Disponível em: <<http://www.endmemo.com/convert/heat%20transfer%20coefficient.php>>. Acesso em: 10 out. 2019.

ENGINEERS EDGE. **Overall heat transfer coefficient table chart.** Disponível em: <[https://www.engineersedge.com/thermodynamics/overall\\_heat\\_transfer-table.htm](https://www.engineersedge.com/thermodynamics/overall_heat_transfer-table.htm)>. Acesso em: 10 out. 2019.

EUROPEAN ASSOCIATION OF POLYOL PRODUCERS. **Food Legislation.** Disponível em: <<http://polyols-eu.org/legislation/food/>>. Acesso em: 10 ago. 2019.

FIRJAN. **Manual de Licenciamento Ambiental:** Guia de procedimentos passo a passo. Rio de Janeiro: GMA, 2004, 23 p.

FISHER SCIENTIFIC. **Nickel on silica-alumina, catalyst, Alfa Aesar.** Disponível em: <<https://www.fishersci.co.uk/shop/products/nickel-silica-alumina-catalyst-alfa-aesar-3/11337448>>. Acesso em: 15 out. 2019.

FOLHA DE SÃO PAULO. **Consumo de adoçante dispara nos EUA e preocupa especialistas.** São Paulo, 2017. Disponível em: <<https://www1.folha.uol.com.br/equilibrioesaude/2017/01/1849396-consumo-de-adoçante-dispara-nos-eua-e-preocupa-especialistas.shtml>>. Acesso em: 15 ago. 2019.

FREITAS, I. R.; LIMA, L. S.; FAGUNDES, R. L. **Manual de Licenciamento Ambiental.** 2004.

FURTWENGLER, P. et al. Synthesis and characterization of polyurethane foams derived of fully renewable polyester polyols from sorbitol. **European Polymer Journal**, v. 97, p. 319-327, 20 out. 2017.

GRANDE, C. A. Advances in Pressure Swing Adsorption for Gas Separation. **ISRN Chemical Engineering**, Noruega, v. 2012, out. 2012.

GRAND VIEW RESEARCH. **Sorbitol Market Size, Share & Trends Analysis Report By Product (Liquid, Crystal), By Application (Oral Care, Diabetic & Dietetic F&B), By End Use (Food, Personal Care), By Region, And Segment Forecasts, 2019 – 2025.** Disponível em: <<https://www.grandviewresearch.com/industry-analysis/sorbitol-market>>. Acesso em: 29 ago. 2019.

GUYOT-HERMANN, A. M.; DRAGUET-BRUGHMANS, M. Gamma sorbitol as a diluent in tablets. **Drug Development and Industrial Pharmacy**, v. 11, p. 551-564, 1985.

- HOFFER, B. W. et al. Carbon supported Ru catalysts as promising alternative for Raney-type Ni in the selective hydrogenation of D-glucose. **Catalysis Today**, v. 79-80, p. 35-41, 30 abr. 2003.
- HOFFER, B. W. et al. The role of the active phase of Raney-type Ni catalysts in the selective hydrogenation of D-glucose to D-sorbitol. **Applied Catalysis A: General**, v. 253, p. 437-452, 28 out. 2003.
- HONGLOI, N. et al. Nickel catalyst with different supports for green diesel production. **Elsevier Energy**, v. 182, p. 306-320, 1 set. 2019.
- HYAMS, J. S. Chronic abdominal pain caused by sorbitol malabsorption. **Journal of Pediatrics**, v. 100, p. 772-773, 1982.
- JIVRAJ, M.; MARTINI, L. G.; THOMSON, C. M. An overview of the different excipients useful for the direct compression of tablets. **Pharmaceutical Science & Technology Today**, v. 3, p. 58-63, 1 fev. 2000.
- KAROLYI, J. Production of Sorbitol by Use of Ammonia Synthesis Gas. **Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development**, v. 7, p. 107-110, 1968.
- KUSSEROW, B.; SCHIMPF, S.; CLAUS, P. Hydrogenation of glucose to sorbitol over Nickel and Ruthenium catalysts. **Advanced Synthesis & Catalysis**, v. 345, p. 289-299, 20 out. 2002.
- LEVY, R. B. et al. Disponibilidade de “açúcares de adição” no Brasil: distribuição, fontes alimentares e tendência temporal. **Revista Brasileira de Epidemiologia**, São Paulo, v. 15, p. 3-12, 2012.
- MATHLOUTHI, M.; BENMESSAOUD, G.; ROGÉ, B. Role of water in the polymorphic transitions of small carbohydrates. **Food Chemistry**, v. 132, p. 1630-1637, 15 jun. 2012.
- MEGAWATSOFT. **Steam tables calculator**. Disponível em: <<https://www.steamtablesonline.com/steam97web.aspx?lang=pt>>. Acesso em: 12 out. 2019.
- PUSHNOV, A.S. Calculation of average bed porosity. **Chemical and Petroleum Engineering**, v. 42, 2006.
- RIBEIRO, L.; ÓRFÃO, J.; PEREIRA, M. Direct catalytic production of sorbitol from waste cellulosic materials. **Bioresource Technology**, v. 232, p. 152-158, maio 2017.
- ROJAS, Leopoldo O. A. **Conversão catalítica de clorometano em hidrocarbonetos**. 2012. 107 f. Tese (Doutorado em Engenharia Química) - Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal, RN, 2012.
- RANADE, V.; CHAUDHARI, R.; GUNJAL, P. **Trickle bed reactors, reactor engineering & applications**. Elsevier, 2011.

SCHIMPF, S.; LOUIS, C.; CLAUS, P. Ni/SiO<sub>2</sub> catalysts prepared with ethylenediamine nickel precursors: influence of the pretreatment on the catalytic properties in glucose hydrogenation.

**Applied Catalysis A: General**, v. 318, p. 45-53, 20 fev. 2007.

SIGMA ALDRICH. **Nickel on silica/alumina**. Disponível em: <<https://www.sigmaaldrich.com/catalog/product/aldrich/208779?lang=pt&region=BR>>.

Acesso em: 30 set. 2019.

SOUSA, H. **The business model canvas**. 2013. Disponível em: <<http://mexxer.pt/the-business-model-canvas-1/>>. Acesso em: 25 ago. 2019.

SOUZA, M. F. F.; SANTANA, P. L. Estudo do desempenho de reator de leito gotejante aplicado ao processo de hidrodessulfurização do petróleo. **Scientia Plena**, v. 12, p. 1-12, 15 abr. 2016.

STACEWICZ-SAPUNTZAKIS, M. et al. Chemical composition and potential health effects of prunes: a functional food? **Critical Reviews in Food Science and Nutrition**, v. 41, p. 251-286, maio 2001.

ULLMANN, Fritz et al. **Ullmann's Encyclopedia of industrial Chemistry**. VHC Verlag Publishes Inc., 1992.

USERVOICE. **How do I use the Cost Structure building block of the Business Model Canvas?** Disponível em: <<https://strategyzer.uservoice.com/knowledgebase/articles/1194382-how-do-i-use-the-cost-structure-building-block-of>>. Acesso em: 29 ago. 2019.

VWR INTERNATIONAL. **Nickel on silica-alumina, catalyst**. Disponível em: <<https://us.vwr.com/store/product/9879428/nickel-on-silica-alumina-catalyst>>. Acesso em: 19 out. 2019.

WAMMES, W. J. A., & WESTERTERP, K. R. Hydrodynamics in a pressurized cocurrent gaseliquid trickle-bed reactor. **Chemical Engineering Technology**, v. 14, 1991.

ZHANG, J. et al. Advances in the Catalytic Production and Utilization of Sorbitol. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 52, p. 11799-11815, 29 jul. 2013.

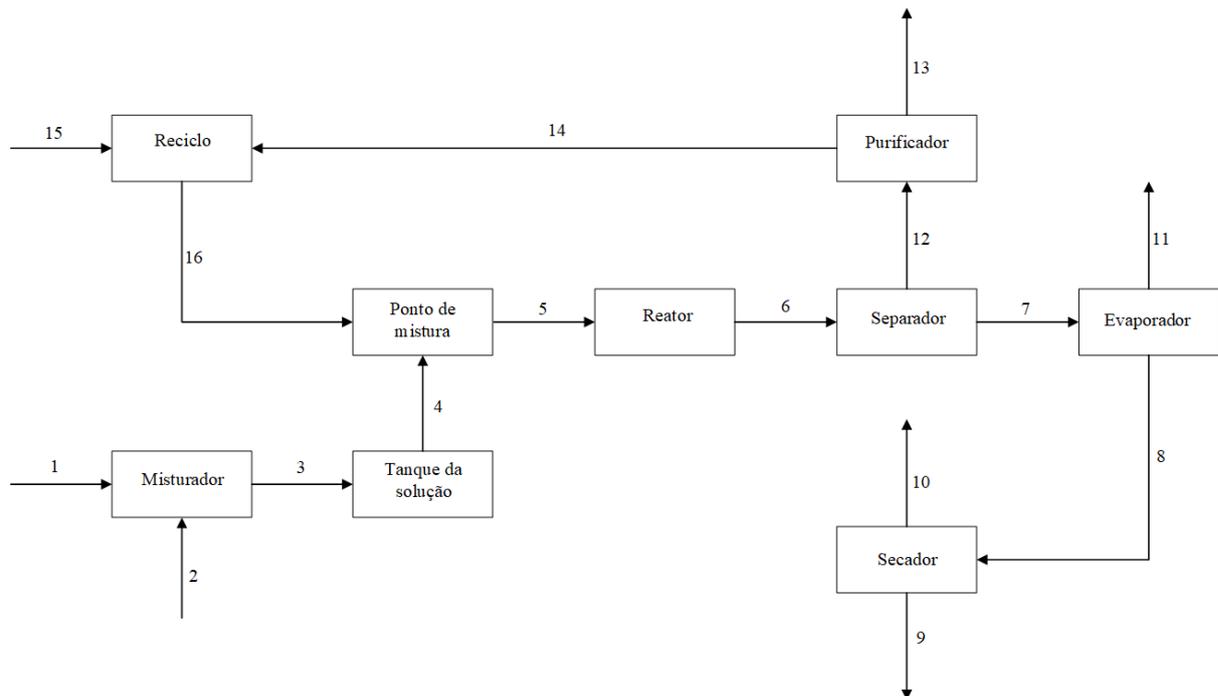
ZHANG, J.; WU, S.; LIU, Y. Direct Conversion of Cellulose into Sorbitol over a Magnetic Catalyst in an Extremely Low Concentration Acid System. **Energy & Fuels**, v. 28, p. 4242-4246, 16 abr. 2014.

ZHU, T. et al. Synthesis of bentonite-based nickel catalyst using [Ni(NH<sub>3</sub>)<sub>6</sub>](NO<sub>3</sub>)<sub>2</sub> as precursor for enhanced hydrogenation of biodiesel. **Materials Letters**, v. 256, 26 ago. 2019.

SINDUSFARMA. **Perfil da indústria farmacêutica, 2017**. Disponível em: <[https://sindusfarma.org.br/Perfil\\_IF2017.pdf](https://sindusfarma.org.br/Perfil_IF2017.pdf)>. Acesso em: 12 nov. 2019.

## APÊNDICE A - BALANÇO DE MASSA

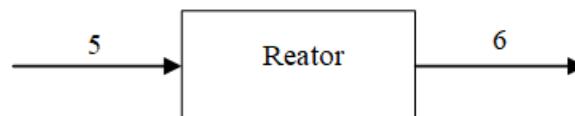
Figura 32 - Fluxograma do processo com suas correntes



Fonte: Os autores, 2019.

### A.1 REATOR

Figura 33 - Reator



Fonte: Os autores, 2019.

Considerando que a produção de sorbitol produzida pela Sorbitec será de 600 toneladas ao ano, dividimos por 330 dias, que é a estimativa de funcionamento da empresa, obtendo um valor de 1818 kg/dia, dando um resultado de 75,75 kg/h de sorbitol que deve sair do reator.

Partindo dessa premissa, o cálculo irá começar na saída do reator, sendo assim possível descobrir a proporção de gás de hidrogênio alimentado por volume de solução.

A base para o reator será em mol. Multiplicando 75,75 kg/h por 1/182,17 kg/kgmol, têm-se um valor de 0,415 kmol/h.

Assim, são montados os balanços molares no reator, e considerando uma conversão de  $x = 99\%$ , têm-se as seguintes equações:

$$N_a = N_{a0} - N_{a0} * X \quad (1)$$

$$N_b = N_{b0} - N_{a0} * X \quad (2)$$

$$N_c = N_{c0} + N_{a0} * X \quad (3)$$

A reação no reator é dada por:



Onde A é glicose (reagente limitante), B é o hidrogênio (reagente em excesso), e o C é o Sorbitol, sendo a água um componente inerte na reação.

A glicose que entra (eq 1):

$$0,415 = N_{a0} * 0,99$$

$$N_{a0} = 0,420 \text{ kmol/h}$$

A glicose que sai (eq 1):

$$N_a = 0,420 - 0,420 * 0,99$$

$$N_a = 0,0042 \text{ kmol/h}$$

Passando a glicose que entra para base mássica:

$$F_{5\text{glicose}} = 0,0042 \text{ kmol/h} * 180,156 \text{ kg/kmol}$$

$$F_{5\text{glicose}} = 75,676 \text{ kg de glicose}$$

Sabendo que a solução que entra no reator será de 40 % de glicose em base mássica, então os outros 60 % são de água, assim, a corrente F5 é composta por 75,676 kg de glicose e 113,514 kg de água, tendo um somatório de 189,19 Kg/h.

Com esse valor, é possível descobrir a proporção de solução / H2 que entra no reator, através dos seus respectivos volumes. Segundo o site Engineering Toolbox, a densidade da solução com 40% de glicose é de 1172,4 kg/m<sup>3</sup>.

Tendo o valor da densidade e da massa, têm se um volume de 0,161 m<sup>3</sup>. Já para o cálculo do volume de Hidrogênio, é necessário fazer três interpolações, para achar o volume em cm<sup>3</sup>/mol, através da tabela disponibilizada em Thermodynamic properties of hydrogen (DRIESSEN *et al*, 2000).

Tabela 11 - Interpolação do H2 a 400K

<b>400 K</b>	
<b>P (bar)</b>	<b>v (cm<sup>3</sup>/mol)</b>
50	680,77
89,2871	x = 419,534
100	348,3

Fonte: Os Autores, 2019.

Tabela 12 - Interpolação do H<sub>2</sub> a 500K

500 K	
P (bar)	v (cm <sup>3</sup> /mol)
50	680,77
89,2871	x = 520,8263
100	348,3

Fonte: Os Autores, 2019.

Tabela 13 - Interpolação a 89,2871 bar e 418 K

89,2871 bar	
T (K)	v (cm <sup>3</sup> /mol)
400	419,5344
418	x = 437,778
500	520,8263

Fonte: Os Autores, 2019.

Com os valores das interpolações, obtêm-se um volume específico molar de 437,77 cm<sup>3</sup>/mol, que se equivale a 217,25 cm<sup>3</sup>/g. Fazendo o inverso de 217,26 cm<sup>3</sup>/g, e passando para kg, têm-se que a massa específica do H<sub>2</sub> é de 4,60 kg/m<sup>3</sup>. Segundo Chao *et al* (1864), a proporção em volume de H<sub>2</sub>/volume de solução para obter uma conversão próxima de 99 % é de 2258, então:

$$\text{volume H}_2 = 2258 * 0,161$$

$$\text{volume H}_2 = 364,37 \text{ m}^3/\text{h}$$

Agora basta multiplicar o volume de hidrogênio pela sua massa específica, onde assim acharemos a vazão mássica de hidrogênio que deve entrar no reator.

$$F5_{\text{hidrogênio}} = 1677,132 \text{ kg/h}$$

Então, a corrente F5, que entra no reator, tem uma vazão mássica de 1866,322 kg/h, e uma composição de 90 % de hidrogênio, 4 % de glicose e 6 % de água. Voltando para o balanço molar no reator, obtêm-se a quantidade de H<sub>2</sub> que sai no reator pela equação (2):

$$N_b = 832,32 - 0,420 * 0,99$$

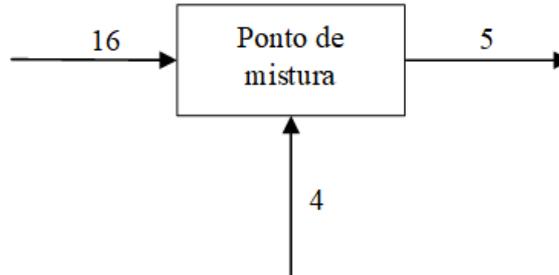
$$N_b = 831,904 \text{ kmol/h} = F4_{\text{Hidrogênio}} = 1676,28 \text{ kg/h}$$

Agrupando todos os valores que se tem em F6: 1676,28 kg/h de hidrogênio, 113,51 kg/h de água, 75,75 kg/h de sorbitol e 0,75 kg de glicose, têm-se um somatório de 1866,32 kg/h. Então, segue-se o Balanço de Massa conforme a equação 4.

$$F5 = F6 \quad (4)$$

## A.2 PONTO DE MISTURA

Figura 34 - Ponto de mistura



Fonte: Os Autores, 2019.

O ponto de mistura é onde se encontra as correntes de solução de glicose (F4) e a corrente de hidrogênio (F16) proveniente do reciclo. O Balanço de Massa é dado por:

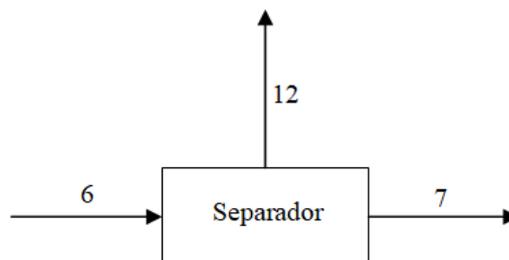
$$F4 + F16 = F5 \quad (5)$$

F4 e F16 já foram determinados, através da relação da proporção de volume, então  $F4=189,19 \text{ kg/h}$  e  $F2=1677,132 \text{ kg/h}$ , com F16 uma composição de 100% de hidrogênio, e F4 uma composição de 40% de glicose e 60% de água; ambas as porcentagens em massa.

## A.3 SEPARADOR DE ALTA PRESSÃO

O separador de alta pressão nada mais é que um tanque flash. Visto que as correntes são líquidas e gás pressurizados, o tanque flash é um ótimo equipamento para fazer a separação de ambos.

Figura 35 - Separador



Fonte: Os Autores, 2019.

$$F6 = F7 + F12 \quad (6)$$

Onde a corrente F6 provém do reator, que tem uma vazão mássica de  $1866,32 \text{ kg/h}$ .

Considerando que uma pequena parte do hidrogênio está solubilizado na água, o tanque flash tem uma eficiência de separação de 99,99%, assim, a corrente que contém o produto, tem resquícios de hidrogênio.

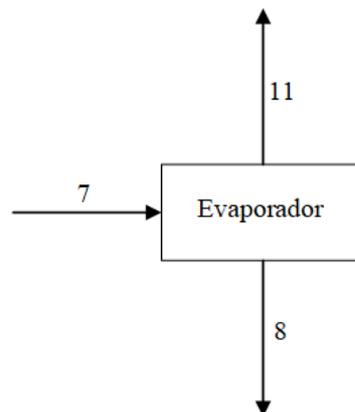
Realizando o Balanço para o hidrogênio no separador, têm-se

$$1676,3 = F7 * 0,0001 + F12 * 0,9999$$

Fazendo as devidas substituições, obtém-se que  $F12 = 1676,11$  kg/h de hidrogênio e traços de  $CH_4$ , onde será devidamente purificado. Já na corrente  $F7 = 190,067$  kg/h, onde 0,00087% é hidrogênio, que está solubilizado na água, e o restante é água, sorbitol e traços de glicose.

#### A.4 EVAPORADOR

Figura 36 - Evaporador



Fonte: Os Autores, 2019.

O balanço do evaporador se dá pela equação:

$$F7 = F8 + F11 \quad (8)$$

A corrente  $F7$  contém 40% em sólido (sorbitol e traços de glicose), e na saída do evaporador  $F8$ , irá ter 70% de sólidos, na corrente  $F11$  será composta por água e traços de hidrogênio. Para efeitos de cálculos, é considerado que todos os traços de hidrogênio irão sair com a água na fase vapor (corrente  $F11$ ).

Balanço de massa para a água:

$$F7 * H2O = F8 * H2O + F11 * H2O \quad (8.1)$$

Realizando as devidas substituições na equação global (8) e na equação do balanço para água (8.1), o resultado de F8 e F11 é de:

$$F11 = 81,19 \text{ kg/h}$$

Composto de aproximadamente 0,00087 % de hidrogênio, e o restante vapor de água.

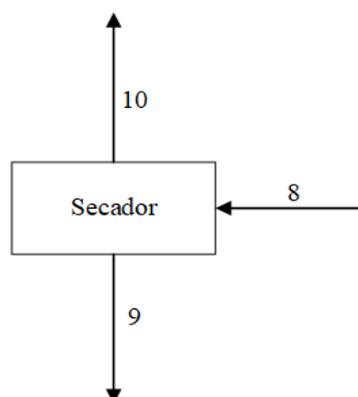
Já na corrente F11, temos o valor de:

$$F8 = 108,71 \text{ kg/h}$$

Apresentando 30% água, 69,42 % de sorbitol, e traços de glicose.

## A.6 SECADOR

Figura 37 - Secador



Fonte: Os Autores, 2019.

A secagem do produto será por *Spray dryer*, após a concentração no evaporador, a solução se tornou mais viscosa, apresentando alta concentração de sólidos. O balanço do *spray dryer* se dá pela seguinte equação:

$$F8 = F9 + F10 \quad (9)$$

A massa de sorbitol para comercialização não deve ultrapassar a grandeza de 0,3%, segundo o MAPA, como já mencionado. Por isso, a corrente de saída do *spray dryer* F9 tem concentração de sólidos igual a 99,7%. Por fim, é considerada uma saída de ar com umidade elevada na corrente F9, sendo considerado uma coleta total do material particulado no sistema, tanto na coleta de material particulado quando nos filtros de ar da saída, logo, a fração de sólidos de F10 é 0%, sendo assim, o balanço parcial de massa para a água é igual a:

$$0,30 * F8 = 0,03 * F9 + 1 * F10$$

O balanço parcial para os sólidos é igual a:

$$76,097 = 0,997 * F9 + 0 * F10$$

Logo, as correntes são respectivamente:

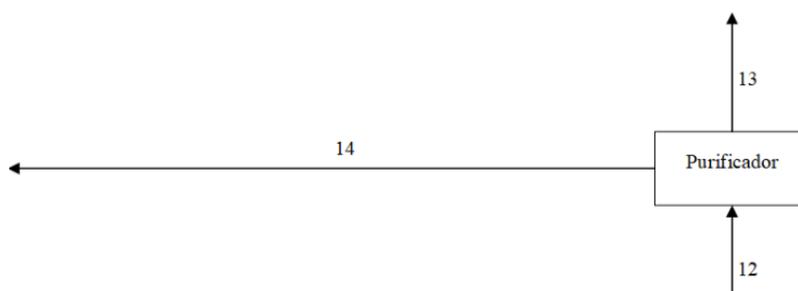
$$F8 = 108,71 \text{ kg/h (corrente de entrada)}$$

$$F9 = 76,33 \text{ kg/h (sorbitol)}$$

$$F10 = 32,38 \text{ kg/h (água)}$$

## A.7 PURIFICADOR

Figura 38 - Purificador



Fonte: Os Autores, 2019.

Como já mencionado, o purificador irá purificar quase que 100% do hidrogênio, retendo assim 100% do  $\text{CH}_4$ . Para o balanço global do purificador, têm-se:

$$F12 = F13 + F14 \quad (10)$$

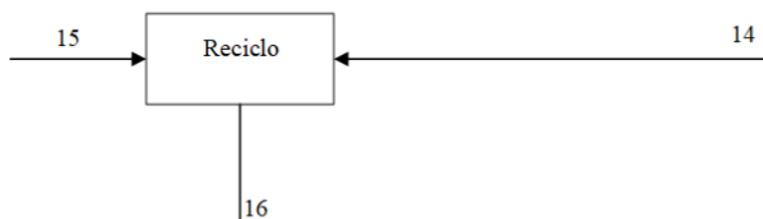
Onde na  $F14$ , a composição é 100% hidrogênio, e na  $F13$  é 100%  $\text{CH}_4$ . Assim:

$$F14 = 1675,94 \text{ kg/h}$$

$$F13 = \text{Traços}$$

## A.8 RECICLO

Figura 39 - Reciclo



Fonte: Os Autores, 2019.

Como a pureza do hidrogênio que retorna é acima de 99%, o reciclo do mesmo será completo, acrescentando apenas a perda pela estequiometria.

$$F14 + F15 = F16 \quad (11)$$

$$1676,11 + F15 = 1677,132$$

$$F15 = 1,022 \text{ kg/h}$$

## APÊNDICE B - BALANÇO DE ENERGIA

### B.1 BALANÇO DE ENERGIA NO TROCADOR DE CALOR TC01

O balanço de energia foi determinado através de um software de simulação de processos, pois assim, seria possível alcançar o valor mais próximo da realidade possível. O modelo termodinâmico utilizado foi o PRSV (Peng-Robinson Stryjek-Vera). Onde o mesmo representa um melhor modelo para a pressão de vapor de componentes puros e de misturas.

Na corrente de entrada do trocador de calor, terá uma mistura de hidrogênio, glicose, e água, com uma vazão mássica total de 1866 kg/h, e composição de 10,135% em base mássica de solução, e 89,865 % em base mássica de hidrogênio.

O trocador de calor terá a função de elevar a temperatura da corrente 5 de 30°C, para 145°C, que é a temperatura de operação do reator. Assim, o valor do balanço de energia para essa variação de temperatura, ou seja, o calor que deve ser fornecido ao trocador de calor é de:

$$Q = 3,072 \times 10^6 \text{ kJ/h}$$

A transferência de calor ocorrerá em um trocador de calor do tipo casco e tubo, considerando que a corrente de aquecimento será de vapor saturado a uma temperatura de 209,8°C. Como será vapor saturado, a temperatura irá permanecer constante, vide que irá ocorrer a troca de fase da corrente de aquecimento, não alterando a temperatura.

Primeiramente, é calculada a vazão mássica necessária de vapor saturado para o aquecimento da corrente, que é equivalente a:

$$Q = m \cdot L \quad (12)$$

Onde, o calor latente de vaporização a 209,8 °C é de 1899,3 kJ/kg. Assim, a vazão mássica de vapor necessário para o TC-01 é de:

$$3,072 \times 10^6 = m \cdot 1899,3$$

$$m = 1617,43 \text{ kg/h}$$

Na configuração do trocador de calor, a solução a ser aquecida será em contracorrente com o vapor. Então, a diferença média logarítmica das temperaturas pode ser determinada por:

$$\Delta T_{ml} = (\Delta T_2 - \Delta T_1) / \ln(\Delta T_2 / \Delta T_1) \quad (13)$$

$$\Delta T_2 = T_{q, \text{entrada}} - T_{f, \text{saída}} = 209,8 - 145 = 64,8^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_1 = T_{q, \text{saída}} - T_{f, \text{entrada}} = 209,8 - 30 = 179,8^\circ\text{C}$$

Desse modo, o  $\Delta T_{ml}$  é de 112,68°C.

Outra variável que se deve ter, é o coeficiente global de transferência de calor, segundo o site Engineers Edge, o U para um trocador de calor cujo aquecimento é gás, é de 500 W/m<sup>2</sup>°C. Como 90% da corrente é composta por gás, iremos considerar esse valor para fins de cálculos.

Com esses dados, é possível determinar a área necessária para a troca térmica a partir da equação:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \quad (14)$$

$$853,33 \cdot 10^3 = 500 \cdot A \cdot 112,68$$

$$A = 15,14 \text{ m}^2$$

## B.2 BALANÇO DE ENERGIA NO TROCADOR DE CALOR TC02

A saída da temperatura do reator é de 149 °C, vide que a reação é pouco exotérmica (valor dado através do software de simulação utilizado). Assim, o balanço de energia é realizado considerando uma temperatura de 149°C para 90°C, ou seja, quanto de calor deve ser retirado para resfriar a corrente do processo. A ideia inicial é fazer uma integração energética, utilizando a solução de glicose com água para o resfriamento dessa corrente, e assim, ela iria passar já pré-aquecida para o TC01, diminuindo o gasto energético. Mas, para não mudar o layout da planta, iremos adicionar uma torre de resfriamento, ou seja, uma área responsável apenas para o resfriamento dessa corrente.

Segundo o software de simulação, o calor necessário que se deve tirar para passar a temperatura de 149°C para 90 °C, é de:

$$Q = 4,564 \cdot 10^5 \text{ kJ/h}$$

Com esse valor, é calculado a vazão de água de resfriamento necessário no TC02. A temperatura de entrada da corrente fria no trocador de calor será de 30°C, pois como a região fica na Bahia, e o clima é mais elevado, a torre de resfriamento não terá tantos problemas para resfriar a mesma. Já a temperatura de saída da corrente fria será de 38°C. O valor do cp para a água a 38°C é de 4,1789 kJ/kg°C. Assim, temos:

$$Q = m \cdot c_p \cdot \Delta T \quad (15)$$

$$-4,564 \cdot 10^5 = m \cdot 4,1789 \cdot (30 - 38)$$

$$m = 13651,91 \text{ kg/h}$$

A diferença média logarítmica das temperaturas é determinada pela equação 13:

$$\Delta T_{ml} = (\Delta T_2 - \Delta T_1) / \ln(\Delta T_2 / \Delta T_1) \quad (13)$$

$$\Delta T_2 = T_{q, \text{entrada}} - T_{f, \text{saída}} = 145 - 38 = 111^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_1 = T_{q, \text{saída}} - T_{f, \text{entrada}} = 90 - 30 = 60^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{ml} = 82,90^\circ\text{C}$$

O U para um gás a alta pressão, e uma corrente de líquido, é de 400 W/m²°C. Assim, é possível determinar a área para o trocador de calor pela equação 14.

$$A = (126,778 \cdot 10^3) / (400 \cdot 82,90)$$

$$A = 3,82 \text{ m}^2$$

### B.3 BALANÇO DE ENERGIA NO TROCADOR DE CALOR TC03

O trocador de calor TC03 tem como responsabilidade de aquecer o ar para o *spray dryer*. Primeiramente, é calculado a vazão de ar que irá passar pelo *spray dryer*, para assim, dimensionarmos a área do trocador de calor. O mesmo será repetido para o TC04, vide que o mesmo é para o condicionamento do ar para o outro *spray dryer*.

Segundo o fornecedor do *Spray dryer*, para uma temperatura de 150°C a 75°C, o gasto energético é de  $Q = 19 \cdot 10^3$  kcal/h, que equivale a  $Q = 79496$  kJ/h. Com esse calor perdido dentro da câmara, é possível calcular a vazão mássica de ar que irá passar pelo spray, e também a vazão mássica que deve ser aquecido no TC03. O valor do cp para o ar a 150°C é de 1,0285 kJ/kg°C.

$$Q = m \cdot c_p \cdot \Delta T \quad (15)$$

$$79496 = m_{Ar} \cdot 1,0285 \cdot (150 - 75)$$

$$m_{Ar} = 1030,57 \text{ kg/h}$$

A corrente de aquecimento do ar, será vapor saturado, proveniente da caldeira. O balanço de energia no trocador foi efetuado através do software de simulação, onde o Q necessário para aquecer a corrente de ar de 35°C (consideramos essa temperatura pois o clima em Camaçari é quente) para 150°C, é de:

$$Q = 1,19 \cdot 10^5 \text{ kJ/h}$$

O vapor saturado estará a uma temperatura de 209,8°C, e o seu L (calor latente) é de 1899,3 kJ/kg. Assim, é calculado a quantidade de vapor necessário para aquecer a corrente de ar.

$$Q = m \cdot L \quad (12)$$

$$1,19 \cdot 10^5 = m \cdot 1899,3$$

$$m = 62,65 \text{ kg/h}$$

Agora, é calculado a temperatura média logarítmica.

$$\Delta T_{ml} = (\Delta T_2 - \Delta T_1) / \ln(\Delta T_2 / \Delta T_1) \quad (13)$$

$$\Delta T_2 = T_{q, entrada} - T_{f, saída} = 209,8 - 150 = 59,8^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_1 = T_{q, saída} - T_{f, entrada} = 209,8 - 35 = 174,8^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{ml} = 107,21^\circ\text{C}$$

O U para o ar é de 113,49 W/m<sup>2</sup>°C, retirado do site Engineers Edge. Com esse U, é possível calcular a área para o trocador de calor.

$$A = (33,05 \cdot 10^3) / (113,49 \cdot 107,21)$$

$$A = 2,71 \text{ m}^2$$

#### B.4 BALANÇO DE ENERGIA NO TROCADOR DE CALOR TC04

O trocador de calor TC04 tem como responsabilidade aquecer a corrente de ar para o segundo *Spray dryer*. Os mesmos passos do balanço de energia para o TC03 serão repetidos no TC04.

Segundo o fornecedor, de uma temperatura de 180°C para 80°C, o gasto energético é de  $Q = 20 \cdot 10^3$  kcal/h, ou de  $Q = 96232$  kJ/h. O valor do cp para o ar a 180°C é de 1,0324 kJ/kg°C. Então:

$$96232 = m_{Ar} \cdot 1,0324 \cdot (180 - 80)$$

$$m_{Ar} = 932,12 \text{ kg/h}$$

Essa vazão mássica é referente a quantidade de ar que passa pelo *Spray dryer*, e também a quantidade de água que deve ser aquecida no trocador de calor.

Considerando a corrente de entrada do TC04 de ar a 35°C, para aquecer até 180°C, o consumo energético, segundo o software de simulação é de:

$$Q = 1,505 \cdot 10^5 \text{ kJ/h}$$

Agora, calcula-se a vazão mássica de vapor saturado que irá entrar no trocador de calor, para o aquecimento do ar:

$$m = (1,505 \cdot 10^5) / (1899,3)$$

$$m = 79,24 \text{ kg/h}$$

Calculando a temperatura média logarítmica com a equação 13:

$$\Delta T_2 = T_{q, \text{entrada}} - T_{f, \text{saída}} = 209,8 - 180 = 29,8^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_1 = T_{q, \text{saída}} - T_{f, \text{entrada}} = 209,8 - 35 = 174,8^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{ml} = 81,96^\circ\text{C}$$

Com um U de 113,49 W/m<sup>2</sup>°C, a área do trocador de calor é de:

$$A = (41,80 \cdot 10^3) / (113,49 \cdot 81,96)$$

$$A = 4,56 \text{ m}^2$$

## B.5 BALANÇO DE ENERGIA NO EVAPORADOR

A demanda energética que o evaporador fornece, segundo o catálogo do fornecedor, é de  $Q = 331,51$  kW. Com isso, é possível descobrir a vazão mássica de vapor saturado que será necessário injetar no evaporador, para conseguir concentrar a solução até a concentração desejada. Lembrando que o vapor saturado entra a uma temperatura de  $209,8^{\circ}\text{C}$ , proveniente da caldeira, cujo seu  $L$  é de  $1899,3$  kJ/kg.

$$Q = m \cdot L \quad (12)$$

$$m = 331,51 / 1899,3$$

$$m = 0,1745 \text{ kg/s} = 628,2 \text{ kg/h}$$

Essa será a vazão de água fornecida da caldeira para o evaporador.

## B.6 CALDEIRA

Para o dimensionamento da caldeira, basta saber a quantidade de vapor saturado que será necessário pelos trocadores de calor e evaporador. Para isso, basta somar a quantidade de vapor saturado utilizado em cada etapa, obtendo o valor necessário.

$$mC01 = mTC01 + mTC03 + mTC04 + mEvap \quad (16)$$

$$mC01 = 1617,43 + 62,65 + 79,24 + 628,2$$

$$mC01 = 2387,52 \text{ kg/h}$$

Assim, a caldeira deve produzir pelo menos  $2387,52$  kg/h de vapor saturado, para sustentar a planta. A caldeira escolhida foi o modelo A3P-3.2, da Alfa Laval, conforme apresentado no anexo M.

## B.7 CIP

Tomando como referência a água a temperatura ambiente ( $30^{\circ}\text{C}$ ), considerando que há o aquecimento até  $50^{\circ}\text{C}$  em um dos tanques e até a  $90^{\circ}\text{C}$  no outro, a faixa de aquecimento no primeiro é de  $20^{\circ}\text{C}$  e no segundo é de  $40^{\circ}\text{C}$  para o aquecimento de  $50^{\circ}\text{C}$  a  $90^{\circ}\text{C}$ . Desse modo têm-se:

$$\frac{20^{\circ}\text{C}}{20^{\circ}\text{C} + 40^{\circ}\text{C}} = 0,3333$$

$$10.944 \text{ L} * 0,3333 = 3.648,00 \text{ L}$$

$$\frac{40^{\circ}\text{C}}{20^{\circ}\text{C} + 40^{\circ}\text{C}} = 0,6667$$

$$10.944 \text{ L} * 0,6667 = 7.296,00 \text{ L}$$

Dessa forma, para o aquecimento de 10.944,00 L de água para a CIP, 3.648,00 L serão aquecidos até 90 °C e 7.296,00 até 50 °C.

Para determinar a quantidade de água que irá aquecer de 30 °C a 50 °C, sabendo-se que a massa de água é de 3.648,00 kg e que o calor específico da água é igual a 4,186 KJ/kg °C e sua entalpia é de 2.049,4386 kJ/kg.

Deste modo, a necessidade de calor para o aquecimento desta quantidade de água é:

$$Q = m \cdot c_p \cdot \Delta T \quad (15)$$

$$Q = 3.648,00 \cdot 4,186 \cdot (90 - 30)$$

$$Q = 916.231,68 \text{ kJ/s}$$

E a demanda de vapor para este aquecimento, deste modo, é de:

$$m = Q/\lambda = 916.231,68 / 2.049,4386 = 447,06 \text{ kg}$$

Analogamente, para aquecer 7.296,00 kg de água de 30 °C a 50 °C, será necessário o calor de:

$$Q = m \cdot c_p \cdot \Delta T \quad (15)$$

$$Q = 7.296,00 \cdot 4,186 \cdot (50 - 30)$$

$$Q = 610.821,12 \text{ kJ/s}$$

E a demanda de vapor para este aquecimento, é:

$$m = Q/\lambda = 610.821,12 / 2.049,4386 = 298,04 \text{ kg}$$

Desse modo, a demanda total de vapor é de 745,1 kg a cada dois meses, quando deve ocorrer o ciclo de limpeza.

## APÊNDICE C - DIMENSIONAMENTOS DOS EQUIPAMENTOS

### C.1 TANQUE DE ÁGUA

A alimentação de água será dada em batelada para o tanque de mistura, assim como a alimentação da mesma no tanque. A vazão mássica de água por hora requerido no processo é de 113,514 kg/h. Para um dia, a quantidade de água requerida é de 2724,336 kg. Com a densidade da água de 997 kg/ m<sup>3</sup>, o volume necessário do tanque é de 2,7235 m<sup>3</sup>. Assim, por margem de segurança, o tanque deve ter um volume acima de 3 m<sup>3</sup>, escolhido no anexo Q.

### C.2 DIMENSIONAMENTO DO TANQUE DE GLICOSE

A quantidade de glicose necessária para uma hora de produção é de 75,676 kg, sendo assim necessário 1816,224 kg de glicose por dia. Para isso, será calculado o tamanho do tanque para 1 semana de abastecimento de glicose, tendo um valor de 12713,568 kg. A densidade da glicose é de 1562 kg / m<sup>3</sup>, o volume calculado é de 8,14 m<sup>3</sup>. Considerando uma margem de segurança, o volume do tanque para reservar a glicose necessita ter um volume maior de 8,3 m<sup>3</sup>, o tanque escolhido está no anexo Q.

### C.3 DIMENSIONAMENTO DO TANQUE DE MISTURA

O tanque de mistura será alimentado a cada 8 horas, com um valor de 908,112 kg de água e 605,408 kg de glicose. A mistura ficará sendo agitada por aproximadamente 20 minutos, para garantir que 100% da glicose irá se dissolver na água, após isso, a mesma passará para um tanque de armazenamento. Tendo a densidade média da solução de glicose e água, (1172,4kg/m<sup>3</sup>), calcula - se o volume do tanque, de 1,55 m<sup>3</sup>. Como margem de segurança, adota-se um volume maior de 1,65 m<sup>3</sup>. O tipo de impelidor é fornecido pelo próprio fornecedor, conforme o anexo Y.

### C.4 DIMENSIONAMENTO DO TANQUE DE SOLUÇÃO

O tanque de solução precisa fornecer para a planta uma vazão mássica de 189,19 kg/h, assim, para um dia, precisa-se de 4540,56 kg. Como o abastecimento irá vir do tanque de mistura em uma batelada a cada 8 horas, o volume do tanque necessita ser 3x maior que o tanque de mistura. Então o volume adotado para o tanque é de 5 m<sup>3</sup>, para mais.

## C.5 DIMENSIONAMENTO DO TANQUE DE HIDROGÊNIO

O processo de produção de sorbitol demanda uma quantidade de 1677,132 kg de gás hidrogênio para cada hora de operação, para tal, o processo é operado com reciclo de 99,00%, ou seja, dos 1677,132 kg alimentados 1660,360 kg são recuperados, com isso, a necessidade de hidrogênio para cinco dias de operação é de 4075,430 kg.

Para o armazenamento de gás hidrogênio sob uma pressão de 60 bar se faz uso de tanques em formato esférico, uma vez que este formato de tanque apresenta uniformidade na distribuição da pressão no seu interior, deste modo o dimensionamento é realizado através da relação do volume da esfera.

Considerando a densidade do gás hidrogênio a temperatura de 25 °C e pressão de 60 bar como sendo 4,3545 kg/m<sup>3</sup>, temos que o volume total a ser estocado para cinco dias de operação é de 935,913 m<sup>3</sup>. Também é necessário considerar um fator de segurança para o dimensionamento dos tanques, sendo este fator de 5%.

Deste modo, através da aplicação da relação do volume de uma esfera chegou-se a um tanque de raio de 6,4 m necessário para suprir a demanda de projeto.

## C.6 DIMENSIONAMENTO DO REATOR

### C.6.1 Escolha do melhor tipo de processo

A reação de produção de sorbitol a partir da glicose é uma reação catalítica, ou seja, é catalisada por metais, logo, o reator selecionado deve ser PBR (Reator tubular de leito recheado). Conforme Ranade, Chaudhari, Gunjal (2011) mencionam em seu livro, existem vários tipos de reatores recheados, tais como reatores de lodo agitado, coluna de lodo borbulhante ou de leito fluidizado trifásico, coluna de bolha e reatores de leito gotejante. Todos os tipos de reatores mencionados são trifásicos, variando somente a forma de interação entre as fases, como exemplo, os reatores de lodo agitado possuem agitação, o que faz com que as partículas do catalisador se movimentem, facilitando a convecção mássica e térmica e a fluidodinâmica dentro do reator. Cada tipo de reator possui suas características com vantagens e desvantagens.

Além disso, é selecionado um reator do tipo leito gotejante pelo fato de tal reator apresentar maiores vantagens em comparação a outros tipos de reator mencionados, como melhor regime de operação, melhor resistência a altas pressões, menor volume do reator e melhor separação do catalisador (RANADE; CHAUDHARI; GUNJAL, 2011).

### C.6.2 Cálculo do volume de catalisador

Como o projeto da Sorbitec faz uso de uma patente que fornece uma velocidade espacial determinada experimentalmente e além disso, o processo foca em tal conversão e que de fato atinja esta conversão, se faz uso do mesmo valor da velocidade espacial, sendo igual a:

$$1,50 \text{ m}^3 * \text{líquido} / \text{h} * \text{m}^3 \text{ catalisador}$$

Outro fator que auxilia no projeto e a vazão de líquido calculada por hora no reator, sendo de  $0,6137 \text{ m}^3/\text{h}$ , logo, calcula-se o volume de catalisador que deverá ser ocupado no reator:

$$0,102133 \text{ m}^3 * \text{catalisador}$$

### C.6.3 Dimensionamento do Reator

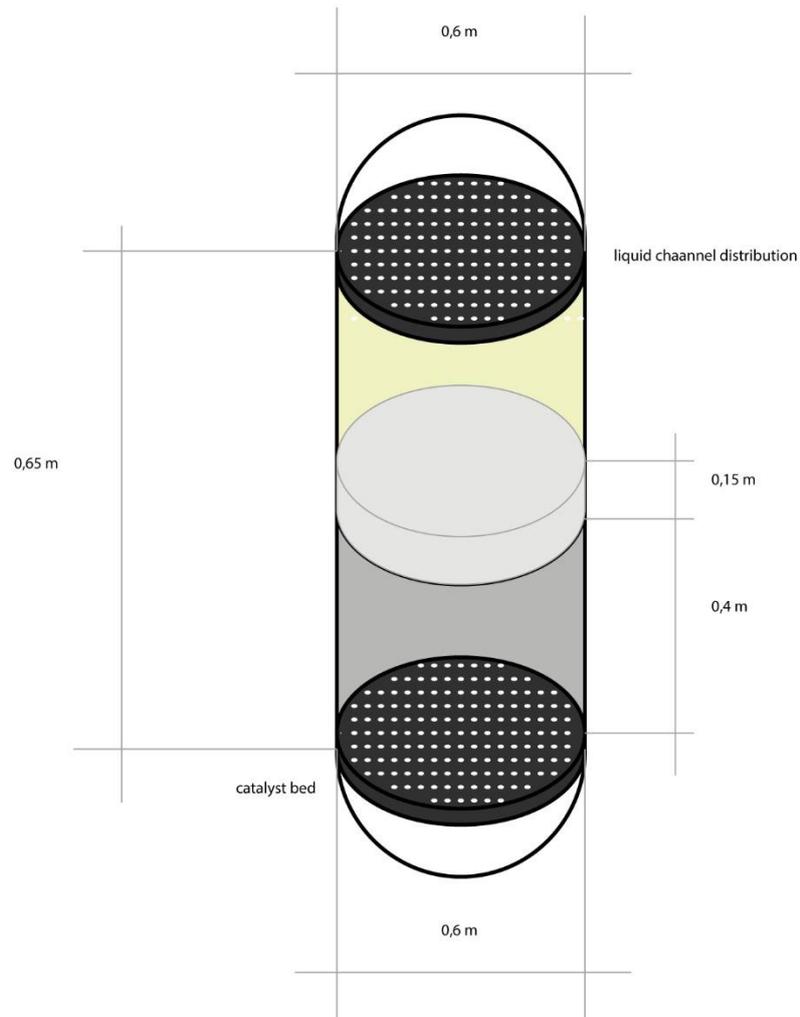
Considerando que a entalpia da reação seja moderadamente baixa, e que, por essa razão não são observados pontos de maior elevação de temperatura dentro do reator, é preferível que haja uma baixa queda de pressão, pois sabe-se que a velocidade de reação reduz consideravelmente ao reduzir-se a pressão, e também se busca não aumentar a pressão de entrada do sistema, pois desse modo, elevaria o gasto energético. Considera-se, portanto, que todo o calor gerado pela reação seja absorvido pelo calor sensível das fases aumentando em poucos graus a temperatura, e também pela vaporização de uma fração do solvente, caso ocorra.

Como a fase líquida e a fase gasosa entram no reator pela mesma tubulação, não será possível o emprego de jato em spray da fase líquida, utilizando assim, como alternativa, uma calha de distribuição logo na entrada do reator para uma melhor distribuição da fase líquida no reator. Esta calha deve ser adequada ao processo, ou seja, deve ser projetada para operar com altas vazões de gás, e que não eleve consideravelmente a queda de pressão.

Outra característica do reator é a existência de uma camada de sílica-alumina sem presença do catalisador, o que favorecer ainda mais a homogeneidade da vazão da fase líquida na região do reator em que está o catalisador, sendo essa camada definida em pelo menos 30% da altura ocupada pelo catalisador.

Com todas as considerações levantadas até então e com o valor calculado de volume de catalisador em  $0,102133 \text{ m}^3$ , definiu-se que o reator terá  $0,6 \text{ m}$  de diâmetro, sendo (de baixo para cima)  $0,4 \text{ m}$  da altura ocupada pelo catalisador,  $0,15 \text{ m}$  ocupada pela sílica, sendo o restante ocupado pela calha de distribuição e um espaço vazio reserva, sendo esta parte  $0,10 \text{ m}$ . A altura total do reator é de  $0,65 \text{ m}$ .

Figura 40 - Ilustração das dimensões do reator



Fonte: Os autores, 2019

#### C.6.4 Queda de pressão no reator

Embora, segundo Ranade, Chaudhari & Gunjal, a melhor maneira de estimar a queda de pressão em reatores recheados de leito gotejante seja por simulação computadorizada, existem estudos que, como Wammes e Westerterp (1991), propõem utilizar correlações para estimar a queda de pressão. Neste projeto foi utilizado a correlação proposta por Benkruid, Rode e Midoux (1997), dada pela equação 17.

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{1}{\varepsilon^3} \left( \frac{U_G + 1}{U_L} \right) \left( \frac{E_1}{36} \left( \frac{6(1-\varepsilon)}{d_p} + \frac{4}{D} \right)^2 \mu_L U_L + \frac{E_2}{6} \left( \frac{6(1-\varepsilon)}{d_p} + \frac{4}{D} \right) \rho_L U_L^2 \right) \quad (17)$$

Onde  $E_1$  e  $E_2$  são parâmetros da equação de Ergun. Os valores de  $E_1$  e  $E_2$  são 150 e 1,74 respectivamente, de acordo com Benkrad et al., (1997).  $A$  é uma constante de valor sugerido de 0,49 para esta equação (Benkrad et al., 1997).  $D$  é o diâmetro da coluna,  $d_p$  é o diâmetro médio da partícula de recheio,  $U_L$  é a velocidade da mistura líquida e  $U_G$  a velocidade do gás hidrogênio.

A partícula utilizada no recheio é de 10 mesh, resultando em um diâmetro de 2 mm, ou seja, 0,002 m. Já para a porosidade do recheio, se faz uso dos trabalhos de Pushnov, A.S. (2006) onde através de seus experimentos fornece uma expressão para aproximar a porosidade em vasos cilíndricos (equação 18).

$$\varepsilon = \frac{A}{(D/d)^n} + B \quad (18)$$

Onde  $A$ ,  $B$  e  $n$  são constantes dependentes da forma dos recheios, neste caso cilíndricos, com valores de 0,9198, 0,3414 e 2 respectivamente. A razão  $D/d$  dos pellets foi definido em 3.

$$\varepsilon = \frac{0,9198}{(3)^2} + 0,3414 = 0,4436$$

Os valores da densidade e da viscosidade da mistura glicose-água 40% são 1172,4 kg/m<sup>3</sup> e 0,0011 kg/m.s respectivamente. Estes valores são aproximados, visto que não foram encontrados na literatura dados para a temperatura e pressão de operação. Os valores de velocidade do gás e do líquido foram retirados do balanço de massa, sendo 0,357974028 m/s e 0,000158536 m/s respectivamente. Aplicando os dados na equação da queda de pressão na equação 17:

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{1}{0,4436^3} \left( \frac{\frac{0,357974028}{0,000158536} + 1}{0,49 \frac{0,357974028}{0,000158536} + 1} \right)^* \left( \frac{150}{36} \left( \frac{6(1-0,4436)}{0,002} + \frac{4}{0,6} \right)^2 0,0011 * 0,000158536 + \frac{1,74}{6} \left( \frac{6(1-0,4436)}{0,002} + \frac{4}{0,6} \right) 1172,4 * 0,000158536^2 \right)$$

$$\frac{\Delta P}{L} = 48,165 \frac{\text{Pa}}{\text{m}}$$

Como o recheio do reator possui 0,6 m de altura:

$$48,165 \frac{\text{Pa}}{\text{m}} * 0,6\text{m} = 28,899 \text{ Pa}$$

Pode-se verificar que a queda de pressão é insignificante visto a pressão total no reator, podendo-se desconsiderar a queda de pressão na análise.

### C.7 DIMENSIONAMENTO DO TANQUE FLASH

Foi escolhida para o dimensionamento do tanque flash a metodologia proposta por Evans (1980). Com como características a posição vertical, sem trabalho de eixo e sem troca térmica, e para facilitação, foi considerado fluxo permanente, sem golfadas de vazão.

Inicialmente, calcula-se o fator de separação líquido-vapor, a partir da equação 19.

$$Flv = \frac{Wl}{Wy} * \sqrt{\frac{\rho V}{\rho L}} \quad (19)$$

$$(0.116372418/1.026554767)*\sqrt{0.148079216/67.234956} = 0,00532\text{ft/s}$$

Onde  $Wl$  e  $Wv$  são respectivamente as vazões mássicas da corrente de vapor e líquida de saída do tanque Flash em libras por segundo, e  $\rho v$  e  $\rho l$  as densidades do vapor e do líquido em libras por pé cúbico.

Após calculado o fator de separação, é calculado o fator velocidade de vapor,  $Kv$ , utilizando a equação numérica proposto por Blackwell (1984), dada pela equação 20.

$$K_{\text{drum}} = (\text{const.}) \exp[A+B \ln Flv + C (\ln Flv)^2 + D (\ln Flv)^3 + E (\ln Flv)^4] \quad (20)$$

Onde A, B, C, D, E e const são parâmetros de Blackwell:

const: 1 ft/s

A: -1,8774781;

B: -0,8145805;

C: -0,1870744;

D: -0,0145229;

E: -0,0010149

Logo, chega-se no seguinte resultado:  $Kv = 0,241876\text{ft/s}$

Então calculou-se a velocidade máxima que o fluido deve entrar no tanque Flash a partir da equação 21.

$$v_{\text{max}} = Kv * \sqrt{(\rho l - \rho v) / \rho v} \quad (21)$$

$$v_{\text{max}} = 0.241876 * \sqrt{(67.234956 - 0.148079) / 0.148079} = 5.148306\text{ft/s}$$

Com o  $v_{\text{max}}$  calculou-se a área mínima do tanque com a equação 22:

$$A_{\text{min}} = Qv / v_{\text{max}} \quad \text{ft}^2 \quad (22)$$

$$A_{\text{min}} = \frac{6.932470302}{5.148306} = 1.346554 \text{ft}^2$$

Onde  $Qv$  é a vazão volumétrica de vapor em ft/s.

Com a área da secção transversal calculada, calcula-se o diâmetro a partir do diâmetro mínimo, adicionando 6 polegadas, com a equação 23:

$$D_{\min} = \sqrt{4 \cdot A_{\min} / \pi} \quad (23)$$

$$D = \sqrt{4 \cdot 1.346554 / \pi} + 0.5 = 1.809384 \text{ ft}$$

## C.8 DIMENSIONAMENTO DO PURIFICADOR DE HIDROGÊNIO

Conforme o anexo 14, a empresa chinesa Chengdu TCWY New Energy Technology Co., que fornece equipamentos para purificação de ar e de gases no Grupo Alibaba, possui uma planta que é capaz de purificar hidrogênio para reciclo com até 100% por meio da tecnologia PSA.

O purificador deve atender uma demanda de 1676,11 kg/h, que é considerada predominantemente como hidrogênio. No tanque flash, a pressão será reduzida para 30 bar, a pressão máxima de operação da planta de purificação de hidrogênio. Com a densidade do hidrogênio nesta pressão, 30 bar, de kg/m<sup>3</sup> (HEMMES, 1986), têm-se que o volume de gás a ser purificado é de 931,20 m<sup>3</sup>/h. Na tabela fornecida pelo fabricante, têm-se as vazões em Nm<sup>3</sup>/h (condições normais, pressão atmosférica e temperatura ambiente). A vazão da corrente de hidrogênio nessas condições, utilizando uma densidade de 0,08235 kg/m<sup>3</sup>, é de 20.365,85 Nm<sup>3</sup>/h. Será solicitado à empresa a construção da planta de purificação para atender a uma vazão de 30.000 Nm<sup>3</sup>/h, visando futuras ampliações. O adsorvente, segundo a empresa, possui um tempo de utilização de mais de 10 anos.

Figura 41 - Planta de purificação de hidrogênio instalada

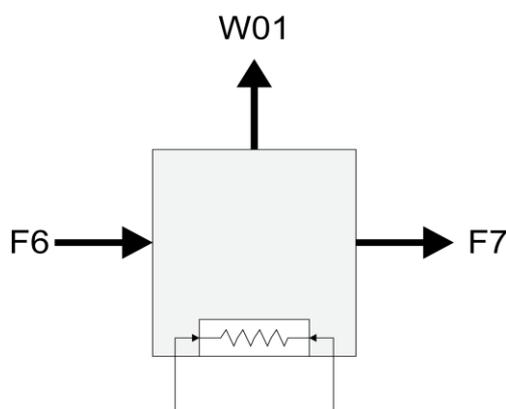


Fonte: TCWY.

### C.9 DIMENSIONAMENTO DO EVAPORADOR

O evaporador recebe uma corrente de 190,067 kg/h contendo 40% de sólidos, vinda do tanque de separação. O equipamento deve aumentar esse teor de sólidos para 70%, sendo a corrente W01 de 81,1916 kg/h de água e a corrente de saída F7 de 108,71 kg/h, conforme ilustrado na figura 43. O catálogo de evaporadores a vácuo da empresa Condorchem Envitech, no Anexo 02, traz alguns modelos, conforme a quantidade necessária a ser evaporada.

Figura 42 - Diagrama do evaporador e suas correntes



Fonte: Os Autores, 2019.

Com as informações fornecidas por esse fabricante, é possível fazer as conversões necessárias para viabilizar a escolha para o projeto, conforme a tabela 14. A densidade da solução é aproximada com a densidade da água.

Tabela 14 - Dados do fabricante convertidos

Vazão de entrada (litros/dia)	Fluxo de entrada (kg/h)	Consumo de energia (Kcal)	Consumo de energia (KW)	Área total do evaporador (m <sup>2</sup> )	Coefficiente de transferência térmica (W/m <sup>2</sup> K)
15000	625	375000	1090,31	100,8	540,83
30000	1250	750000	2180,62	108,0	1009,55
50000	2100	1250000	3634,37	119,2	1524,49
60000	2500	1500000	4361,25	126,4	1725,18

Fonte: Os Autores, 2019.

Para os cálculos, usando a equação 14, é considerada a temperatura do vapor  $T_s$  como 209,8 °C e a temperatura da solução como 90 °C. Assim, com a área total calculada segundo as dimensões do fabricante, e o consumo de energia fornecido pelo mesmo, é possível calcular o coeficiente de transferência térmica ( $U$ ) para cada modelo de evaporador.

O menor equipamento desta empresa é projetado para trabalhar com 625 kg/h. Este será o equipamento escolhido, que comparado com a demanda da planta de sorbitol de 190,067 kg/h, haverá uma sobra de demanda de aproximadamente 70%, sendo tal consideração com foco em futura ampliação da planta, e que também se traduz, em menor desgaste do equipamento. Além disso, o gasto energético deste modelo será reduzido de 1090,31 KW para 331,51 KW, operando com um coeficiente de transferência térmica de 540,83 W/m<sup>2</sup> K.

#### C.10 DIMENSIONAMENTO DO *SPRAY DRYER*

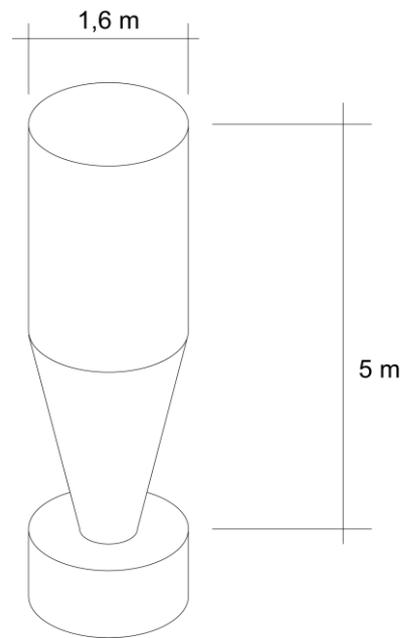
O sistema deve ser apto a retirar da solução uma massa de 32,38 Kg/h de água da solução concentrada proveniente do evaporador. Logo, segundo catálogo disponibilizado pela empresa Spray Process - Fabricação de Secadores *Spray dryers* no anexo 01, o dimensionamento adequado para a execução adequada da operação de secagem é descrito abaixo:

Inicialmente é executado o projeto para evaporação de 45 litros por hora de água, sendo um dos tamanhos construídos pela fábrica de secadores.

Visando a menor temperatura do ar de secagem, optou-se por utilizar dois equipamentos do tipo *spray dryer* com características individuais. Esse fato torna obrigatório a temperatura de entrada do ar igual a 150°C e 180°C com a saída respectivamente em 75°C e 80°C.

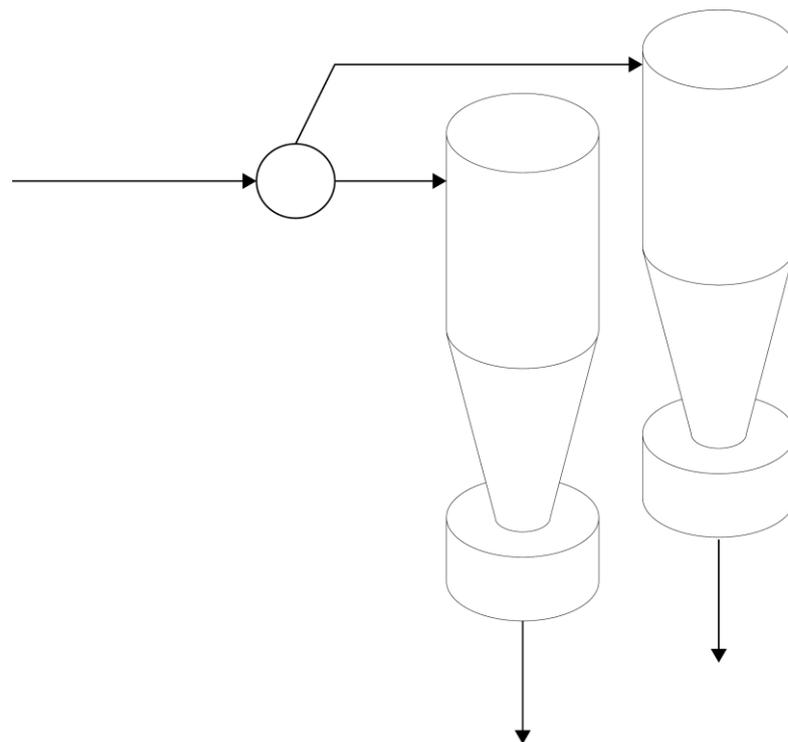
Nessas condições de operação, a vazão máxima instalada será de 45 litros por hora operando com 15 e 20 litros por hora respectivamente, tem-se um consumo de combustível em 42000 kcal/h ou 48,8 kW. O diâmetro da câmara de secagem está na grandeza de 1,6 m para os dois equipamentos e o espaço requerido para instalação fica em 2x2,5 m com uma altura de 5 m.

Na figura 44 está representado a montagem em paralelo do *spray dryer*. A corrente proveniente do evaporador será dividida e alocada para cada um dos equipamentos.

Figura 43 - Representação do *Spray dryer*

Fonte: Os Autores, 2019.

Figura 44 - Representação do Spray-dryer em paralelo



Fonte: Os Autores, 2019.

### C.11 DIMENSIONAMENTO DOS TANQUES DO SISTEMA CIP

O sistema CIP é composto por cinco tanques de armazenamento, sendo um deles para água a temperatura ambiente, um tanque encamisado para água a 50 °C, um tanque encamisado para água quente a 90 °C, um tanque para solução ácida e um tanque para solução alcalina.

O processo de limpeza será realizado a cada dois meses e terá duração de 2,5 horas. É considerada uma velocidade de circulação das soluções de 1,5 m/s. O diâmetro para a distribuição dos fluidos de limpeza do sistema CIP foi pré-estabelecido como sendo de 2 polegadas. Com isso o dimensionamento dos tanques resume-se ao estabelecimento do volume necessário de cada fluido para um ciclo de limpeza do sistema CIP.

#### **Dimensionamento do Tanque de Água a temperatura ambiente (30 °C):**

Para o cálculo do volume do tanque de água a temperatura ambiente, consideramos a vazão de água e o tempo de lavagem com água a temperatura ambiente.

Para a vazão, temos:

$$Q = A * v \quad (24)$$

$$Q = \frac{\pi * D^2}{4} * v \quad (25)$$

$$Q = \frac{\pi}{4} * (2 * 0,0254)^2 * 1,5 = 0,00304 \text{ m}^3/\text{s}$$

Sabendo que o tempo de limpeza com água a temperatura ambiente é de 30 minutos, o que equivale a 1800 segundos, encontramos o volume necessário de água a temperatura ambiente por ciclo de limpeza:

$$V = Q * t \quad (26)$$

$$V = 0,00304 \text{ m}^3/\text{s} * 1800 \text{ s}$$

$$V = 5,472 \text{ m}^3$$

$$V = 6,0 \text{ m}^3$$

Considerando como fator de segurança, aproximou-se o volume do tanque para 6 m<sup>3</sup>.

#### **Dimensionamento do Tanque de Solução Ácida**

Analogamente ao dimensionamento para o tanque de água a temperatura ambiente, pode-se calcular a necessidade do volume para a solução ácida a ser usada na limpeza. Considerando que a etapa de limpeza ácida consiste em 20 minutos de circulação da solução, ou seja 1200 segundos, temos:

$$V = 0,00304 \text{ m}^3/\text{s} * 1200 \text{ s}$$

$$V = 3,648 \text{ m}^3$$

$$V = 4,0 \text{ m}^3$$

Considerando um fator de segurança, aproximou-se o volume total do tanque em 4,0 m<sup>3</sup>.

### **Dimensionamento do Tanque de Solução Alcalina**

Analogamente aos cálculos anteriores para o dimensionamento dos tanques do sistema CIP, considerando-se que o tempo de circulação da solução básica é de 20 minutos, o que equivale a 1200 segundos, temos que o volume do tanque para armazenamento da solução básica é igual a:

$$V = 0,00304 \text{ m}^3/\text{s} * 1200 \text{ s}$$

$$V = 3,648 \text{ m}^3$$

$$V = 4,0 \text{ m}^3$$

Considerando um fator de segurança, aproximou-se o volume total do tanque em 4,0 m<sup>3</sup>.

### **Dimensionamento do Tanque de Água Quente a temperatura de 90 °C**

Analogamente aos cálculos anteriores, considerando que o tempo de passagem de água quente a 90 °C pelas tubulações e equipamentos é de 20 minutos, o que equivale a 1200 segundos, temos que o volume necessário é de:

$$V = 0,00304 \text{ m}^3/\text{s} * 1200 \text{ s}$$

$$V = 3,648 \text{ m}^3$$

$$V = 4,0 \text{ m}^3$$

Considerando um fator de segurança, aproximou-se o volume total do tanque em 4,0 m<sup>3</sup>.

### **Dimensionamento do Tanque de Água Quente a temperatura de 50 °C**

Analogamente aos cálculos anteriores, considerando que o tempo de passagem de água quente a 50 °C pelas tubulações e equipamentos é de 40 minutos, o que equivale a 2400 segundos, temos que o volume necessário é de:

$$V = 0,00304 \text{ m}^3/\text{s} * 2400 \text{ s}$$

$$V = 7,2960 \text{ m}^3$$

$$V = 8,0 \text{ m}^3$$

Considerando um fator de segurança, aproximou-se o volume total do tanque em 8,0 m<sup>3</sup>.

### C.12 DIMENSIONAMENTO DA BOMBA DE ÁGUA

Sendo o reservatório de 20.000 litros de água, buscou-se por uma bomba que consiga encher este reservatório em um intervalo de tempo curto. Assim, optou-se pela bomba submersa da empresa Ferrari, para bombear água do poço subterrâneo, conforme o anexo 20. A bomba possui um motor trifásico de 3 cv, e é capaz de fornecer até 6300 L/h de água para o reservatório, enchendo-o em menos de 3 horas e 17 minutos.

### C.13 DIMENSIONAMENTO DO COMPRESSOR DE AR

A massa de ar necessária a ser aquecida para os dois equipamentos *spray dryer* é calculada no balanço de energia, por meio dos trocadores de calor TC03 e TC04, sendo 1030,57 kg/h e 932,12 kg/h, respectivamente. Somando-se esses fluxos de ar, o total é de 1962,69 kg/h, ou seja, aproximadamente 2000 kg/h de ar a ser fornecido pelo compressor. Considerando a densidade do ar à temperatura ambiente como sendo de aproximadamente 1,20 kg/m<sup>3</sup>, têm-se o volume de ar em m<sup>3</sup>/h de 1666,66 m<sup>3</sup>/h.

Para esta demanda, escolhe-se um compressor de três estágios de 470 hp da fabricante Atlas Copco, modelo ZH 350, conforme o anexo S, um compressor centrífugo de alta velocidade e livre de óleo, próprio para indústria alimentícias, fornecendo ar extremamente puro e livre de umidade. Este equipamento é capaz de fornecer ar nas vazões entre 2520 m<sup>3</sup>/h a 3960 m<sup>3</sup>/h, considerando um fornecimento de 34% a mais de ar do que o necessário.

### C.14 DIMENSIONAMENTO DO COMPRESSOR DE HIDROGÊNIO

Esse compressor tem como função fornecer uma pressão ao hidrogênio até chegar a 90 bar, assim, o compressor que será usado está no Anexo AB, que possui uma capacidade de fornecer 420 Bar de pressão.

### C.15. DIMENSIONAMENTO DA TORRE DE RESFRIAMENTO

A torre de resfriamento terá como objetivo resfriar a água proveniente do TC02. Primeiro é feito um estudo no clima de Camaçari, onde é constatado que nos dias com as piores condições, a umidade relativa é de 70%, e a umidade absoluta é de 0,018%. Com essas condições, é feita uma avaliação buscando saber se a torre irá atender a demanda de resfriar a água de 38°C para 30°C. Essa avaliação é feita usando a equação da aproximação, onde:

$$TL1 - TBU = \text{Aproximação}$$

Considerando uma aproximação de 5°C, e sabendo que a TBU para as condições dadas acima é de 25°C. Têm-se uma TL1 de 30,52°C, ou seja, a torre de resfriamento consegue retirar calor da água para chegar a temperatura requerida.

Com a vazão de água necessária para o trocador de calor, se faz uso de catálogos, e a altura da torre (equação 26), onde seguindo o modelo ADC-30, que está no Anexo X, tem 2,290 m.

$$Z = \frac{G}{M_B k_G a P} * \int_{Hy1}^{Hy2} \frac{dHy}{Hy' - Hy} \quad (27)$$

Ou seja, com o valor de Z, e calculando a integração, que é chamado de NUT (número de unidades de transferência), é possível calcular o HUT, sendo a segunda parte da equação.

Utilizando métodos computacionais para o cálculo do NUT e entalpias, obteve-se valores de:

$$\text{Entalpia1} = 76190,4 \text{ J/kgAr}$$

$$\text{Entalpia2} = 123624,15 \text{ J/kgAr}$$

$$\text{NUT} = 5,53 \text{ m}$$

Assim, o HUT para a torre de resfriamento é de 0,414, logo a torre de resfriamento mencionada acima, atende à demanda do processo. Para fins de conhecimento, o gráfico com a linha de operação e temperaturas da torre, com a relação da entalpia do ar, está no Anexo V.

Além disso, o fluxo de ar para o cálculo é de 2,677 kg/m<sup>2</sup>s

## APÊNDICE D - DEMANDA DE ÁGUA NAS INSTALAÇÕES

Nos prédios que são auxiliares, ou seja, onde contém os banheiros, refeitório, bebedouros, etc, a estimativa da demanda de água é realizada seguindo Macintyre, 2012, conforme Anexo (AB).

Segundo a Norma Regulamentadora 24 (NR 24), que é responsável por normalizar as condições sanitárias e de conforto nos locais de trabalho, estabelece que para cada 10 funcionários é necessário a instalação de um chuveiro, e também, um mictório para cada 20 funcionários, assim como um bebedouro para cada 50 funcionários.

Para fins de cálculos, o número de funcionários é de 30. Nos lavatórios, considera-se que cada funcionário lave as mãos 6 vezes durante o dia, tendo o tempo de 1 minuto, sendo 30 segundos para esfregar as mãos, e os outros 30 para enxágue. Assim, o tempo total de enxágue por dia dos 30 funcionários, é de 126 minutos. Considerando uma vazão de 12 L/min, tem-se um consumo de água na ordem de 2160 L/dia.

Os sanitários apresentam uma vazão de 9 L/min, por descarga, considerando que cada funcionário utiliza o banheiro 4 vezes durante o dia, com uma descarga de 30 segundos, tem se que a demanda total de água é de 1080 L/dia.

Para o cálculo do consumo de água no refeitório, considera-se que a pia será utilizada apenas duas vezes ao dia por cada funcionário, tomando como base o mesmo cálculo realizado para os lavatórios, a demanda de água por dia é de 720 L/dia.

Os bebedouros ficarão dispostos no pavilhão, e no refeitório, considerando um consumo de 1 L de água por pessoa, a demanda de água será de 30 L/ dia.

Por fim, com base em todas as considerações apresentadas até então, a demanda de água fria total é de 3990 L / dia.

## APÊNDICE E - MEMORIAL DE CÁLCULO DAS INSTALAÇÕES

### E.1 INSTALAÇÕES DO PROCESSO

Para caracterizar as tubulações presentes na indústria, após realizar a divisão de trechos, o primeiro passo é encontrar o diâmetro requerido para as tubulações da indústria. A equação utilizada é a seguinte:

$$Q = A * v \quad (28)$$

Onde Q é a vazão volumétrica do fluido em m<sup>3</sup>/s, A é a área de seção transversal da tubulação dada em m<sup>2</sup> e v é a velocidade no trecho destacado em m/s. Para otimizar a equação em termos de obtenção do valor de diâmetro em metros, é utilizada a seguinte expressão:

$$Q = \frac{\pi * D^2}{4} * v \quad (29)$$

Os valores de v são obtidos de velocidades recomendadas para certos projetos no Anexo E. Logo, existe apenas a variável D para ser analisada, com isso a expressão final é expressa como:

$$D = \sqrt{\frac{4 * Q}{v * \pi}} \quad (30)$$

O valor de D calculado pela equação 30 apenas teórico, que não considera os efeitos de perda de carga existentes nas tubulações comerciais. Logo, a expressão abaixo possibilita a correção dos dados para certos tipos de tubulação em função do material e diâmetro de construção:

$$l_{wf} = \frac{f * L * v^2}{D * 2g} \quad (31)$$

Onde  $l_{wf}$  é a perda de carga, f é o fator de atrito, L o comprimento equivalente do trecho, e g é a gravidade definida como padrão em 9,81 m/s<sup>2</sup>. Nesse caso, a única variável possível é  $l_{wf}$ , uma vez que o fator de atrito f é encontrado pelo diagrama de Moody em anexo.

O valor da velocidade de escoamento nas tubulações é determinado pelo valor recomendado para instalações industriais, sendo a faixa de 2 a 4 m/s a ideal.

Para possibilitar os cálculos, o fluido foi considerado em solução com glicose, sendo esse um parâmetro que possibilita obter uma infinidade de dados e parâmetros de mistura. Além disso, se usa três diferentes tipos de escoamento: escoamento de água pura, escoamento de hidrogênio e escoamento da mistura água/glicose.

Em casos de regime turbulento, se faz uso do diagrama de Moody junto ao fator de rugosidade do material da tubulação e o número de Reynolds, se usa a equação 30.

$$f = \frac{64}{Re} \quad (30)$$

Para realizar o cálculo do número de Reynolds, se faz uso da seguinte equação:

$$Re = \frac{\rho_f * v * D}{\mu_f} \quad (31)$$

Onde  $\rho_f$  é a massa específica do fluido e  $\mu_f$  é a viscosidade dinâmica do fluido. Para o comprimento equivalente das tubulações deve-se levar em consideração o comprimento relativo dos acessórios utilizados, para isso, os comprimentos relativos dos acessórios estão presentes nas tabelas do Anexo (F e G).

Tabela 15 - Características necessárias para escoamento em tubulações de Aço Inox

Escoamento	Trecho	Densidade	Vazão (m <sup>3</sup> /s)	Área (m <sup>3</sup> )
Água	3 - 4	997	0,113855567	0,05692778
Mistura	5 - 6	1005	0,000134475	6,7238E-05
Mistura	7 - 8	1005	0,000044825	2,2413E-05
Reação	9 - 10	1005	0,101259742	0,05062987
Reação	11 - 12	1005	0,101259742	0,05062987
Reação	13 - 14	1005	0,101259742	0,05062987
Reação	15 - 16	1005	0,101259742	0,05062987
Concentrado	17 - 18	1350	0,080525926	0,04026296
Concentrado	19 - 20	1350	0,080525926	0,04026296
Reciclo H <sub>2</sub>	21 - 22	0,08235	0,09615	0,048075
Reciclo H <sub>2</sub>	23 - 24	0,08235	0,09615	0,048075
H <sub>2</sub>	25 - 26	0,08235	0,101214917	0,05060746
H <sub>2</sub>	27 - 28	0,08235	0,101214917	0,05060746

Fontes: Os Autores, 2019.

Tabela 16 - Diâmetros comerciais escolhidos

Trecho	Comprimento	Diâmetro (pol)	SCH	Diâmetro
3 - 4	2	10	SCH 10	264,67
5 - 6	3	1/4	SCH 10	10,42
7 - 8	3	1/8	SCH 10	6,98
9 - 10	3	10	SCH 40	254,46
11 - 12	4	10	SCH 40	254,46
13 - 14	4	10	SCH 40	254,46
15 - 16	3	10	SCH 40	254,46
17 - 18	3	10	SCH 40	254,46
19 - 20	4,11	10	SCH 40	254,46
21 - 22	3	10	SCH 40	254,46
23 - 24	23,4	10	SCH 40	254,46
25 - 26	4,93	10	SCH 40	254,46
28 - 27	7,94	10	SCH 40	254,46

Fonte: Os Autores, 2019.

As duas tabelas anteriores apresentam os principais valores que possibilitam dimensionar todas as tubulações envolvidas no processo de produção do sorbitol. Para tubulações com escoamento de água pura, serão utilizadas tubulações de aço inox com 10 polegadas de diâmetro nominal e schedule 10, por não apresentar nenhuma sobrecarga de pressão ou escoamento de fluídos em características corrosivas. A utilização de aço inox se deu pela necessidade em manter condições higiênicas em todo o processo, além de facilitar na limpeza de todo sistema.

A tubulação é do tipo sem costura, buscando a maior resistência a elevadas pressões submetidas durante o processo. Além disso, o aço empregado é do tipo eletropolido, apresentando dessa forma, segundo anexo (I), uma rugosidade relativa de  $0.0004 \cdot 10^{-3}$  m, logo, o coeficiente de carga distribuída  $f$  para tal tubulação é de 0,015.

Os anexos J e K apresentam os valores de viscosidade utilizados para os cálculos de perda de carga na tubulação. Para cada trecho são realizados os cálculos de diâmetro requerido e comparados com tubulações comerciais, fazendo a escolha por tubulações que se apresentam com diâmetros semelhantes aos calculados. Além disso, por ser uma tubulação de alto padrão, com baixa rugosidade, o fator de atrito é relativamente baixo para tubulações novas.

O número de Reynolds é calculado para cada trecho, identificando o regime de escoamento de cada local, sendo os mesmos laminar ou turbulento. Por fim, com os valores todos tabelados, a última etapa é o cálculo da perda de carga em termos de comprimento equivalente. Os resultados são apresentados na tabela 17.

Tabela 17 - Comprimento equivalente para as tubulações

<b>Trecho</b>	<b>Comprimento total</b>	<b>lwf (m)</b>	<b>Comprimento</b>
3 - 4	2	0,055923	2,027962
5 - 6	3	1,065347	4,065347
7 - 8	3	1,590389	4,590389
9 - 10	3	0,043625	3,043625
11 - 12	4	0,058167	4,058167
13 - 14	4	0,058167	4,058167
15 - 16	3	0,043625	3,043625
17 - 18	3	0,043625	3,043625
19 - 20	4,11	0,043625	4,169767
21 - 22	3	0,043625	3,043625
23 - 24	23,4	0,388903	23,74028
25 - 26	4,93	0,071691	5,001691
27 - 28	7,94	0,145418	8,055462

Fonte: Os Autores, 2019.

O comprimento nominal da tubulação é de 75,3 m para toda a planta industrial, sendo que desses, 60,38 m necessitam de tubulação com diâmetro de 10 polegadas Schedule 40, 3 m de tubulação com  $\frac{1}{8}$  polegadas de diâmetro Schedule 10, 3 m de tubulação com diâmetro de  $\frac{1}{4}$  polegadas Schedule 10 por fim, 8,92 m de tubulação com 10 polegadas de diâmetro Schedule 10. Após realizar os cálculos de perda de carga, tem-se um comprimento equivalente de 78,96 m, sendo esse, o valor utilizado para cálculo de balanço de energia das bombas. São aproximadamente 19 m de perda de carga em todo sistema, um valor extremamente compatível com a literatura, sendo 24% de perda de carga total.

O processo da Sorbitec® não se encontra fora do esperado. Existe em sua instalação uma série de acessórios, passando por cotovelos a válvulas. Todos os acessórios estão apresentados na tabela 18.

Tabela 18 - Acessórios e suas perdas de carga

<b>Acessório</b>	<b>Perda de carga equivalente</b>	<b>Perda de carga total</b>
Joelho	22	26
Joelho	22	26
Joelho	16,5	19,5
Joelho	11,7	35,1
Válvula gaveta	4,428	9,348
Válvula gaveta	1,8	3,8
Válvula gaveta	1,8	3,8
Válvula gaveta	2,7	5,7
Válvula gaveta	3,6	7,6
Valvula solenoide	4,437	9,367
Válvula globo	5,6	9,6
Válvula globo	4,2	7,2

Fonte: Os Autores, 2019.

A perda de carga associada com as tubulações não é a única que se deve considerar em um projeto. Em geral, as instalações industriais apresentam em seu projeto uma diversidade de acessórios que permitem o adequado funcionamento e controle da produção.

A perda de carga equivalente total para os acessórios da instalação industrial é igual a 160 m, um valor extremamente elevado se considerarmos o comprimento total das instalações, contudo, justificável pela necessidade de uma série de acessórios com grande perda de carga associada. Além disso, o processo apresenta perda de carga nas entradas e saídas da tubulação, podendo generalizar para entradas e saídas.

No processo de produção de sorbitol, são necessárias 7 saídas e 4 entradas de tanques, com perda de carga total em 40 m. Além disso, deve-se considerar as entradas e saídas da tubulação de hidrogênio, com 3 saídas e uma entrada, totalizando uma perda de carga equivalente em 2,4 m.

Além de toda tubulação necessária para escoamento das matérias primas e produto, existe a necessidade de tubulações para escoar vapor e condensado para todos os trocadores. Abaixo são apresentadas as características de escoamento para vapor e condensado.

## E.2 INSTALAÇÕES DE VAPOR

Tabela 19 - Vazões nas instalações de vapor

<b>Trecho</b>	<b>kg/h</b>	<b>Diâmetro (m)</b>
1 - 2	2387,52	0,167773396
2 - 3	770,09	0,095284076
3 - 4	62,65	0,027177539
3 - 5	707,44	0,091325991
5 - 6	79,24	0,030564818
5 - 8	628,20	0,086059447
2 - 9	1617,43	0,138090033

Fonte: Os Autores, 2019.

Para encontrar o diâmetro teórico da tubulação, se considerou como velocidade ideal de escoamento aquela na faixa de 30 a 40 m/s, sendo 30 m/s o intermediário recomendado como colocado no Anexo E. Com os dados básicos de vazão e diâmetro da tubulação é possível

realizar a escolha do tipo de tubulação comercial, como se segue pela tabela 20. Todos os trechos apresentam o mesmo schedule, com isso, é finalizado o dimensionamento para todas as tubulações de vapor do processo.

Tabela 20 - Diâmetro comercial das tubulações

<b>Trecho</b>	<b>D. comercial (pol)</b>	<b>D interno (mm)</b>	<b>SCH</b>
1 - 2	6	154,08	SCH 40
2 - 3	4	97,18	SCH 40
3 - 4	1	26,64	SCH 40
3 - 5	4	97,18	SCH 40
5 - 6	1 1/4	35,08	SCH 40
5 - 8	4	97,18	SCH 40
2 - 9	5	128,2	SCH 40

Fonte: Os Autores, 2019.

### E.3 INSTALAÇÃO DE CONDENSADO

Tabela 21 - Diâmetro das tubulações de condensado

<b>Trecho</b>	<b>kg/h</b>	<b>Diâmetro (m)</b>
1 - 2	2387,52	0,086059447
3 - 2	770,09	0,030564818
2 - 4	62,65	0,091325991
5 - 4	707,44	0,027177539
4 - 6	79,24	0,095284076
7 - 6	628,2	0,138090033
6 - 8	0,6632	0,167773396

Fonte: Os Autores, 2019.

Para encontrar o diâmetro teórico da tubulação, se considerou como velocidade ideal de escoamento aquela na faixa de 30 a 40 m/s, sendo 30 m/s o intermediário recomendado como colocado no Anexo O. Com os dados básicos de vazão e diâmetro da tubulação é possível realizar a escolha do tipo de tubulação comercial, como se segue na tabela 22.

Não foi realizado, para as utilidades de vapor, os cálculos de perda de carga.

Tabela 22 - Diâmetro comercial das tubulações de condensado

<b>Trecho</b>	<b>D. comercial (pol)</b>	<b>D interno (mm)</b>	<b>SCH</b>
1 - 2	4	97,18	SCH 40
3 - 2	1 1/4	35,08	SCH 40
2 - 4	4	97,18	SCH 40
5 - 4	1	26,64	SCH 40
4 - 6	4	97,18	SCH 40
7 - 6	5	128,2	SCH 40
6 - 8	6	154,08	SCH 40

Fonte: Os Autores, 2019.

#### E.4 INSTALAÇÃO DE ÁGUA DE USO COMUM

A operação em si demanda uma série de atividades que não estão diretamente ligadas com o processo produtivo mas necessitam de atenção especial para manter a planta operando da melhor maneira possível, e isso acontece com as instalações de água de uso comum. Para realizar o dimensionamento devemos levar em consideração os seguintes pontos:

A água é proveniente de um poço artesiano instalado na propriedade da empresa;

A velocidade de escoamento, para rede industrial e serviços gerais é igual a 1,5 m/s, um valor intermediário para velocidade recomendada segundo anexo E.

O escoamento dessa água não será submetido a grandes variações de pressão, não sendo necessária a instalação de bombas, dependendo apenas da energia potencial decorrente do tanque de armazenamento de água a 10 m de altura em relação ao solo.

Com isso, são divididos todos os trechos de canalização necessários, como mostrado na tabela 23.

Com as vazões estimadas em cada trecho, através do estudo de necessidade de utilização de água, além de utilizar o valor de 1 m/s de velocidade de escoamento, é possível chegar a

valores de diâmetros teóricos para a instalação hidráulica. Em posse dos valores teóricos é feita a comparação com os dados disponíveis em catálogos, presentes no anexo O.

Logo, as tubulações que se enquadram nas condições de escoamento já descritas devem apresentar 60 mm de diâmetro para os trechos de saída da caixa d'água para a distribuição das demais áreas, sendo esse o maior diâmetro. Em termos de trecho, são englobados os trechos 1 - 2 e 3 - 4. Além disso, para todo resto da instalação, o diâmetro escolhido está na grandeza de 20 mm. Por fim, é lembrado que toda a tubulação é constituída de material tipo PVC, sendo a mesma totalmente tubulação nova.

Tabela 23 - Comprimento necessário para cada trecho de tubulação

<b>Trecho</b>	<b>Comprimento(m)</b>	<b>Trecho</b>	<b>Comprimento (m)</b>	<b>Trecho</b>	<b>Comprimento (m)</b>
1 - 2	3,17	11-13	8,92	23-25	4
3 - 4	7,25	13-14	0,09	25-27	4
4 - 5	9,55	13-15	8,34	25-26	0,54
5 - 6	0,09	15-16	0,09	27-28	0,54
5 - 7	6,87	4-17	12,5	27-29	4
7 - 8	0,09	17-19	18,75	29-30	0,54
7 - 9	6,94	20-21	10,8	29-31	7,4
9 - 10	0,09	21-22	0,54	17-18	28,43
9 - 11	3,93	21-23	4		
11 - 12	0,09	23-24	0,54		

Fonte: Os Autores, 2019.

## E.5 TUBULAÇÃO DE AR QUENTE

As correntes de ar quente devem percorrer um trajeto considerável, além de estarem totalmente isoladas termicamente para evitar a perda de calor para o meio externo, sendo assim, são utilizadas mantas de isolamento térmico em todas as tubulações que transportam ar aquecido. Além disso, a velocidade recomendada para escoamento de ar é na faixa de 20 m/s. Com isso, são dimensionados os trechos conforme a tabela 24.

Tabela 24 - Dimensionamento de tubulações de ar

Trecho	Comprimento (m)	m <sup>3</sup> /s	D comercial (pol)
1 - 2	21,45	0,068073	3
2 - 3	0,79	0,035743	2
2 - 5	2,13	0,032329	2
4 - 6	4,07	0,035743	2
7 - 8	2,96	0,032329	2

Fonte: Os Autores, 2019.

## E.6 BOMBAS

A planta industrial necessita de uma série de equipamentos do tipo bomba para realizar a transferência de fluido entre os tanques de armazenagem e as operações unitárias. Logo, é necessário o dimensionamento das bombas instaladas no processo. O primeiro passo é utilizar a equação 32 para realizar o dimensionamento da bomba.

$$P_t = \frac{g^*(\Delta H + l_{wf} + H_r) * W}{E_f} \quad (32)$$

Onde  $P_t$  é a potência,  $\Delta H$  a variação de altura de um ponto a outro,  $H_r$  a altura relativa da queda de pressão pelo equipamento,  $w$  a vazão mássica e  $E_f$  a eficiência da bomba. Abaixo estão listados os trechos que necessitam de instalação de bombas, além disso, todos os dados necessários para realizar o dimensionamento das bombas, e por fim, as bombas escolhidas com a determinada potência.

Tabela 25 - Potência das bombas

Trecho	$l_{wf}$	Q (m <sup>3</sup> /s)	Pt (W)	Pt (HP)	Pt (W)	Pt escolhida (HP)
19 - 20	4,17	0,0805259	4,113466	5,51624	6	7
17 - 18	17,24	0,0805259	17,00627	22,80575	23	25
3 - 4	9,044	0,1138555	12,61394	16,91555	17	20
5 - 6	4,065	0,0001344	0,006696	0,00898	0,1	0,25
7 - 8	4,59	0,0000448	0,00252	0,00338	0,1	0,25
34 - 35	20	0,000379				0,5

Fonte: Os Autores, 2019.

Visando manter um fator de correção para todas as bombas, se utilizou um fator de segurança de 0,8 para que, desse modo, as bombas instaladas mantenham sua operação sem utilizar o máximo da potência nominal e não venham a sofrer danos prematuros.

Buscando manter a constância da operação, em todas as bombas instaladas serão adicionadas outra bomba de mesma característica em paralelo, contudo, desligada. O regime de operação das bombas em paralelo será descrito na tabela 26.

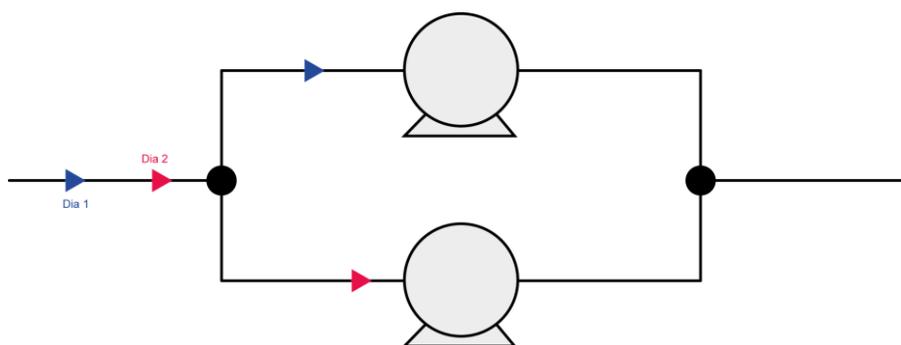
Tabela 26 - Regime de operação

Dia	Bomba 1	Bomba 2	Dia	Bomba 1	Bomba 2	Dia	Bomba 1	Bomba 2
1	x		11	x		21	x	
2		x	12		x	22		x
3	x		13	x		23	x	
4		x	14		x	24		x
5	x		15	x		25	x	
6		x	16		x	26		x
7	x		17	x		27	x	
8		x	18		x	28		x
9	x		19	x		29	x	
10		x	20		x	30		x

Fonte: Os Autores, 2019.

A figura 46 apresenta o funcionamento em dois dias consecutivos das bombas em paralelo.

Figura 45 - Instalação das bombas



Fonte: Os Autores, 2019.

Dessa forma é possível manter a vida útil das bombas em conjunto pois as mesmas sempre estarão em operação, mantendo a manutenção sempre em dia e com todas as características de operação definidas. Por estarem operando em paralelo, tal modo de operação permite que se em casos especiais de falha na bomba 1, por exemplo, seja colocado em operação evitando a pausa no processo.

ANEXO A - CATÁLOGO DO *SPRAY DRYER*

Especificações Técnicas de Plantas Spray Dryers Spray Process								
	AR DE SECAGEM TEMPERATURA °C		EVAPORAÇÃO ÁGUA LITROS/HORA	CONSUMO COMBUST. kcal/h x 1000	F. MOTRIZ KW/HORA	DIÂMETRO CÂMARA m	ESPAÇO REQUERIDO m	PARÂMETRO DE PRODUÇÃO
	ENTRADA	SAÍDA						
MODELO DR 04	150	75	1,5	4,5	1	0,60	1 x 2 x h=2	
	175	80	2	5				
	190	80	2,5	5,5				
	220	80	3	6				
	250	80	3,5	6,5				
MODELO DR 4	150	75	15	19	4	1,6	2 x 2,5 x h=5	PARÂMETRO 1 BASE
	180	80	20	23				
	220	90	23	29				
	250	100	26	32				
	350	100	40	46				
	450	100	60	61				
MODELO DR 15	150	75	49	62	10	2,6	4 x 5 x h=7	3
	180	80	64	78				
	220	90	74	95				
	250	100	80	110				
	350	100	130	145				
	450	100	182	194				
MODELO DR 40	150	75	136	184	30	3,5	5 x 6 x h=9	9
	180	80	182	230				
	220	90	236	280				
	250	100	273	320				
	350	100	455	475				
	450	100	637	654				
MODELO DR 80	150	75	272	360	40	4,5	6 x 7 x h=12	18
	180	80	364	456				
	220	90	473	567				
	250	100	546	670				
	350	100	910	965				
	450	100	1274	1285				
MODELO DR 120	150	75	409	553	50	5,2	7 x 8 x h=14	27
	180	80	546	795				
	220	90	710	860				
	250	100	819	984				
	350	100	1385	1440				
	450	100	1911	1930				
MODELO DR 240	150	75	819	1150	120	6,4	9 x 10 x h=16	54
	180	80	1092	1280				
	220	90	1419	1550				
	250	100	1638	1680				
	350	100	2730	2700				
	450	100	3822	3810				
MODELO DR 350	150	75	1194	1480	175	7	10 x 11 x h=18	78
	180	80	1592	1810				
	220	90	2070	2300				
	250	100	2389	2570				
	350	100	3981	3950				
	450	100	5574	5500				
MODELO DR 480	150	75	1638	2010	240	8	11 x 12 x h=20	108
	180	80	2184	2450				
	220	90	2835	2970				
	250	100	3280	3300				
	350	100	5467	5450				
	450	100	7650	7600				
MODELO DR 700	150	75	2389	2690	300	9	12 x 15 x h=25	156
	180	80	3185	3300				
	220	90	4145	4250				
	250	100	4780	4710				
	350	100	7970	8050				
	450	100	11150	11230				
550	100	14332	14000					



DFGREEN.COM.BR

**SPRAY PROCESS**Fabricação e Comércio de  
Secadores Industriais Ltda.

Estrada do Itaquí, 711

Jd. Nova Itapevi

CEP: 06690-110 - Itapevi - São Paulo

Fone: 55 11 4142-5731

Fax.: 55 11 4205-2213

e-mail: [sprayprocess@sprayprocess.com.br](mailto:sprayprocess@sprayprocess.com.br)[www.sprayprocess.com.br](http://www.sprayprocess.com.br)

## ANEXO B - CATÁLOGO DO EVAPORADOR

### ENVIDEST MFE

Vacuum Evaporators powered by hot water or steam



#### VERTICAL TYPE EVAPORATORS WITH FORCED CIRCULATION HEAT-EXCHANGER

##### ○ STRUCTURE

- Modular skid made of austenitic steel, single or multiple effect, with possible extension from 1 up to 3 evaporation modules.
- Boiling vessels, fitted with external tube-nest heat-exchangers. The process liquid flows inside the tube-nest at high speed, thanks to the centrifugal rotor pumps, getting the calories necessary for the evaporation thus avoiding the stratification on the exchange surface.
- The multi-stage version allows the recovery of the latent heat of vaporization, in "cascading" effect, from 1st to stage to next ones, reducing of 1/3 the otherwise required energy.
- Digital and analogue control instrument for the automatic monitoring of the system.

##### ○ VACUUM CIRCUIT

- Automatic circuit for condensate discharge and vacuum generation, composed of liquid ring pumps, cooling tanks, manual and pneumatic check valves, digital and analogue control.

##### ○ STEAM CONDENSED CIRCUIT AND DISTILLATE RAISE

- The condensation of the evaporated wastewater happens in closed circuit with the steam passage through a water cooled plate heat exchanger from the cooling tower, density control device or by a timer for a complete customization of the process.
- The condensate is stored in tanks separated from the vacuum circuit and raised by means of pumps controlled by level feelers.

[www.condorchem.com](http://www.condorchem.com)



**condorchem**  
**envitech**

#### HIGHLIGHTS

Single or multiple effect Evaporator fit to concentrate saline solutions and high capacities of liquid. Vertical boiling vessel with external heat exchanger with high-speed circulation.

Powered by Steam. Full automatic operation system by PLC; display of main parameters by LCD TOUCH screen. Standard manufacturing AISI316 – special alloys on demand.

Standard range from 60 to 180 Tons/day of evaporated water.

#### MAIN CHARACTERISTICS

- Power supply by hot water or steam.
- Outside heat-exchanger forced type.
- Heat exploiting at multiple effect.
- Wastewater inlet, distillate and condensate outlet automatically operated.
- Check by PLC Siemens S7-200/300 with Siemens Touch Panel.
- Pull-out heat exchangers.

#### MAIN APPLICATIONS

**ENVIDEST MFE series is particularly suitable for:**

- Oily emulsions, wastewater from vibratory finishing, exhausted baths.
- Wastewater from pressure die-casting (release agents, glycols, lubricants, oils).
- Wastewater from galvanization (chromium, nickel, copper), exhausted baths, eluates.
- recycling of exhausted baths.
- washing of reactors, process wastewater for chemical/pharmaceutical industry.
- treatment of water-based solutions.

### CONCENTRATE DISCHARGE AND RECIRCULATION SYSTEM

- Automatic circuit for the recirculation and discharge of the concentrate, complete with extraction pumps, pneumatic and manual valves, on-off valves for taking product samples during processing.
- The automatic discharge function is programmable through an adjustable density control device or by a timer for a complete customization of the process.

### CLEANING SYSTEM

- The automatic system is complete with pneumatic valve and rotating nozzle. The circuit allows the release of cleaning agents inside the evaporator: the wash cycle time can be adjusted from the control panel according to the actual needs.

### FOAM CONTROL BATCHING SYSTEM

- Automatic system complete with foam formation sensor and variable setting control. The circuit allows the automatic injection of antifoam products inside the evaporator: the quantity of injected antifoam is adjustable by the control panel according to the actual needs.

### CONTROL UNIT

- Siemens PLC control unit and touch screen control panel.
- Electrical panel in painted sheet, protection IP 54.
- Automatic overload cutout for all motors.
- 24 volts auxiliary circuit.
- Wiring made in flame proofs cables.
- Level control regulators for tanks and outside reservoirs level.

### OPTIONALS

"Teleservice" Control System for remote assistance"

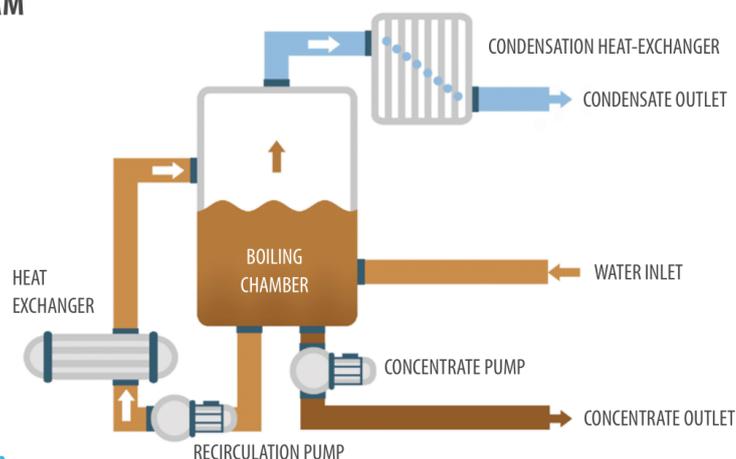
## EXAMPLES OF INSTALLATIONS



## TECHNICAL DATA

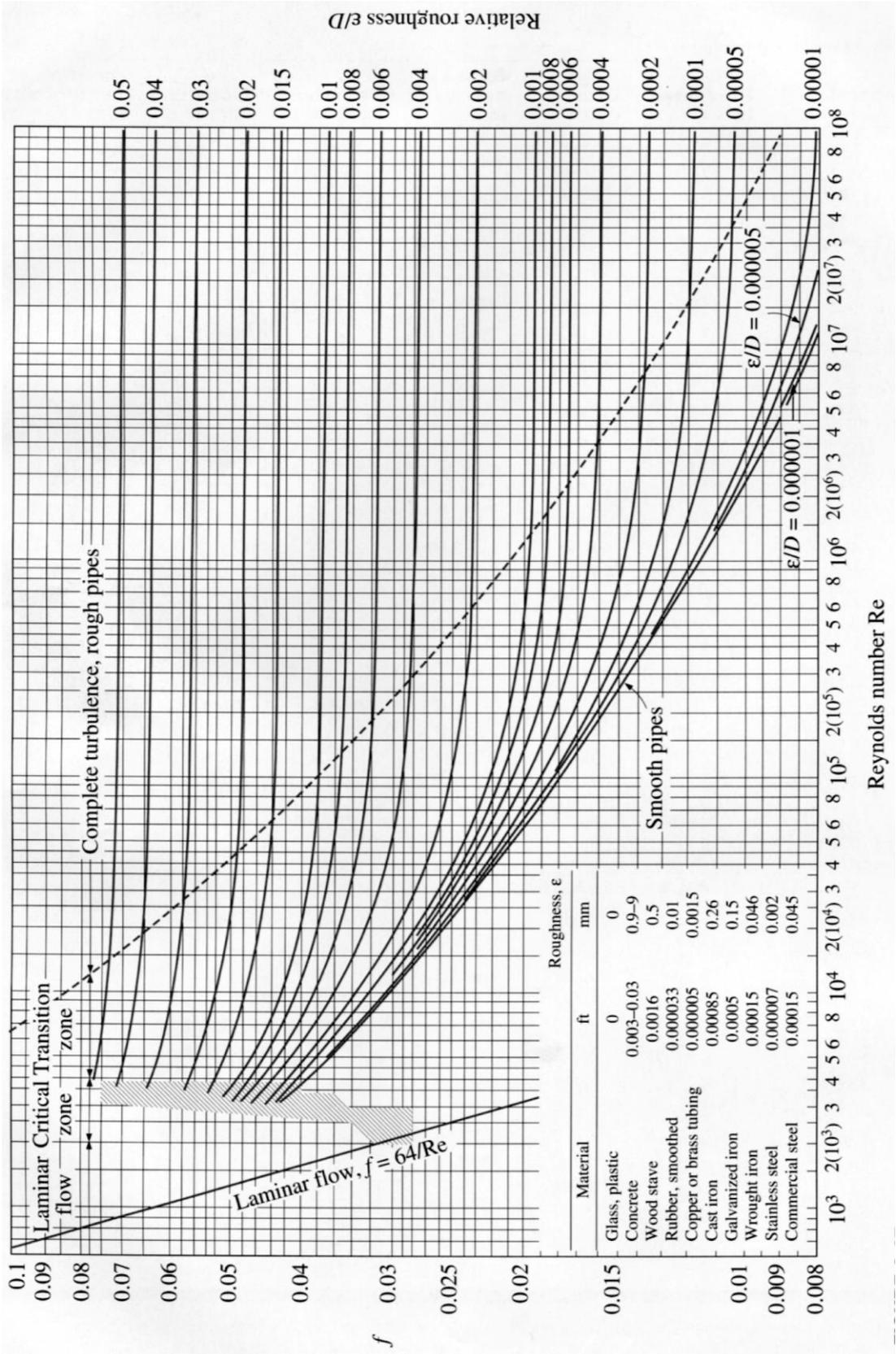
	Units	15000	30000	50000	60000
Feed Inlet	l/d	15.000	30.000	50.000	60.000
Nominal Capacity	l/h	625	1.250	2.100	2.500
Energy Consumption	KCal	375.000	750.000	1.250.000	1.500.000
Dimensions (LxPxH)	cm	360x300x600	400x300x600	400x320x650	400x320x700

## PROCESS DIAGRAM

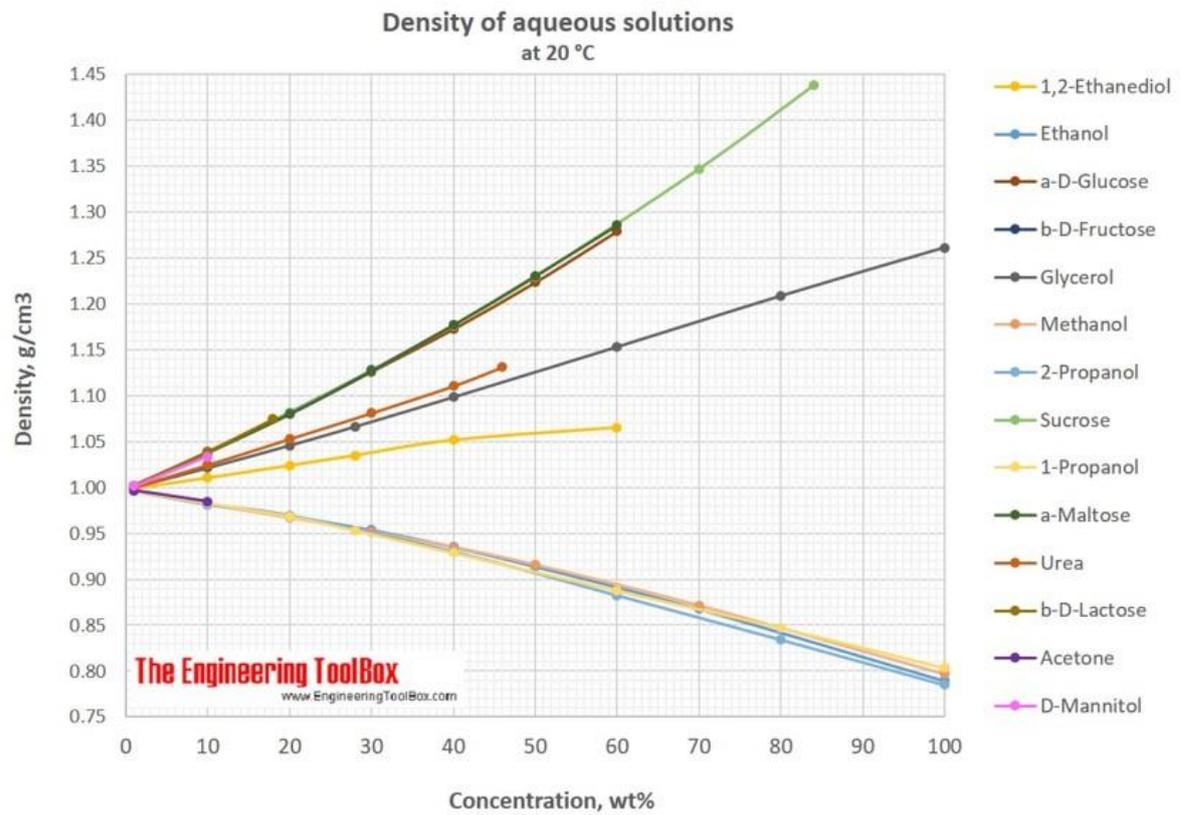


[www.condorchem.com](http://www.condorchem.com)

ANEXO C - DIAGRAMA DE MOODY



## ANEXO D - DENSIDADE DE SOLUÇÕES AQUOSAS



## ANEXO E - VELOCIDADES RECOMENDADAS PARA TUBULAÇÕES

FLUIDO (líquido)	Velocidade econômica (m/s)	Material da Tubulação
Água:		
- serviços gerais	0,9 a 2,5	aço
- rede industrial	0,9 a 2,2	aço
Bombas:		
- linha de sucção	0,9 a 2,2	aço
- linha de recalque	2,1 a 3,0	aço
Ácido clorídrico	1,5	rev. de borracha
Ácido sulfúrico 88 a 98%	1,2	Fº Fº
Amoníaco	1,8	aço
Benzeno	1,8	aço
Cloro	1,5	aço
FLUIDO (líquido)	Velocidade econômica (m/s)	Material da Tubulação
Clorofórmio	1,8	cobre e aço
Hidróxido de sódio		
- solução até 30%	1,8	aço
- solução de 30 a 50%	1,5	aço
- solução de 50 a 73%	1,2	aço
Óleo lubrificante	1,8	aço
Óleo combustível	1,8	aço
Salmoura (CaCl <sub>2</sub> )	1,2	aço
Tetracloro de Carbono	1,8	aço
Tricloro etileno	1,8	aço

Tabela 7.1

FLUIDO - gás ou vapor	Velocidade econômica (m/s)	Material da Tubulação
Ar (0 a 30 psi)	20	aço
Amônia	30	aço
Ácido Clorídrico	20	rev. de borracha
Cloro	10 a 25	aço
Clorofórmico	10	cobre e aço
Dióxido de enxofre	20	aço
Etileno	30	aço
Hidrogênio	20	aço
Gás natural	30	aço
Vapor d'água		
- 0 a 30 psi-sat	20 a 30	aço
- 30 a 150 psi-sat ou superaquecido	30 a 50	aço
- acima de 150 psi	50 a 75	aço
- linhas curtas	75	aço

Tabela 7.2

## ANEXO F - PERDAS DE CARGA EM ACESSÓRIOS

**Figura 2: Perdas de carga localizadas – equivalência em metros de tubulação de PVC rígido ou cobre**

Diâmetro nominal		Joelho 90°	Joelho 45°	Curva 90°	Curva 45°	Tê 90° Passagem direta	Tê 90° Saída de lado	Tê 90° Saída bilateral	Entrada normal	Entrada de borda	Saída de canaliz.	Válvula de pé e crivo	Válvula retenção		Registro globo aberto	Registro gaveta aberto	Registro ângulo aberto
DN (mm)	Ref. (pol.)																
15	(1/2)	1,1	0,4	0,4	0,2	0,7	2,3	2,3	0,3	0,9	0,8	8,1	2,5	3,6	11,1	0,1	5,9
20	(3/4)	1,2	0,5	0,5	0,3	0,8	2,4	2,4	0,4	1,0	0,9	9,5	2,7	4,1	11,4	0,2	6,1
25	(1)	1,5	0,7	0,6	0,4	0,9	3,1	3,1	0,5	1,2	1,3	13,3	3,6	5,8	15,0	0,3	8,4
32	(1 1/4)	2,0	1,0	0,7	0,5	1,5	4,6	4,6	0,6	1,8	1,4	15,5	4,9	7,4	22,0	0,4	10,5
40	(1 1/2)	3,2	1,3	1,2	0,6	2,2	7,3	7,3	1,0	2,3	3,2	18,3	6,8	9,1	35,8	0,7	17,0
50	(2)	3,4	1,5	1,3	0,7	2,3	7,6	7,6	1,5	2,8	3,3	23,7	7,1	10,8	37,9	0,8	18,5
60	(2 1/2)	3,7	1,7	1,4	0,8	2,4	7,8	7,8	1,6	3,3	3,5	25,0	8,2	12,5	38,0	0,9	19,0
75	(3)	3,9	1,8	1,5	0,9	2,5	8,0	8,0	2,0	3,7	3,7	26,8	9,3	14,5	40,0	0,9	20,0
100	(4)	4,3	1,9	1,6	1,0	2,6	8,3	8,3	2,2	4,0	3,9	28,6	10,4	16,0	42,3	1,0	22,1
125	(5)	4,9	2,4	1,9	1,1	3,3	10,0	10,0	2,5	5,0	4,9	37,4	12,5	19,2	50,9	1,1	26,2
150	(6)	5,4	2,6	2,1	1,2	3,8	11,1	11,1	2,8	5,6	5,5	43,4	13,9	21,4	56,7	1,2	28,9

Fonte: Macintyre, 2017

**Tabela A-12.2 Comprimentos equivalentes a perdas Localizadas, em metros de canalização de ferro galvanizado retilínea.**

DIÂMETRO NOMINAL D	mm (ref) pol	COTOVELO 90° RAIÃO LONGO	COTOVELO 90° RAIÃO MÉDIO	COTOVELO 90° RAIÃO CURTO	COTOVELO 45°	CURVA 90° R/D-1/2	CURVA 90° R/D-1	CURVA 45°	ENTRADA NORMAL	ENTRADA DE BORDA	REGISTRO DE GAVETA ABERTO	REGISTRO DE GLOBO ABERTO	REGISTRO DE ÂNGULO ABERTO	TÊ PASSAGEM DIRETA	TÊ SAÍDA DE LADO	TÊ SAÍDA BILATERAL	VÁLVULA DE PÉ E CRIVO	SAÍDA DA CANALIZ.	VÁLVULA DE RETENÇÃO TIPO LEVE	VÁLVULA DE RETENÇÃO TIPO PESADO
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
13	1/2	0,3	0,4	0,5	0,2	0,2	0,3	0,2	0,2	0,4	0,1	4,9	2,6	0,3	1,0	1,0	3,6	0,4	1,1	1,6
19	3/4	0,4	0,6	0,7	0,3	0,3	0,4	0,2	0,2	0,5	0,1	6,7	3,8	0,4	1,4	1,4	5,6	0,5	1,6	2,4
25	1	0,5	0,7	0,8	0,4	0,3	0,5	0,2	0,3	0,7	0,2	8,2	4,6	0,5	1,7	1,7	7,3	0,7	2,1	3,2
32	1 1/4	0,7	0,9	1,1	0,5	0,4	0,6	0,3	0,4	0,9	0,2	11,3	5,6	0,7	2,3	2,3	10,0	0,9	2,7	4,0
38	1 1/2	0,9	1,1	1,3	0,6	0,5	0,7	0,3	0,5	1,0	0,3	13,4	6,7	0,9	2,8	2,8	11,6	1,0	3,2	4,8
50	2	1,1	1,4	1,7	0,8	0,6	0,9	0,4	0,7	1,5	0,4	17,4	8,5	1,1	3,5	3,5	14,0	1,5	4,2	6,4
63	2 1/2	1,3	1,7	2,0	0,9	0,8	1,0	0,5	0,9	1,9	0,4	21,0	10,0	1,3	4,3	4,3	17,0	1,9	5,2	8,1
75	3	1,6	2,1	2,5	1,2	1,0	1,3	0,6	1,1	2,2	0,5	26,0	13,0	1,6	5,2	5,2	20,0	2,2	6,3	9,7
100	4	2,1	2,8	3,4	1,5	1,3	1,6	0,7	1,6	3,2	0,7	34,0	17,0	2,1	6,7	6,7	23,0	3,2	8,4	12,9
125	5	2,7	3,7	4,2	1,9	1,6	2,1	0,9	2,0	4,0	0,9	43,0	21,0	2,7	8,4	8,4	30,0	4,0	10,4	16,1
150	6	3,4	4,3	4,9	2,3	1,9	2,5	1,1	2,5	5,0	1,1	51,0	26,0	3,4	10,0	10,0	39,0	5,0	12,5	19,3
200	8	4,3	5,5	6,4	3,0	2,4	3,3	1,3	3,3	6,0	1,4	67,0	34,0	4,3	13,0	13,0	52,0	6,0	16,0	25,0
250	10	5,5	6,7	7,9	3,8	3,0	4,1	1,8	4,3	7,5	1,7	83,0	43,0	5,5	16,0	16,0	65,0	7,5	20,0	32,0
300	12	6,1	7,9	9,5	4,8	3,6	4,8	2,2	5,3	9,0	2,1	102,0	51,0	6,1	19,0	19,0	78,0	9,0	24,0	36,0
350	14	7,3	9,5	10,5	5,3	4,4	5,4	2,5	6,2	11,0	2,4	120,0	60,0	7,3	22,0	22,0	90,0	11,0	28,0	45,0

OS VALORES INDICADOS PARA REGISTROS DE GLOBO APLICAM-SE TAMBÉM ÀS TORNEIRAS, VÁLVULAS PARA CHUVEIROS E VÁLVULAS DE DESCARGA.

(Quadro – Fonte: MACINTYRE, 1997)

## ANEXO G - PERDAS DE CARGA EM ACESSÓRIOS



### MANUAL TÉCNICO

<b>TABELA 7 - PERDA DE CARGA EM ACESSÓRIOS</b>											
Tabela de perdas de cargas localizadas em conexões, considerando-se os comprimentos equivalentes em metros de canalização											
CONEXÃO		Diâmetro nominal X Equivalência em metros de canalização									
		MATERIAL	3/4"	1"	1 1/4"	1 1/2"	2"	2 1/2"	3"	4"	5"
Curva 90°		PVC	0,5	0,6	0,7	1,2	1,3	1,4	1,5	1,6	1,9
		Metal	0,4	0,5	0,6	0,7	0,9	1,0	1,3	1,6	2,1
Curva 45°		PVC	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1,0	1,1
		Metal	0,2	0,2	0,3	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,9
Joelho 90°		PVC	1,2	1,5	2,0	3,2	3,4	3,7	3,9	4,3	4,9
		Metal	0,7	0,8	1,1	1,3	1,7	2,0	2,5	3,4	4,2
Joelho 45°		PVC	0,5	0,7	1,0	1,3	1,5	1,7	1,8	1,9	2,5
		Metal	0,3	0,4	0,5	0,6	0,8	0,9	1,2	1,5	1,9
Tê de passagem direta		PVC	0,8	0,9	1,5	2,2	2,3	2,4	2,5	2,6	3,3
		Metal	0,4	0,5	0,7	0,9	1,1	1,3	1,6	2,1	2,7
Tê de saída lateral		PVC	2,4	3,1	4,6	7,3	7,6	7,8	8,0	8,3	10,0
		Metal	1,4	1,7	2,3	2,8	3,5	4,3	5,2	6,7	8,4
Tê de saída bilateral		PVC	2,4	3,1	4,6	7,3	7,6	7,8	8,0	8,3	10,0
		Metal	1,4	1,7	2,3	2,8	3,5	4,3	5,2	6,7	8,4
União		PVC	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,15	0,2	0,25
		Metal	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,02	0,03	0,04
Saída de canalização		PVC	0,9	1,3	1,4	3,2	3,3	3,5	3,7	3,9	4,9
		Metal	0,5	0,7	0,9	1,0	1,5	1,9	2,2	3,2	4,0
Luva de redução (*)		PVC	0,3	0,2	0,15	0,4	0,7	0,8	0,85	0,95	1,2
		Aço	0,29	0,16	0,12	0,38	0,64	0,71	0,78	0,9	1,07
Registro de gaveta ou esfera aberto		PVC	0,2	0,3	0,4	0,7	0,8	0,9	0,9	1,0	1,1
		Metal	0,1	0,2	0,2	0,3	0,4	0,4	0,5	0,7	0,9
Registro de globo aberto		Metal	6,7	8,2	11,3	13,4	17,4	21,0	26,0	34,0	43,0
Registro de ângulo aberto		Metal	3,6	4,6	5,6	6,7	8,5	10,0	13,0	17,0	21,0
Válvula de pé com crivo		PVC	9,5	13,3	15,3	18,3	23,7	25,0	26,8	28,8	37,4
		Metal	5,6	7,3	10,0	11,6	14,0	17,0	22,0	23,0	30,0
Válvula de Retenção	Horizontal	Metal	1,6	2,1	2,7	3,2	4,2	5,2	6,3	6,4	10,4
	Vertical	Metal	2,4	3,2	4,0	4,8	6,4	8,1	9,7	12,9	16,1

#### OBSERVAÇÕES:

a - Os valores acima estão de acordo com a NBR 5626/82 e Tabela de Perda de Targa da Tigre para PVC rígido e cobre, e NBR 92/80 e Tabela de Perda de Carga Tupy para ferro fundido galvanizado, bronze ou latão.

b - (\*) Os diâmetros indicados referem-se à menor bitola de reduções concêntricas, com fluxo da maior para a menor bitola, sendo a bitola maior uma medida acima da menor.

Ex.: 1.1/4" x 1" - 1.1/2" x 1.1/4"

## ANEXO H - ESPESSURAS DE TUBULAÇÃO EM AÇO INOX

### TUBOS DE AÇO INOXIDÁVEL COM COSTURA E SEM COSTURA - PADRÃO SCHEDULE

ESPESSURA DE PAREDE (mm) / PESO TEÓRICO (Kg/m)													
DIÂMETRO		SCH 5S		SCH 10S		SCH 40S		SCH 80S		SCH 160S		SCH XXS	
Nominal (pol)	Externo (mm)	Parede (mm)	Peso (Kg/m)										
1/8"	10,29			1,24	0,281	1,73	0,371	2,41	0,475				
1/4"	13,72			1,65	0,498	2,24	0,644	3,02	0,809				
3/8"	17,15			1,65	0,640	2,31	0,858	3,20	1,117				
1/2"	21,34	1,65	0,813	2,11	1,016	2,77	1,288	3,73	1,644	4,78	1,981	7,47	2,593
3/4"	26,67	1,65	1,033	2,11	1,297	2,87	1,710	3,91	2,227	5,56	2,938	7,82	3,690
1"	33,40	1,65	1,311	2,77	2,124	3,38	2,540	4,55	3,286	6,35	4,299	9,09	5,531
1.1/4"	42,16	1,65	1,673	2,77	2,731	3,56	3,440	4,85	4,529	6,35	5,692	9,70	7,881
1.1/2"	48,26	1,65	1,925	2,77	3,154	3,68	4,106	5,08	5,490	7,14	7,349	10,16	9,689
2"	60,33	1,65	2,423	2,77	3,991	3,91	5,522	5,54	7,598	8,74	11,286	11,07	13,649
2.1/2"	73,03	2,11	3,746	3,05	5,342	5,16	8,766	7,01	11,584	9,53	15,147	14,02	20,708
3"	88,90	2,11	4,584	3,05	6,554	5,49	11,462	7,62	15,502	11,13	21,665	15,24	28,098
3.1/2"	101,60	2,11	5,254	3,05	7,523	5,74	13,772	8,08	18,914			16,15	34,542
4"	114,30	2,11	5,925	3,05	8,493	6,02	16,316	8,56	22,656	13,49	34,039	17,12	41,643
5"	141,30	2,77	9,605	3,40	11,736	6,55	22,092	9,53	31,432	15,88	49,851	19,05	58,291
6"	168,28	2,77	11,475	3,40	14,032	7,11	28,682	10,97	43,194	18,26	68,566	21,95	80,395
8"	219,08	2,77	14,997	3,76	20,264	8,18	43,181	12,70	65,604	23,01	112,925	22,23	109,531
10"	273,05	3,40	22,948	4,19	28,197	9,27	61,204	12,70	82,760	28,58	174,883	25,40	157,446
12"	323,85	3,96	31,707	4,57	36,522	9,53	74,977	12,70	98,909	33,32	242,302	25,40	189,743
14"	355,60	3,96	34,854	4,78	41,973	9,53	82,550	12,70	109,001	35,71	285,924		
16"	406,40	4,19	42,182	4,78	48,051	9,53	94,668	12,70	125,150	40,49	370,837		
18"	457,20	4,19	47,510	4,78	54,129	9,53	106,785	12,70	141,298	45,24	466,486		
20"	508,00	4,78	60,207	5,54	69,674	9,53	118,903	12,70	157,446	50,01	573,289		
22"	558,80	4,78	66,285	5,54	76,718	9,53	131,021	12,70	173,595	53,98	682,072		
24"	609,60	5,54	83,763	6,35	95,881	9,53	143,138	12,70	189,743	59,54	819,747		
26"	660,40	5,54	90,807	6,35	103,955	9,53	155,256	12,70	205,891				
28"	711,20	6,35	112,029	7,92	139,416	9,53	167,373	12,70	222,040				
30"	762,00	6,35	120,103	7,92	149,487	9,53	179,491	12,70	238,188				

## ANEXO I - RUGOSIDADE RELATIVA PARA VÁRIOS MATERIAIS

Surface	Absolute Roughness - $k$	
	$(10^{-3} m)$	(feet)
Copper, Lead, Brass, Aluminum (new)	0.001 - 0.002	$3.3 - 6.7 \cdot 10^{-6}$
PVC and Plastic Pipes	0.0015 - 0.007	$0.5 - 2.33 \cdot 10^{-5}$
Epoxy, Vinyl Ester and Isophthalic pipe	0.005	$1.7 \cdot 10^{-5}$
Stainless steel, bead blasted	0.001 - 0.006	$(0.00328 - 0.0197) \cdot 10^{-3}$
Stainless steel, turned	0.0004 - 0.006	$(0.00131 - 0.0197) \cdot 10^{-3}$
Stainless steel, electropolished	0.0001 - 0.0008	$(0.000328 - 0.00262) \cdot 10^{-3}$
Steel commercial pipe	0.045 - 0.09	$1.5 - 3 \cdot 10^{-4}$
Stretched steel	0.015	$5 \cdot 10^{-5}$
Weld steel	0.045	$1.5 \cdot 10^{-4}$
Galvanized steel	0.15	$5 \cdot 10^{-4}$
Rusted steel (corrosion)	0.15 - 4	$5 - 133 \cdot 10^{-4}$
New cast iron	0.25 - 0.8	$8 - 27 \cdot 10^{-4}$
Worn cast iron	0.8 - 1.5	$2.7 - 5 \cdot 10^{-3}$
Rusty cast iron	1.5 - 2.5	$5 - 8.3 \cdot 10^{-3}$
Sheet or asphalted cast iron	0.01 - 0.015	$3.33 - 5 \cdot 10^{-5}$
Smoothed cement	0.3	$1 \cdot 10^{-3}$
Ordinary concrete	0.3 - 1	$1 - 3.33 \cdot 10^{-3}$
Coarse concrete	0.3 - 5	$1 - 16.7 \cdot 10^{-3}$
Well planed wood	0.18 - 0.9	$6 - 30 \cdot 10^{-4}$
Ordinary wood	5	$16.7 \cdot 10^{-3}$

Fonte: Engineering ToolBox

**ANEXO J - VISCOSIDADE ABSOLUTA PARA SOLUÇÕES AQUOSAS DE  
GLICOSE**

Temperature (°C) (deg F)	Absolute Viscosity (cP)		
	Sucrose (% per weight)		
	20	40	60
0	3.82	14.8	
10	2.66	9.83	113
20	1.97	6.22	56.7
30	1.51	4.40	34.0
40	1.20	3.26	21.3
50	0.97	2.51	14.1
60	0.81	1.99	9.87
70	0.69	1.61	7.18
80	0.59	1.34	5.42
90		1.13	4.17
95		1.04	3.73

Fonte: Engineering ToolBox

## ANEXO K - VISCOSIDADE ABSOLUTA PARA O HIDROGÊNIO EM VÁRIAS TEMPERATURAS

Gas	Absolute Viscosity ( $10^{-5}$ Pa s)								
	Temperature ( $^{\circ}$ C)								
	0	20	50	100	200	300	400	500	600
Air	1.73	1.82	1.96	2.20	2.61	2.98	3.32	3.64	3.94
Ammonia	0.92	0.99	1.10	1.30	1.68	2.06	2.44	2.82	3.19
Argon	2.1	2.23	2.42	2.73	3.28	3.77	4.22	4.64	5.04
Benzene	0.7	0.75	0.81	0.94	1.20				
Carbon dioxide	1.37	1.47	1.61	1.85	2.30	2.71	3.08	3.42	3.74
Carbon monoxide	1.66	1.74	1.88	2.10	2.52	2.90	3.25	3.56	3.86
Chlorine	1.23	1.32	1.45	1.69	2.10	2.50			
Chloroform	0.94	1.01	1.11	1.28	1.62	1.95			
Ethylene	0.97	1.03	1.12	1.28	1.54	1.79			
Helium	1.87	1.96	2.10	2.32	2.73	3.12	3.48	3.84	4.18
Hydrogen	0.84	0.88	0.94	1.04	1.21	1.37	1.53	1.69	1.84
Methane	1.03	1.10	1.19	1.35	1.63	1.88	2.11	2.33	2.53
Neon	2.98	3.13	3.36	3.70	4.32	4.89	5.43	5.94	6.44
Nitrogen	1.66	1.76	1.89	2.12	2.51	2.86	3.19	3.49	3.78
Nitrous oxide	1.37	1.47	1.61	1.84	2.29	2.70	3.07	3.40	3.70
Oxygen	1.95	2.04	2.18	2.44	2.93	3.37	3.76	4.13	4.47
Steam	0.92	0.97	1.06	1.24	1.62	2.03	2.45	2.86	3.26
Sulphur dioxide	1.16	1.26	1.40	1.64	2.09	2.51	2.90	3.26	3.61
Xenon	2.12	2.28	2.51	2.88	3.57	4.20	4.79	5.34	5.86

Fonte: Engineering ToolBox

## ANEXO L - MODELOS DE CALDEIRA E CAPACIDADE

Modelo	Capacidade (kg/h)	Dimensões				Peso (ton)	
		L (mm)	W (mm)	H (mm)	Ds (mm)	Vazia	Operação
A3P-2.0	2,000	5,655	2,205	2,326	340	8.1	12,4
A3P-2.5	2,500	5,847	2,795	2,474	340	8,6	13,7
A3P-3.2	3,200	6,044	2,589	2,649	340	9,3	15,2
A3P-4.0	4,000	6,372	2,856	2,904	500	10,9	18,0
A3P-5.0	5,000	6,962	2,883	2,847	500	12,5	21,0
A3P-6.5	6,500	7,130	3,330	3,155	500	13,2	23,1
A3P-8.0	8,000	7,389	3,340	3,430	600	21,0	35,3
M3P-10	10,000	7,594	3,510	3,645	600	26,0	46,2
A3P-12	12,000	8,052	3,850	3,865	600	31,0	52,4
A3P-15	15,000	8,780	4,390	4,010	750	33,6	60,3
A3P-17	17,000	9,350	4,370	4,290	750	42,0	74,7
A3P-20 1F	20,000	9,500	4,600	4,500	1,160	45,8	82,2
A3P-20	20,000	8,090	5,580	4,610	1,160	50,0	88,1
A3P-24	24,000	8,400	5,780	4,820	1,160	53,0	96,4
A3P-30	30,000	8,900	6,020	5,140	1,500	66,0	116,7
A3P-34	34,000	9,400	6,260	5,380	1,500	77,0	137,8

Dados referentes à pressão 170 psig.

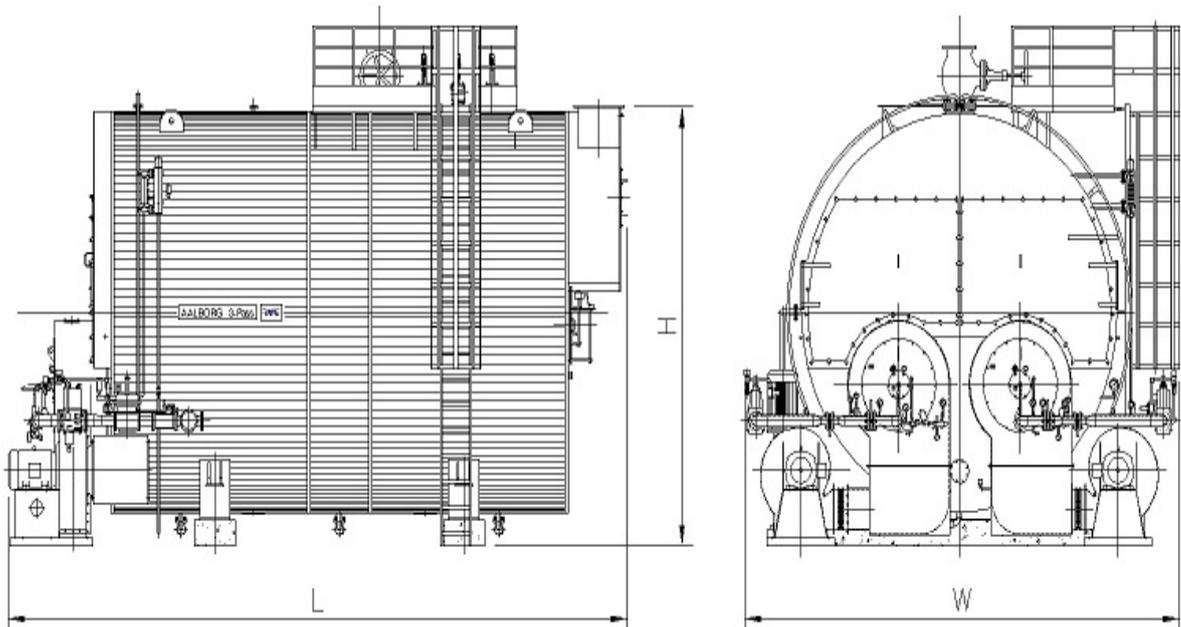
Eficiência (%) 90 +- 2.

## ANEXO M - PROJETO DA CALDEIRA

### Dados de projeto

Capacidade: Vapor: 2 - 34 t/h  
Água quente: 1.5 - 25 MW  
Pressão: até 300 psig  
Temperatura: Vapor saturado e superaquecido

Capacidade, Consumo de combustível, Dimensões & Peso da caldeira:



## ANEXO N - PURIFICADOR DE HIDROGÊNIO

Feedstock	H2-rich Gas Mixture
Capacity	30~200000Nm <sup>3</sup> /h
H2 Purity	99%~99.999%
Pressure	0.4~3.0MPa
Temperature	Ambient

Imagem 1 - Faixa de aplicação do equipamento. Fonte: Fabricante.

**TCWY** CHENGDU TCWY  
NEW ENERGY TECHNOLOGY CO., LTD.

**INDUSTRIAL GAS** **NEW ENERGY**  
TECHNOLOGIES PROFESSIONAL

**TECHNOLOGIES & SOLUTIONS**

- HYDROGEN PRODUCTION ◆
- PSA TECHNOLOGY ◆
- OXYGEN-ENRICHED COMBUSTION AND SMELTING ◆
- O<sub>2</sub>/N<sub>2</sub> GENERATION ◆
- COG-CNG/LNG ◆
- SMALL-SCALE SKID-MOUNTED LNG PROCESS ◆
- ACID GAS REMOVAL ◆
- FUEL ETHANOL ◆

SINCE **2013**

**WHY CHOOSE US**

- HIGH EXPERIENCED TECHNICAL TEAM**
- COST-EFFECTIVE SOLUTIONS**
- EXCELLENT QUALITY**

CHENGDU TCWY NEW ENERGY TECHNOLOGY CO., LTD.

## ANEXO O - TUBULAÇÕES DE AÇO

### TUBOS DE AÇO



9

Tubos de Condução com e sem costura -  
NBR 5590 (ASTM A-53) / A106 A / API 5L B

Diâmetro			Esp. Parede mm	Peso Kg/m	Denom. Conf. API 5L	Sched Nº
Norm. pol. (")	Ext. mm	Int. mm				
1/4"	13,7	9,22	2,24	0,63	STD	40
		7,66	3,02	0,80	XS	80
3/8"	17,1	12,48	2,31	0,84	STD	40
		10,70	3,20	1,10	XS	80
1/2"	21,3	15,76	2,77	1,27	STD	40
		13,84	3,73	1,62	XS	80
		11,74	4,78	1,95	-	160
		6,36	7,47	2,55	XXS	-
3/4"	26,7	20,96	2,87	1,69	STD	40
		18,88	3,91	2,20	XS	80
		15,58	5,56	2,90	-	160
		11,06	7,82	3,64	XXS	-
1"	33,4	26,64	3,38	2,50	STD	40
		24,30	4,55	3,24	XS	80
		20,70	6,35	4,24	-	160
		15,22	9,09	5,45	XXS	-
1.1/4"	42,2	35,08	3,56	3,39	STD	40
		32,50	4,85	4,47	XS	80
		29,50	6,35	5,61	-	160
		22,80	9,70	7,77	XXS	-
1.1/2"	48,3	40,94	3,68	4,05	STD	40
		38,14	5,08	5,41	XS	80
		34,02	7,14	7,25	-	160
		28,00	10,15	9,56	XXS	-
2"	60,3	52,48	3,91	5,44	STD	40
		49,22	5,54	7,48	XS	80
		42,82	8,74	11,11	-	160
		38,16	11,07	13,44	XXS	-
2.1/2"	73,0	62,68	5,16	8,63	STD	40
		58,98	7,01	11,41	XS	80
		53,94	9,53	14,92	-	160
		44,96	14,02	20,39	XXS	-
3"	88,9	77,92	5,49	11,29	STD	40
		73,66	7,62	15,27	XS	80
		66,64	11,13	21,35	-	160
		58,42	15,24	27,68	XXS	-
3.1/2"	101,6	90,12	5,74	13,57	STD	40
		85,44	8,08	18,63	XS	80
4"	114,3	102,26	6,02	16,07	STD	40
		97,18	8,56	22,32	XS	80
		92,04	11,13	28,32	-	120
		87,32	13,49	33,54	-	160
		80,06	17,12	41,03	XXS	-
5"	141,3	128,20	6,55	21,77	STD	40
		122,24	9,53	30,97	XS	80
		115,90	12,70	40,28	-	120
		109,54	15,88	49,11	-	160
		103,20	19,05	57,43	XXS	-

Diâmetro			Esp. Parede mm	Peso Kg/m	Denom. Conf. API 5L	Sched Nº
Norm. pol. (")	Ext. mm	Int. mm				
6"	168,3	155,60	6,35	25,36	-	-
		154,08	7,11	28,26	STD	40
		146,36	10,97	42,56	XS	80
		139,76	14,27	54,20	-	120
		131,78	18,26	67,56	-	160
		124,40	21,95	79,22	XS	-
8"	219,1	206,40	6,35	33,31	-	20
		205,02	7,04	36,81	-	30
		203,26	7,92	41,24	-	-
		202,74	8,18	42,55	STD	40
		198,48	10,31	53,08	-	60
		193,70	12,70	64,64	XS	80
		188,92	15,09	75,92	-	100
		182,58	18,26	90,44	-	120
		181,00	19,05	93,98	-	-
		177,86	20,62	100,92	-	140
		174,64	22,23	107,92	XXS	-
		173,08	23,01	111,27	-	160
10"	273,0	260,30	6,35	41,75	-	20
		257,45	7,80	51,01	-	30
		254,46	9,27	60,29	STD	40
		247,60	12,70	81,52	XS	60
		242,82	15,09	95,97	-	80
		236,48	18,26	114,71	-	100
		230,12	21,44	133,00	-	120
		222,20	25,40	155,09	XXS	140
		215,84	28,58	172,26	-	160
12"	323,8	311,14	6,35	49,71	-	20
		307,04	8,38	65,18	-	30
		304,74	9,53	73,86	STD	-
		303,18	10,31	79,70	-	40
		298,40	12,70	97,43	XS	-
		295,26	14,27	108,92	-	60
		288,84	17,48	132,04	-	80
		282,56	20,62	154,16	-	-
		280,92	21,44	159,86	-	100
		273,00	25,40	186,91	XXS	120
257,16	33,32	238,68	-	160		
14"	355,6	342,90	6,35	54,69	-	10
		339,76	7,92	67,90	-	20
		336,54	9,53	81,33	STD	30
		333,34	11,13	94,55	-	40
		330,20	12,70	107,39	XS	-
		325,42	15,09	126,71	-	60
		317,50	19,05	158,10	-	80
		307,94	23,83	194,96	-	100
		300,02	27,79	224,65	-	120
		292,10	31,75	253,56	-	140
284,18	35,71	281,70	-	160		

Área em cm<sup>2</sup> peso por metro. Atenção: utilize todas as medidas em cm para obter a área em cm<sup>2</sup>

## ANEXO P - BOMBAS CENTRÍFUGAS



EBARA CORPORATION

### BOMBAS CENTRÍFUGAS MONOESTÁGIOS ROTOR FECHADO

SINGLE STAGE CENTRIFUGAL PUMPS CLOSED IMPELLER  
BOMBAS CENTRIFUGAS MONOETAPA IMPULSOR CERRADO

2900 RPM - 50Hz

**RL25**  
SÉRIE



**MAIOR PRESSÃO COM MENOR CUSTO**  
MORE HEAD FOR LESS PRICE  
MÁS PRESIÓN CON MENOS COSTO



MODELO MODEL MODELO	cv hp	Rotor Impeller Impulsor Æ (mm)	Sucção Suction Aspiración NPT / BSP	Recalque Discharge Descarga NPT / BSP	Vazão / Flow Rate / Caudal												
					m³/h	0,0	15,0	20,0	27,0	33,0	37,0	40,0	42,0	44,0	46,0	48,0	51,0
ALTURA MANOMÉTRICA / HEAD / ALTURA DE BOMBEO (mc.à.)																	
RL-25	10	194	2.1/2"	2.1/2"	48,1	47,2	45,4	41,4	36,3	31,9							
RL-25	10	202	2.1/2"	2.1/2"	52,4	52,4	50,8	47,1									
RL-25	12,5	202	2.1/2"	2.1/2"	52,4	52,4	50,8	47,1	42,3	38,2	34,7						
RL-25	12,5	209	2.1/2"	2.1/2"	57,7	57,1	55,6	52,1	47,6	43,7	40,4	37,9					
RL-25	15	220	2.1/2"	2.1/2"	64,1	63,7	62,3	59,0	54,8	51,1	48,0	45,6	43,0				
RL-25	15	230	2.1/2"	2.1/2"	69,6	69,3	68,0	64,8	60,7	57,2							
RL-25	20	230	2.1/2"	2.1/2"	69,6	69,3	68,0	64,8	60,7	57,2	54,1	51,7	49,2	46,5			
RL-25	20	238	2.1/2"	2.1/2"	75,3	75,2	73,9	71,0	67,1	63,8	61,0	58,8	56,5	54,0	51,3		
RL-24	20	249	2.1/2"	2.1/2"	83,3	83,3	82,2	79,4	75,9	72,9	70,4						
RL-25	25	249	2.1/2"	2.1/2"	83,3	83,3	82,2	79,4	75,9	72,9	70,4	68,4	66,4	64,2	61,9	58,2	
RL-25	30	260	2.1/2"	2.1/2"	92,2	92,2	91,3	88,9	85,8	83,2	81,0	79,4	77,6	75,8	73,8	70,6	67,1

NOTA: Disponível apenas na opção monobloco, bocais rosqueados, vedação selo mecânico. / NOTE: Only available in Close-coupled, Threaded nozzle and Mechanical Seal assemblies /  
NOTA: Solamente disponibles en la opción mono block, Bocales roscados, vedación sello mecánico

**RL26A**  
SÉRIE



MODELO MODEL MODELO	cv hp	Rotor Impeller Impulsor Æ (mm)	Sucção Suction Aspiración NPT / BSP	Recalque Discharge Descarga NPT / BSP	Vazão / Flow Rate / Caudal													
					m³/h	0,0	7,0	20,0	30,0	35,0	40,0	45,0	50,0	55,0	58,0	60,0	66,0	69,0
ALTURA MANOMÉTRICA / HEAD / ALTURA DE BOMBEO (mc.à.)																		
RL-26A	15,00	204x5,5	3"	2.1/2"	51,5	50,7	49,0	46,8	45,3	43,5	41,3	38,6						
RL-26A	20,00	210x8,5	3"	2.1/2"	52,8	52,5	51,5	50,2	49,2	48,0	46,6	44,9	42,9	41,6	40,7	37,5	35,7	31,0
RL-26A	20,00	225x5,5	3"	2.1/2"	62,4	62,4	61,8	59,9	58,6	57,1	55,3	53,4	51,4	50,1	49,2			
RL-26A	25,00	225x8	3"	2.1/2"	64,2	64,2	63,6	62,5	61,8	61,0	60,0	58,9	57,6	56,8	56,2	54,3		
RL-26A	25,00	238x8	3"	2.1/2"	68,9	68,9	69,2	68,9	68,5	68,0	67,3	66,5	65,4	64,6	64,0			
RL-26A	25,00	250x8	3"	2.1/2"	84,2	84,2	83,7	82,4	81,4	80,2	78,7	76,8						
RL-26A	30,00	250x8	3"	2.1/2"	84,2	84,2	83,7	82,4	81,4	80,2	78,7	76,8	74,7	73,3	72,3	68,9	67,0	

(F) Flanges ANSI B16.1 / (F) Flange ANSI B16.1 / (F) Brida ANSI B16.1

**RL26B**  
SÉRIE



MODELO MODEL MODELO	cv hp	Rotor Impeller Impulsor Æ (mm)	Sucção Suction Aspiración NPT / BSP	Recalque Discharge Descarga NPT / BSP	Vazão / Flow Rate / Caudal														
					m³/h	0,0	8,0	20,0	30,0	40,0	50,0	60,0	65,0	70,0	75,0	80,0	83,0	90,0	95,0
ALTURA MANOMÉTRICA / HEAD / ALTURA DE BOMBEO (mc.à.)																			
RL-26B	15,00	195x6,5	3"	2.1/2"	45,5	44,7	43,9	43,0	41,5	38,9	34,7	31,9							
RL-26B	20,00	194x8	3"	2.1/2"	46,8	46,6	46,4	45,9	44,9	43,1	40,2	38,2	35,9	33,1	29,9	27,7			
RL-26B	25,00	209x9	3"	2.1/2"	55,9	55,5	55,3	55,1	54,7	53,8	52,3	51,2	49,8	48,2	46,2	44,9	41,2	38,2	33,2
RL-26B	30,00	230x9	3"	2.1/2"	67,7	66,8	66,2	66,1	65,9	65,2	63,6	62,4	60,8	58,8	56,3	54,6			
RL-26B	40,00	230x9	3"	2.1/2"	67,7	66,8	66,2	66,1	65,9	65,2	63,6	62,4	60,8	58,8	56,3	54,6	49,8	45,6	38,7

(F) Flanges ANSI B16.1 / (F) Flange ANSI B16.1 / (F) Brida ANSI B16.1

**ANEXO Q - TANQUES DE ARMAZENAMENTO**

CEP 97.760.000 – JAGUARI – RS  
FONE: (55) 3255 1778 - Cel: (55) 9962-8762

Gabriel Sauzem [gabriel\\_sauzem@hotmail.com](mailto:gabriel_sauzem@hotmail.com)  
Santa Maria - RS  
Fone: 55 9 9676-9917

Conforme solicitado, temos a satisfação de submeter nossos produtos e serviços à vossa apreciação.

Na expectativa que o presente seja do agrado, colocamo-nos à disposição para quaisquer esclarecimentos que se façam necessário.

Desde já somos gratos pela oportunidade

**ITEM 01**

Reservatório em aço inox 304

Espessura da chapa 1,50mm

Porta de inspeção superior Ø 350mm

Fundo plano, saída 2" para drenagem

Saída retirada 1 1/2" para retirada

Capacidade, 1650 lts

Valor R\$ 8.400,00

Capacidade, 8300 lts

Valor R\$ 21.000,00



ITEM 02  
 Reservatório em polipropileno  
 Capacidade 3.000 lts  
 Medidas Ø 1410mm x 1950mm H  
 Espessura da chapa 4,00mm  
 Fundo plano  
 Tampa superior Ø 4540 mm  
 Duas saídas 1 1/2"  
 Valor R\$ 3.940,00



Certos de termos ofertados produtos e serviços da melhor qualidade, segue os valores para vossa avaliação.

Validade da proposta	30 dias
Prazo de entrega	40 dias
Pagamento	50% pedido 50% entrega, ou BNDES
Fretes	por conta cliente

Jaguari RS 21 de outubro de 2019

## ANEXO R - BOMBA PARA O ABASTECIMENTO DE ÁGUA

# FERRARI®

### BOMBA SUBMERSA PARA POÇO 4" TRIFÁSICA

#### APLICAÇÃO:

- Extração de água Subterrâneas;
- Irrigação em Horticultura;
- Irrigação em Agricultura;
- Aplicações Industriais;
- Rebaixamento do Lençol Freático para a Construção Civil;
- Abastecimento de água para redes públicas (Companhia de Águas);
- Fontes



#### APLICAÇÕES EM MINERAÇÃO:

- a) Escoamento/Drenagem de água de Superfícies;
- b) Transferência de Água Bruta;
- c) Lixiviação (lavagem);
- d) Eliminação de Poeiras.



Conserve este manual jan/2016

#### Atenção!

##### Leia todos os regulamentos e instruções de segurança.

A não observância das regras de segurança, poderá resultar em erros, com a consequência de choques elétricos, lesões graves, incêndio e danos ao equipamento. Mantenha todas as normas de segurança e o manual de instruções em um local seguro e de fácil acesso para uso futuro.

#### 2. Instruções de Uso

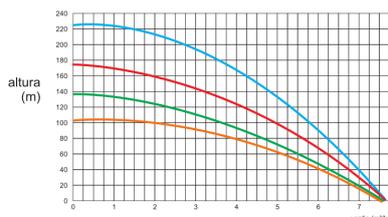
O equipamento que você adquiriu é projetado para bombear água com uma temperatura máxima de 35°C. Este equipamento não deve ser utilizado para outros líquidos, especialmente combustíveis, produtos de limpeza, ou produtos químicos!

O equipamento deve ser utilizado apenas para a finalidade para que se destina. Qualquer outra utilização será considerado como uso indevido. O fabricante não será responsável por quaisquer danos ou lesões de qualquer tipo causado como resultado de uso indevido.

#### 3. Dados Técnicos

CÓDIGO	MODELO	CAPACIDADE MÁXIMA		ALTURA MANOMÉTRICA	MOTOR	POTÊNCIA (KW)	CORRENTE NOMINAL (A)	CORRENTE DE ALIMENTAÇÃO	DIÂMETRO DE ENTRADA/SAÍDA	DIMENSÕES DA EMBALAGEM	PESO
		VAZÃO	TENSÃO (SUÇÃO)								
AAB1040030	4SPFT2/8	6300 l/h	220V	70 mca	84 mca	1 cv			1.1/2"	843 x 130 x 130 mm	11,8/12,3 kg
AAB1040031	4SPFT2/11	6300 l/h	220V	70 mca	115 mca	1.1/2 cv			1.1/2"	850 x 130 x 130 mm	14,5/15,3 kg
AAB1040032	4SPFT2/16	6300 l/h	380V	70 mca	157 mca	2 cv			1.1/2"	1107 x 130 x 130 mm	17,7/18,2 kg
AAB1040033	4SPFT2/20	6300 l/h	380V	70 mca	209 mca	3 cv			1.1/2"	1429 x 130 x 130 mm	25,3/25,8 kg

#### 4. Curva de Desempenho



#### 5. Antes de colocar o equipamento em operação

##### 5.1 Instalação

O equipamento pode ser instalado:

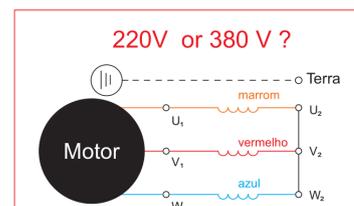
- ✓ Em tubo rígido estacionário;
- ✓ Em tubo rígido estacionário com linha de mangueira de pressão flexível, ou tubo de aço galvanizado.
- ✓ Conecte a mangueira de pressão ou uma tubulação no bocal de recalque da bomba através de um conector adequado;
- ✓ Prender um cabo de segurança nos olhais de içamento da bomba. Para auxílio na descida e subida da bomba do poço;
- ✓ Conecte o cabo de ligação do motor, a caixa de comando. Siga o diagrama de ligação do motor.

Figura 1



- 1- Motor Trifásico;
- 2- Crivo de sucção;
- 3- Bomba;
- 4- Bocal de recalque;
- 5- Olhal de içamento.

Figura 2



1. Em primeiro lugar segue esta ordem, ligue U1 para U2, V1 para V2, W1 para W2.
2. Sentido de rotação da bomba horário visto do bocal de sucção.
3. Se o sentido de rotação está invertido, então inverter a posição de U1 e V1, ou a posição de U1 e W1, ou na posição de V1 e W1, para tornar a direção correta.

## ANEXO S - COMPRESSOR DE AR PARA O *SPRAY DRYER*

### TECHNICAL SPECIFICATIONS

#### ZH 350<sup>+</sup>

Type	Working pressure		Free air delivery <sup>(1)</sup>						Installed motor power	
	bar(e)	psig	l/s		cfm		m <sup>3</sup> /h		kW	hp
			Min.	Max.	Min.	Max.	Min.	Max.		
50/60 Hz										
ZH 350 <sup>+</sup>	6-9	87-130	700	1100	1483	2330	2520	3960	350	470

(1) Free air delivery and power according to Acceptance Test Code for Electrically Driven Packaged Centrifugal Air Compressors. CAGI bulletin 006-11, January 2011 or Pneurop publication PN2-01, November 2010.

### OPTIONS

- Hook up with central controller for multiple compressor installations
- Compatible with heat-of-compression rotary drum dryer, heat recovery



## ANEXO T - TUBULAÇÕES DE PVC

A TUBO DE PVC  
SOLDÁVEL\*

CÓD.	BITOLA	EMBAL.	PREÇO
0023	20mm	12	
0024	25mm	8	
0025	32mm	10	
0026	40mm	5	
0027	50mm	5	
0028	60mm	3	
0029	75mm	1	
0030	85mm	1	
0031	110mm	1	

TUBO DE PVC  
SOLDÁVEL\*

CÓD.	BITOLA	EMBAL.	PREÇO
0032	20mm	12	
0033	25mm	8	
0034	32mm	10	
0035	40mm	5	
0036	50mm	5	
0037	60mm	3	
0038	75mm	1	

\* Venda sob consulta.

ADAPTADOR CURTO  
SOLDÁVEL

CÓD.	BITOLA	EMBAL.	PREÇO
0330	20mm x 1/2	50/2.000	
0331	25mm x 3/4	50/1.200	
0332	32mm x 1	25/800	
0333	40mm x 1.1/4	10/500	
0336	50mm x 1.1/2	25/350	
0337	60mm x 2	10/200	
0338	75mm x 2.1/2	5/75	
0339	85mm x 3	3/45	
0340	110mm x 4	1/20	

ADAPTADOR PARA  
CAIXA D'ÁGUA  
SOLDÁVEL

CÓD.	BITOLA	EMBAL.	PREÇO
0341	20mm x 1/2	12/240	
0342	25mm x 3/4	12/216	
0343	32mm x 1	26/144	
0344	40mm x 1.1/4	6/120	
0345	50mm x 1.1/2	6/120	
0346	60mm x 2	6/90	
0347	75mm x 2.1/2	1/40	
0348	85mm x 3	1/21	
0349	110mm x 4	1/10	

BUCHA DE REDUÇÃO  
CURTA SOLDÁVEL

CÓD.	BITOLA	EMBAL.	PREÇO
0360	25 x 20mm	50/4.000	
0361	32 x 25mm	50/2.000	
0362	40 x 32mm	10/1.000	
0363	50 x 40mm	10/650	
0364	60 x 50mm	12/480	
0365	75 x 60mm	5/150	
0366	85 x 75mm	5/140	
0359	110 x 85mm	5/60	

BUCHA DE REDUÇÃO  
LONGA SOLDÁVEL

CÓD.	BITOLA	EMBAL.	PREÇO
0367	32 x 20mm	15/1.125	
0368	40 x 20mm	15/900	
0369	40 x 25mm	10/800	
0370	50 x 20mm	10/500	
0371	50 x 25mm	25/500	
0372	50 x 32mm	10/480	
0373	60 x 25mm	10/280	
0374	60 x 32mm	10/320	
0375	60 x 40mm	10/280	
0376	60 x 50mm	10/200	
0377	75 x 50mm	5/120	
0378	85 x 60mm	5/80	
0379	110 x 60mm	5/40	
0380	110 x 75mm	5/40	

## CAP SOLDÁVEL



CÓD.	BITOLA	EMBAL.	PREÇO
0382	20mm	50/3.000	
0383	25mm	50/2.000	
0384	32mm	25/1.000	
0385	40mm	10/600	
0386	50mm	10/450	
0387	60mm	10/250	
0388	75mm	5/100	
0389	85mm	5/80	
0390	110mm	5/45	

ÁGUA FRIA  
TUBOS E CONEXÕES SOLDÁVEIS PREDIAIS/INFRAESTRUTURA

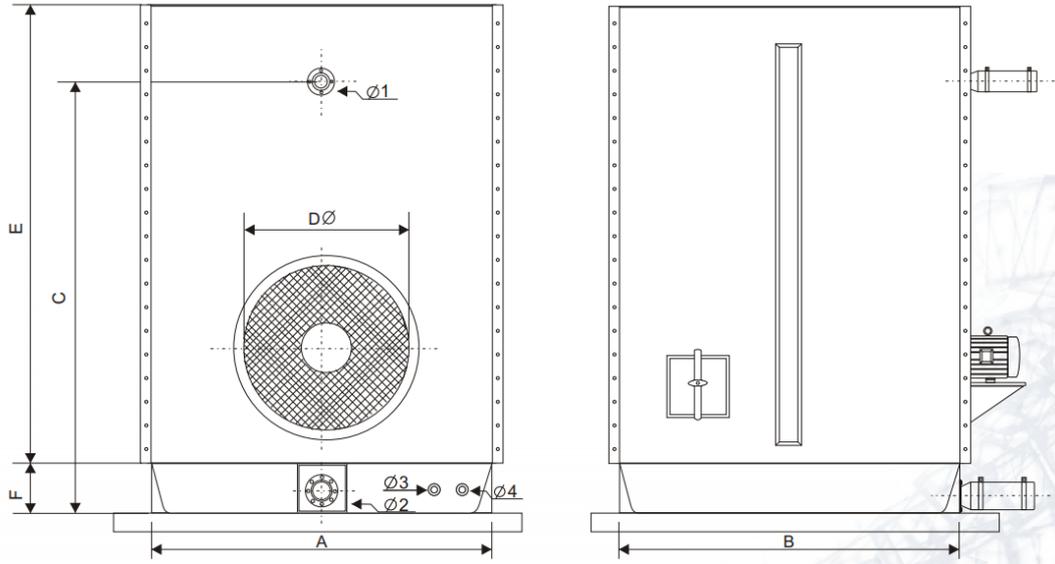
## ANEXO U - PRINCIPAIS MARCAS DE ADOÇANTES NO BRASIL

Principais marcas de adoçantes dietéticos encontradas no mercado (*)					
Nomes comerciais	Composição de e dulcorantes	Quantidade de adoçante dietético	Quantidade equivalente de açúcar	Forno e fogão	Energia fornecida
Stevia Plus Lowçucar (pó)	steviosídeo, sacarina, ciclamato	1 colher (sopa)	7 colheres (sopa)	Sim	3,8 Kcal/g
Stevia Plus Lowçucar (líquido)	steviosídeo, sacarina, ciclamato	2 gotas	2 colheres (chá)	Sim	zero
Stevioside Lowçucar (pó)	steviosídeo	1 colher (sopa)	5 colheres (sopa)	Sim	3,7 Kcal/g
Stevioside Lowçucar (líquido)	steviosídeo	2 gotas	2 colheres (chá)	Sim	zero
Stevia Classis Lowçucar (pó)	steviosídeo, aspartame, acesulfame-K	1 colher (sopa)	10 colheres (sopa)	Sim	3,8 Kcal/g
Stevia Classis Lowçucar (líquido)	steviosídeo, sacarina, ciclamato	2 gotas	2 colheres (chá)	Sim	zero
Adoçante Magro Lowçucar (líquido)	sacarina e ciclamato	3 gotas	1 colher (chá)	Sim	zero
Multi-Adoçante Lowçucar (pó)	aspartame, sacarina, ciclamato	1 colher (sopa)	7 colheres (sopa)	Sim	3,5 Kcal/g
Aspartame Lowçucar (pó)	aspartame	1 colher (sopa)	7 colheres (sopa)	Não	4 Kcal/g
Frutose Lowçucar (pó)	frutose	1 colher (sopa)	1,2 colheres (sopa)	Sim	4 Kcal/g
Gold (pó)	aspartame	1 colher (chá)	2 colheres (chá)	Não	4 Kcal/g
Gold (líquido)	aspartame e sorbitol	5 gotas	1 colher (chá)	Não	1,5 Kcal/ml
Tal & Qual (pó)	sacarina e ciclamato	1 colher (sopa)	1 colher (sopa)	Sim	3,7 Kcal/g
Assugrin (líquido)	sacarina e ciclamato	4 gotas	1 colher (chá)	Sim	zero
Doce Menor (pó)	sacarina e ciclamato	1 envelope	2 colheres (chá)	Sim	3,7 Kcal/g
Doce Menor (líquido)	sacarina e ciclamato	4 gotas	1 colher (chá)	Sim	zero
Frutose Vepê (pó)	frutose	1,5 colher (chá)	2 colheres (chá)	Sim	4 Kcal/g
Finn (pó)	aspartame	1 envelope	2 colheres (chá)	Não	4 Kcal/g
Finn (tablete)	aspartame	1 tablete	1 colher (chá)	Não	4 Kcal/g
Finn (líquido)	aspartame	5 gotas	1 colher (chá)	Não	2 Kcal/ml

Finn Cristal (líquido)	sacarina e ciclamato	3 gotas	1 colher (chá)	Sim	0,8 Kcal/ml
Slim Linea (pó)	sucralose e acessulfame-K	1 envelope	2 colheres (chá)	Sim	3,8 Kcal/g
Slim Linea (líquido)	sucralose e acessulfame-K	3 gotas	1 colher (chá)	Sim	zero
Slim Swett (pó)	aspartame	1 envelope	2 colheres (chá)	Não	4 Kcal/g
Splenda (pó)	sucralose	1 envelope	2 colheres (chá)	Sim	4 Kcal/g
Splenda (líquido)	sucralose	3 gotas	1 colher (chá)	Sim	0,02 Kcal/ml
Splenda (granular)	sucralose	1 colher (chá)	1 colher (chá)	Sim	4 Kcal/g
Adocyl (pó)	aspartame	1 envelope	2 colheres (chá)	Não	3,8 Kcal/g
Adocyl (líquido)	sacarina e ciclamato	4 gotas	1 colher (chá)	Sim	0,3 Kcal/ml
Sucaryl (líquido)	sacarina e ciclamato	4 gotas	1 colher (chá)	Sim	zero
Zero-Cal (pó)	aspartame	1 envelope	2 colheres (chá)	Não	3,8 Kcal/g
Zero-Cal (líquido)	aspartame e sorbitol	5 gotas	1 colher (chá)	Não	1,1 Kcal/ml
Zero-Cal (líquido)	sacarina e ciclamato	4 gotas	1 colher (chá)	Sim	0,3 Kcal/ml
E-Qual Sweet (pó)	aspartame	1 envelope	2 colheres (chá)	Não	menos de 4 Kcal/g
<b>* As informações presentes na tabela foram obtidas nos sites, embalagens e nos serviços de atendimento ao consumidor (SAC) das empresas.</b>					

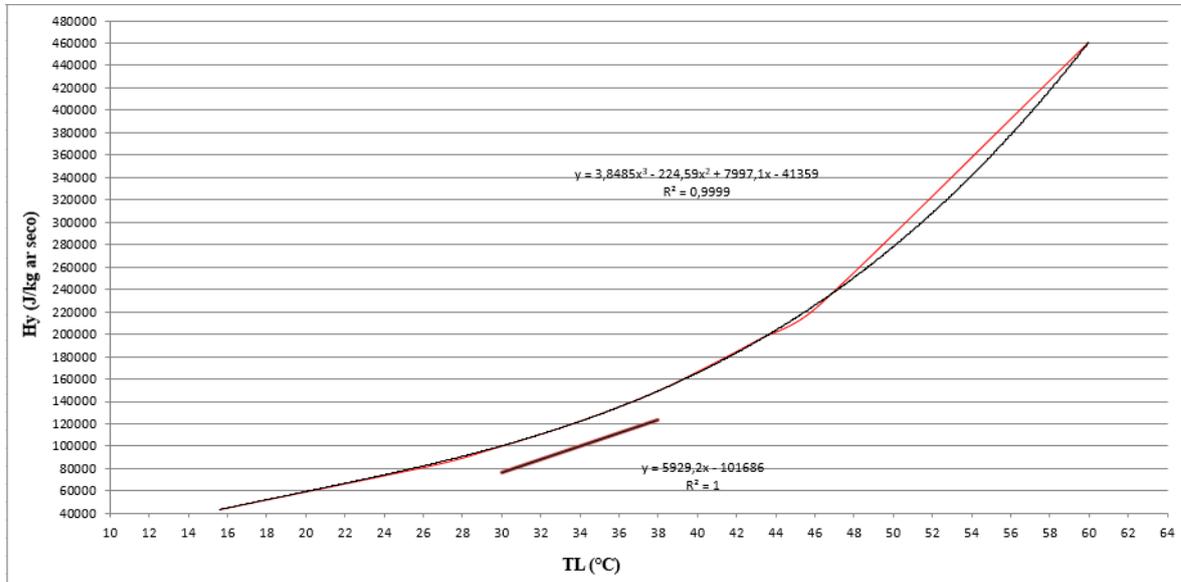
OBS.: Adoçantes à base de sucralose foram especialmente desenvolvidos para ir ao fogo e receber altas temperaturas sem se modificar. Já aqueles à base de aspartame não podem ir ao fogo por serem derivados de proteína (toda proteína perde sua característica quando exposta a altas temperaturas).

### ANEXO V - TORRE DE RESFRIAMENTO



#### MODELOS STANDARD

MODELO	MOTOR CV	PESO			DIMENSÕES						CONEXÕES				VAZÃO DE ÁGUA
		SECO	OPER.	VOL.	A	B	C	DØ	E	F	1	2	3	4	
ADC - 10	1/4	170	350	1,4m³	950	600	2360	450	2010	350	2"	4"	½"	¾"	6,81 m³/h
ADC - 20	1/4	200	460	2,2m³	950	950	2360	500	2010	350	2"½	4"	¾"	¾"	13,63 m³/h
ADC - 30	2/4	270	680	3,3m³	950	1300	2640	600	2290	350	2"½	4"	¾"	¾"	20,45 m³/h
ADC - 40	3/6	370	995	5,1m³	1300	1300	2660	700	2310	350	4"	5"	¾"	1"	27,27 m³/h
ADC - 50	3/6	480	1270	6,6m³	1300	1700	2660	800	2310	350	5"	5"	1"	1"	34,09 m³/h
ADC - 60	7,5/6	580	1655	9,0m³	1700	1700	2860	900	2510	350	5"	6"	1"	1"	40,90 m³/h
ADC - 80	7,5/6	780	2160	11m³	1700	2100	2860	900	2750	450	5"	6"	1"	1"	54,54 m³/h
ADC - 95	5/8	980	3580	12m³	2100	2100	2590	1200	3110	450	4"	8"	1"½	1"½	64,77 m³/h



## ANEXO W - ROSCA TRANSPORTADORA



ROSCA TRANSPORTADORA (CHUPIM).

MODELO	DIAMETRO NOMINAL (POL.)	DIAMETRO NOMINAL (MM.)	PRODUÇÃO NOMINAL POR PESO (TON./HR)	PRODUÇÃO NOMINAL POR VOLUME (M <sup>3</sup> / HR)	ROTAÇÃO (RPM)	MOTOR ELÉTR. 04 PÓLOS (CV)
RTO 4	04	100	08 a 12	11 a 16	430	01 a 02
RTO 6	06	150	20 a 25	27 a 33	430	02 ou 03
RTO 8	08	200	30 a 35	40 a 47	480	03 a 05
RTO 10	10	250	50 a 60	67 a 80	480	05 a 7.5
RTO 12	12	300	80 a 90	107 a 120	480	7.5 ou 10

## ANEXO X - COLUNA DE OSMOSE REVERSA

### INFORMAÇÕES

Fabricada com componentes de linha Industrial.

Projetada para funcionar até 24 horas por dia com breves paradas.

Fácil operação: liga ou desliga somente com um toque.

Pode ser intertravada a um sistema de pré-tratamento.

Cinco modelos de equipamento com capacidade de vazão de:

100 l/h,

200 l/h,

300 l/h,

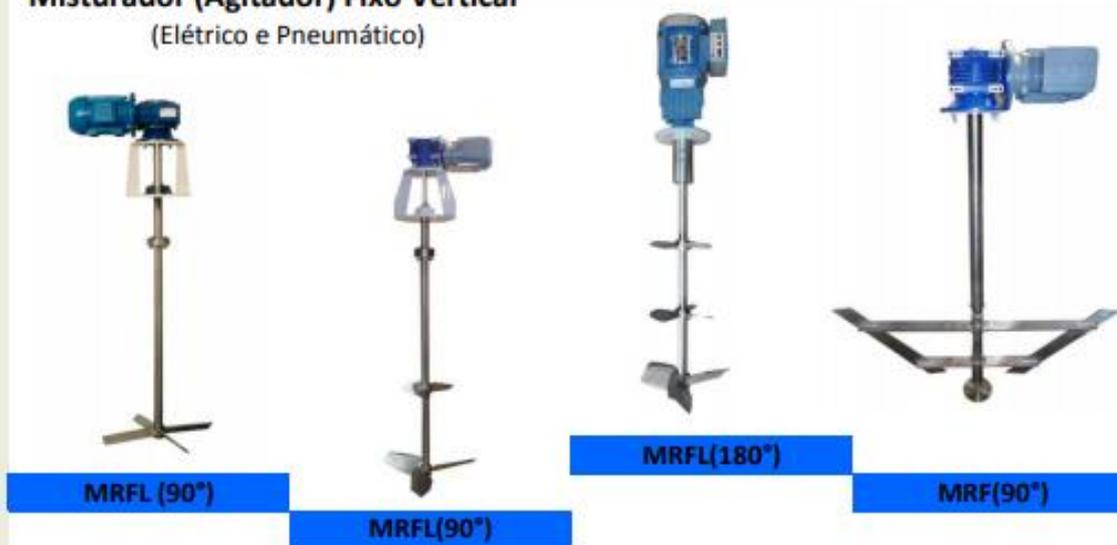
500 l/h,

750 l/h

OBS: Todos na versão simples passo.



## ANEXO Y – AGITADOR


**Misturador (Agitador) Fixo Vertical**  
 (Elétrico e Pneumático)


Misturadores e agitadores de utilizações diversas nas indústrias: **químicas, alimentícias, de tintas, farmacêuticas, petroquímicas, tratamento de água de reuso, etc.** Com acionamento motor direto ou motoredutor e impulsores específicos, para diferentes aplicações e procedimentos químicos.

**Características Técnicas:**

Volume:	1,0 a 70 m <sup>3</sup> .
Potência:	0,25 a 30,0 HP.
Rotação:	10 a 1760 RPM.
Densidade do produto:	de 1000 a 1600 kg/m <sup>3</sup> .
Viscosidade do produto:	até 8.000 cps.

## ANEXO Z - EMPILHADEIRA

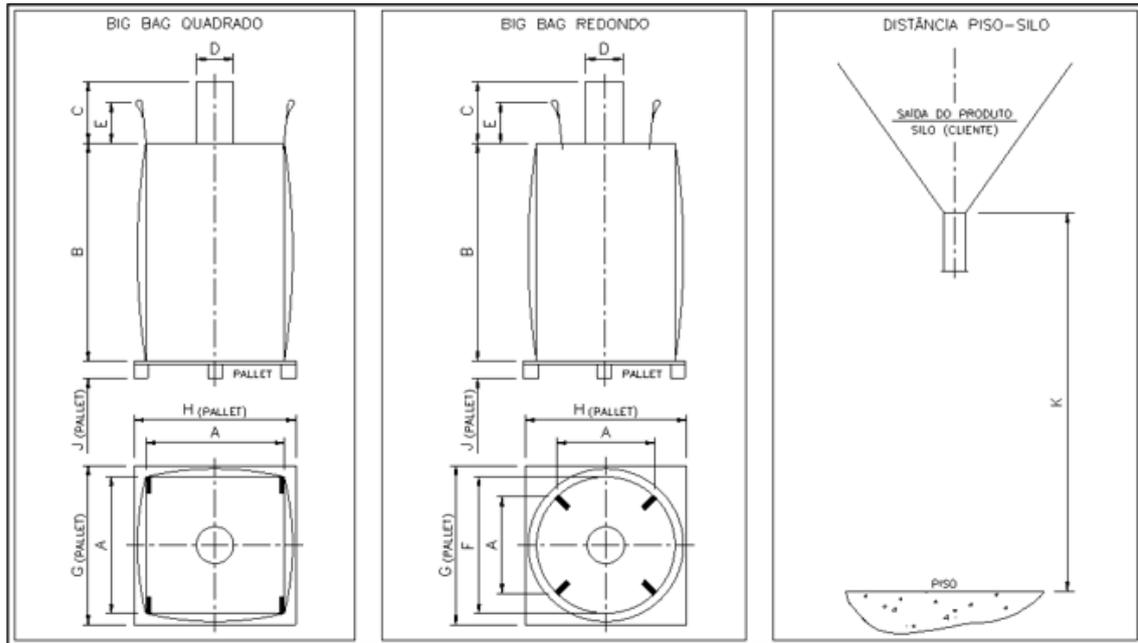


## 8FG 1.8 a 3.0 toneladas



### Empilhadeira Contrabalançada Combustão 8FG

- Capacidade de carga: 1.8 a 3.0 toneladas
- Elevação dos Garfos: 4,0 - 6,0 metros
- Motor: Gasolina/GLP (Toyota 4Y)

ANEXO AA - ENSACADEIRA DE *BIG BAGS*

## ANEXO AB - COMPRESSOR DE HIDROGÊNIO MARCA L&W



[HOME](#) | 
 [PRODUCTS](#) | 
 [INDUSTRIES](#) | 
 [SERVICE](#) | 
 [COMPANY](#) | 
 [CONTACT](#)

### HYDROGEN COMPRESSORS

We delivers high-pressure compressors and the complementary modules for purification, storage and filling.

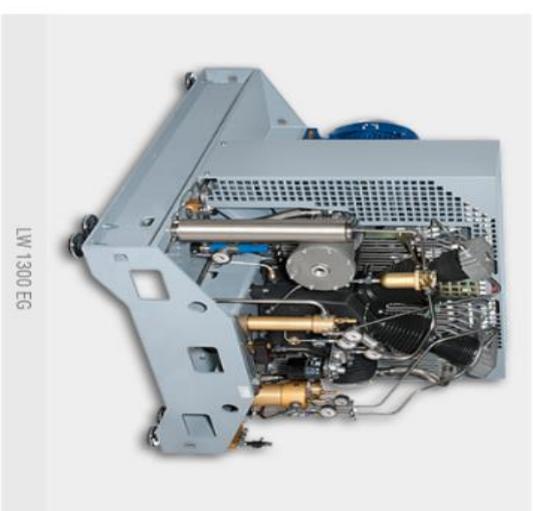
Stationary high pressure compressors for the compression of hydrogen, natural gas and biogas. Our compressors are characterised by a sturdy construction, low speed, long service intervals and an excellent value for money.

Take profit of our know-how in planning and construction of special systems, e.g. natural gas stations, biogas compressors for industrial large-scale plants, hydrogen systems and energy storage.

#### Applications

Type	From	To
Inlet pressure	atmospheric	150 bar (2100 psi)
Delivery capacity	6 m <sup>3</sup> /h (3,5 cfm)	700 m <sup>3</sup> /h (420 cfm)
Final pressure	10 bar (140 psi)	420 bar (6100 psi)

We individually calculate compressor and drive power according to your application requirement. In this way, we perform the best possible efficiency and highest economic feasibility for you.



LW 1300 EG

**Standard equipment**

- » Sturdy, warp resistant steel frame with high quality industrial coating
- » Final pressure gauge, electric control system according to requirements and application
- » Automatic stop at final pressure
- » Automatic condensate drain
- » All pistons c/w steel piston rings at all stages
- » Hardened compression cylinders
- » Oil lubrication
- » Oil- / Water separators after each stage
- » Safety valves after each stage
- » Final pressure safety valve
- » Pressure maintaining and non return valve, HP outlet
- » Explosion proofed external components for EX zone 1

**Options**

- » Primary pressure calibration to adjust the desired inlet pressure
- » Inlet buffer tank 150 l, incl. safety valve, manual condensate drain valve, pressure gauge and electrical cut-off solenoid for inlet gas
- » Primary pressure monitoring - pressure shut off at max./min. inlet pressure
- » Electronic Compressor Control - ECC
- » Auto start for semi / full automatic mode
- » Inter-stage pressure gauge
- » Oil pressure gauge and monitoring c/w auto shut down
- » Puracon filter monitoring
- » Compressor block heating for ambient temperature  $< +5^{\circ}\text{C}$
- » Water cooling with stainless steel heat exchanger
- » Additional oil lubrication circuit allows oil changes during operation
- » Filter extension (larger or second filter housing)



**ANEXO AC - CAIXA DE ÁGUA**

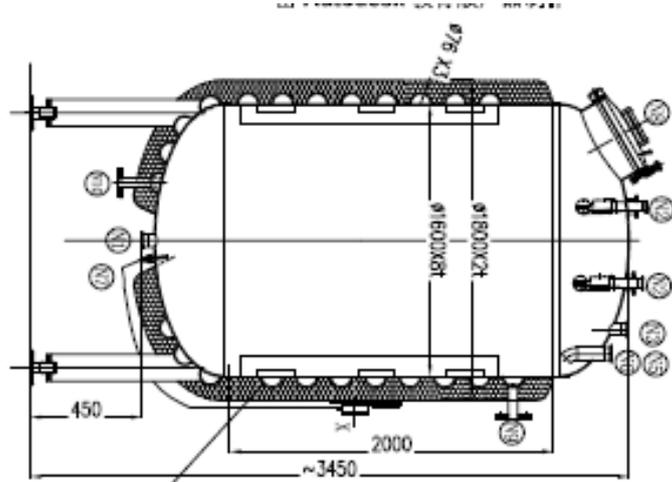
## ANEXO AD - GASTO DE ÁGUA SEGUNDO MACINTYRE, 2012

Tipo do prédio	Unidade	Consumo l/dia
1. Serviço doméstico		
Apartamentos	<i>per capita</i>	200
Apartamentos de luxo	por dormitório	300 a 400
	por qto. de empregada	200
Residência de luxo	<i>per capita</i>	300 a 400
Residência de médio valor	<i>per capita</i>	150
Residências populares	<i>per capita</i>	120 a 150
Alojamentos provisórios de obra	<i>per capita</i>	80
Apartamento de zelador		600 a 1.000
2. Serviço público		
Edifícios de escritórios	por ocupante efetivo	50 a 80
Escolas, internatos	<i>per capita</i>	150
Escolas, externatos	por aluno	50
Escolas, semi-internato	por aluno	100
Hospitais e casas de saúde	por leito	250
Hotéis com coz. e lavanderia	por hóspede	250 a 350
Hotéis sem coz. e lavanderia	por hóspede	120
Lavanderias	por kg de roupa seca	30
Quartéis	por soldado	150
Cavalariças	por cavalo	100
Restaurantes	por refeição	25
Mercados	por m <sup>2</sup> de área	5
Garagens e postos de serviços para automóveis	por automóvel	100
	por caminhão	150
Rega de jardins	por m <sup>2</sup> de área	1,5
Cinemas, teatros	por lugar	2
Igrejas	por lugar	2
Ambulatórios	<i>per capita</i>	25
Creches	<i>per capita</i>	50
3. Serviço industrial		
Fábricas (uso pessoal)	por operário	70 a 80
Fábrica com restaurante	por operário	100
Usinas de leite	por litro de leite	5
Matadouros	por animal abatido (de grande porte)	300
Matadouros	idem de pequeno porte	150

Piscinas (domiciliares) — lâmina de água de 2 cm, por dia

ANEXO AE - TANQUES JAQUETADOS PARA A CIP

由 Autodesk 教育版产品制作



Technical	
Item	Description
1	Material: SS304
2	Pressure: 1.0 bar
3	Temperature: 100°C
4	Volume: 2.0 m³
5	Weight: 2.5 t
6	Manufacturer: SCS204
7	Product Code: SCS204
8	Material: SS304
9	Product Code: SCS204

Technical parameters  
 1. This apparatus was manufactured and tested under the standard of BS4735-1997  
 2. This apparatus meet GMP standard  
 3. All weld-joints are done are welded  
 4. Maximum working pressure  
 5. Inside surface Finish 2B  
 6. Outside surface Finish 304B

Pipe connections  
 管口连接表

Item	Description	Material	Application
N1	Product outlet	SS304	Product outlet
N2	Product inlet	SS304	Product inlet
N3	Product inlet	SS304	Product inlet
N4	Product inlet	SS304	Product inlet
N5	Product inlet	SS304	Product inlet
N6	Product inlet	SS304	Product inlet

Item	Description	Material	Application
N10	Product outlet	SS304	Product outlet
N9	Product inlet	SS304	Product inlet
N8	Product inlet	SS304	Product inlet
N7	Product inlet	SS304	Product inlet

由 Autodesk 教育版产品制作

Item	Description	Material	Application
N11	Product outlet	SS304	Product outlet
N12	Product inlet	SS304	Product inlet
N13	Product inlet	SS304	Product inlet
N14	Product inlet	SS304	Product inlet
N15	Product inlet	SS304	Product inlet
N16	Product inlet	SS304	Product inlet

由 Autodesk 教育版产品制作

由 Autodesk 教育版产品制作

由 Autodesk 教育版产品制作

**Technical**

序 号 参 数	单 位	数 值
1 管 径 (mm)	mm	9.1
2 管 壁 厚 (mm)	mm	1.00
3 管 材 厚 度 (mm)	mm	2.0
4 管 材 厚 度 (mm)	mm	2.0
5 管 材 厚 度 (mm)	mm	2.0
6 管 材 厚 度 (mm)	mm	2.0
7 管 材 厚 度 (mm)	mm	2.0
8 管 材 厚 度 (mm)	mm	2.0
9 管 材 厚 度 (mm)	mm	2.0

**Technical parameters**

- This apparatus was manufactured and tested under the standard of BS4730-1997
- This apparatus meet GMP standard
- All weld-seam are argon arc welded
- Hexamerphrophen resistance
- Inside surface Finish 2B, outside surface Finish 300A

**由 Autodesk 教育版产品制作**

Pipe connections  
管口连接表

序 号	管 口 名 称	管 口 尺 寸	管 口 材 质
N1	管 口 1	1.0"	316L
N2	管 口 2	1.0"	316L
N3	管 口 3	1.0"	316L
N4	管 口 4	1.0"	316L
N5	管 口 5	1.0"	316L
N6	管 口 6	1.0"	316L

**由 Autodesk 教育版产品制作**

序 号	管 口 名 称	管 口 尺 寸	管 口 材 质
N7	管 口 7	1.0"	316L
N8	管 口 8	1.0"	316L
N9	管 口 9	1.0"	316L
N10	管 口 10	1.0"	316L

由 Autodesk 教育版产品制作